

D.00

13

TEORIA, DISEÑO Y CONTROL DE LOS PROCESOS DE CLARIFICACION DEL AGUA

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
ORGANIZACION MUNDIAL DE LA SALUD

250-73TE

TEORÍA, DISEÑO Y CONTROL DE LOS PROCESOS DE CLARIFICACIÓN DEL AGUA

PRINCIPALES ERRATAS ADVERTIDAS

Ubicación	Dice	Debe decir																				
Página 62, figura 220	Efectos del pH y SO ₄ y SO en la . . .	Efectos del pH y SO ₄ ²⁻ en la . . .																				
Página 103, renglón 17	demorando la formación de los productos...	acelerando la formación de los productos...																				
Página 113, figura 3-16A	Retromezcladores mecánicos 3-16A	Fig. 3-16A - Retromezcladores mecánicos																				
Página 130, fórmula 3-23	$G = \left(\frac{P}{\mu}\right)^{1/2} = \left(\frac{v h_f \gamma}{\mu}\right)^{1/2}$	$G = \left(\frac{P}{\mu}\right)^{1/2} = \left(\frac{v h_f \gamma}{\mu l}\right)^{1/2}$																				
Página 163, nota al pie	(*) Véase el capítulo II, pág. 66 y 67	(*) Véase el capítulo II, págs. 73 y 74																				
Página 169, figura 4-5, sobre eje de las abcisas	-	Milivoltios																				
Página 193, renglón 23	C _O (ppm) = Peso del trazador (grs)/...	C _O (ppm) = Peso del trazador (Kgs)/...																				
Página 234, fórmula 5-21	$T = \frac{\gamma a}{P} h_f$	$T = \frac{\gamma a}{P} h_f$																				
Página 234, fórmula 5-23	$h_f = \frac{f}{4R} \frac{v a^2}{2g}$	$h_f = \frac{f}{4R} \frac{v a^2}{2g}$																				
Página 261, figura 5-33	Eficiencia de los sedimentadores tubulares para diferentes longitudinales (datos experimentales tomados de Hanzen y Culp) relativas.	Eficiencia de los sedimentadores tubulares para diferentes longitudes relativas (datos experimentales tomados de Hanzen y Culp).																				
Página 291, renglón 17	(e) . . la cápsula por fuerza	(e) . . la cápsula por fuera																				
Página 319, figura 7-12	Coefficiente adimensional del filtro λ _a versus (según Deb)	Coefficiente adimensional del filtro λ _a versus σ (según Deb)																				
Página 358, nota al pie, tercer renglón	establece que $t = k/a^{1.5}$	establece que $t = \frac{k}{Q^{1.5}}$																				
Página 412, tabla 8-18. columnas 2 y 5, a la altura de: 2. Manchester, y siguientes	<table style="display: inline-table; border: none;"> <tr><td>0.60</td><td>0.15</td></tr> <tr><td>0.45</td><td>0.30</td></tr> <tr><td>0.60</td><td>0.30</td></tr> <tr><td>0.325</td><td>0.25</td></tr> <tr><td>1.0</td><td>0.30</td></tr> </table>	0.60	0.15	0.45	0.30	0.60	0.30	0.325	0.25	1.0	0.30	<table style="display: inline-table; border: none;"> <tr><td>60</td><td>15</td></tr> <tr><td>45</td><td>30</td></tr> <tr><td>60</td><td>30</td></tr> <tr><td>32.5</td><td>25</td></tr> <tr><td>100</td><td>30</td></tr> </table>	60	15	45	30	60	30	32.5	25	100	30
0.60	0.15																					
0.45	0.30																					
0.60	0.30																					
0.325	0.25																					
1.0	0.30																					
60	15																					
45	30																					
60	30																					
32.5	25																					
100	30																					
Página 432, figura 8-52b	Compartimiento de filtro	Comportamiento del filtro																				
Página 440, renglón 5	La velocidad en el conducto o tubo de lavado puede estar entre 1.50 y 3.00 mm/seg.	La velocidad en el conducto o tubo de lavado puede estar entre 1.50 y 3.60 m/seg																				
Página 508, renglón 14	La celda fotoeléctrica está colocada por lo común a 90°	La celda fotoeléctrica está colocada por lo común a 90°																				

250
73TE

TEORIA, DISEÑO Y CONTROL DE LOS PROCESOS DE CLARIFICACION DEL AGUA

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

1981
Instituto Interamericano de
Ciencias del Ambiente
San Salvador, El Salvador



250
78TE
67

TEORIA, DISEÑO Y CONTROL DE LOS PROCESOS DE CLARIFICACION DEL AGUA

DEPARTAMENTO DE INGENIERIA Y
CIENCIAS DEL AMBIENTE

SERIE TECNICA

13



CENTRO PANAMERICANO DE INGENIERIA
SANITARIA Y CIENCIAS DEL AMBIENTE (CEPIS)

1980
Impreso en el Centro de Estudios
y Documentación de CEPIS

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

RECONOCIMIENTO

La Oficina Sanitaria Panamericana deja constancia de su reconocimiento por la labor y el valioso aporte hecho por el

Ing. JORGE ARBOLEDA VALENCIA,

Asesor Regional en Tratamiento de Agua del CEPIS, autor del presente trabajo, quien recopiló, analizó y redactó la información aquí incluida, agregándole ideas originales, fruto de su experiencia profesional.

Hace extensivo también su reconocimiento a los profesionales mencionados en el Anexo I, quienes colaboraron en la revisión de este documento, así como a la Biblioteca de la OPS en Washington, que obtuvo el material técnico solicitado por el autor.

Se agradece también la cooperación brindada en las diferentes etapas de preparación, mecanografiado, revisión e impresión de este documento al personal de secretaría y a la unidad de imprenta del CEPIS, y muy en especial a la Sra. Lilibian Hidalgo y al Sr. Luis Alberto Espinoza.

PROLOGO

Es cada vez mayor la preocupación en los países de América Latina y del Caribe, por los problemas de saneamiento básico. El incremento de población, la intensa urbanización y el proceso de industrialización están creando nuevas y mayores demandas de agua potable y servicios de alcantarillado. Los grandes esfuerzos realizados en la última década han permitido notables progresos, y para la década actual se prevé una amplia actividad de construcción de nuevos servicios y ampliación de los actuales, lo que evidentemente demandará recursos financieros considerables, recursos humanos adecuados y el uso de una tecnología compatible con la situación de cada país.

En los países industrializados el conocimiento científico y los recursos humanos y materiales disponibles están haciendo posible un progreso notable en la tecnología del tratamiento de agua; asimismo, los países en vía de desarrollo, por una necesidad impostergable, están buscando soluciones que permitan simplificar los diseños y reducir costos de inversión y operación de las instalaciones de tratamiento.

La Organización Panamericana de Salud ha estado siguiendo cuidadosamente esta evolución de la tecnología, que permite adaptar los avances realizados en los países industrializados a las necesidades de los países de menores posibilidades económicas. En consecuencia, cumpliendo su papel de entidad de asistencia técnica y en base a la gran demanda de información en ese campo, decidió auspiciar la preparación de un documento que cubriera los aspectos más importantes de la tecnología del tratamiento del agua, y más específicamente la teoría, el diseño y el control de los procesos de coagulación, sedimentación y filtración.

Con este propósito se encargó, en 1970, al Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente-CEPIS, para que a través de su Asesor Regional en Tratamiento de Agua, Ing. Jorge Arboleda Valencia, se procediera a la búsqueda de material científico sobre la materia y la preparación de un documento que resumiera los últimos adelantos al respecto. Dicho asesor hizo una extensa investigación bibliográfica, recolectando, clasificando y estudiando más de 500 trabajos técnicos procedentes de los Estados Unidos, Gran Bretaña, India, Australia, Japón, Rusia y países de América Latina; visitó plantas de tratamiento y estableció contacto con especialistas de varios países de las Américas y Europa. Como resultado de esta labor preparó en la forma como ahora se edita el documento titulado "Teoría, Diseño y Control de los Procesos de Clarificación del Agua", que no sólo selecciona y resume el material informativo recolectado, sino que introduce sugerencias e ideas propias del autor. Los borradores de este trabajo, en su forma preliminar, fueron enviados oportunamente a un grupo de especialistas en la materia, los que hicieron valiosos comentarios que fueron tenidos en cuenta al hacer la redacción definitiva.

Esta publicación va dirigida al personal profesional de las entidades de abastecimiento de agua, profesores universitarios, investigadores, ingenieros proyectistas y estudiantes. Se espera que al diseminar esta información, se pueda contribuir tanto al perfeccionamiento del diseño y operación de las plantas de tratamiento, como al fomento de la investigación y aplicación de tecnologías innovadoras compatibles con la realidad de los países de América Latina y el Caribe.

Se espera que la presente publicación tenga un carácter dinámico y que periódicamente sea actualizada incorporándole los avances que se hayan producido en la materia y principalmente, los resultados de la aplicación de procesos de tratamientos más efectivos y de menor costo.

CEPIS

Abril de 1973

ADVERTENCIA

La mención en esta publicación de equipos o marcas patentadas se hace sólo con propósitos ilustrativos, pero esto no implica ni recomendación ni preferencia por dichos productos de parte de la Oficina Sanitaria Panamericana/Organización Mundial de la Salud, sobre otros similares de marcas o compañías no mencionadas en el texto.



INDICE

I

INTRODUCCION

<i>Ideas generales</i>	1
I. ABASTECIMIENTO DE AGUA EN AMERICA LATINA	2
<i>Plantas de tratamiento de agua en América Latina</i>	5
<i>Soluciones al problema</i>	7
<i>Desarrollo de las nuevas técnicas</i>	7
II. CRITERIOS SOBRE CALIDAD DEL AGUA	8
<i>Consideraciones preliminares</i>	8
<i>Normas sobre potabilidad del agua</i>	9
<i>(a) Normas bacteriológicas</i>	9
<i>(b) Normas químicas sobre potabilización</i>	11
<i>(c) Normas físico-químicas del agua de consumo</i>	12
III. PROCESOS DE TRATAMIENTO DEL AGUA	14
<i>Avances en los procesos de coagulación y floculación</i>	14
<i>Avances en el proceso de sedimentación</i>	14
<i>Avances en los procesos de filtración</i>	17
<i>Simplificación de las plantas de tratamiento</i>	17
<i>Contenido del presente libro</i>	19
BIBLIOGRAFIA	19

II

REVISION DE LA TEORIA SOBRE LA COAGULACION DEL AGUA

I.	CONCEPTOS PRELIMINARES BASICOS	20
	<i>Impurezas del agua</i>	20
	<i>Naturaleza de la turbiedad</i>	21
	<i>Tamaño de las dispersiones</i>	25
	<i>Clasificación de los sistemas coloidales</i>	27
	<i>Forma de los coloides</i>	28
	<i>Propiedades cinéticas:</i>	29
	(a) <i>Movimiento browniano</i>	29
	(b) <i>Difusión</i>	30
	(c) <i>Presión osmótica</i>	30
	<i>Propiedades ópticas:</i>	31
	(a) <i>Diseminación de la luz</i>	31
	(b) <i>Opalescencia</i>	31
	<i>Propiedades de superficie</i>	31
	<i>Propiedades electrocinéticas (electrocinetismo)</i>	32
	(a) <i>Reemplazo isomórfico</i>	32
	(b) <i>Ionización</i>	33
	(c) <i>Adsorción preferencial</i>	33
	(d) <i>Fuerzas que intervienen</i>	34
	<i>Coagulación y floculación</i>	35
II.	DESESTABILIZACION DE LAS PARTICULAS COLOIDALES (COAGULACION)	37
	<i>Modelo físico (doble capa)</i>	37
	<i>Potenciales del coloide</i>	38
	<i>Potencial Zeta</i>	38
	<i>Mediciones electrocinéticas</i>	40
	<i>Estabilidad e inestabilidad de las suspensiones coloidales</i>	41
	1. <i>Coagulación por neutralización de la carga</i>	42
	2. <i>Coagulación por compresión de la doble capa</i>	42
	<i>Modelo químico de la coagulación</i>	43
	<i>Fases de la coagulación</i>	45
	<i>Remoción de turbiedad</i>	47
	<i>Concentración de coloides</i>	48
	<i>Remoción de color</i>	52
	<i>Coagulantes</i>	55
	<i>Poliectrolitos</i>	55
	<i>Coagulantes metálicos</i>	56
	<i>Coagulación con sales de aluminio</i>	57
	<i>Química de la coagulación con Al (III)</i>	57

1. Reacciones con la alcalinidad	57
2. Reacciones con el agua	58
3. Influencia del pH	59
4. Concentración de las diferentes especies	60
5. Interferencias	62
Coagulación con sales de hierro	62
(a) Cloruro férrico	63
(b) Sulfato férrico	63
(c) Sulfato ferroso	63
Química de la coagulación con sales de hierro	63
Otros sistemas de coagulación	66
III. TRANSPORTE DE PARTICULAS - CINÉTICA DE LA COAGULACION	67
1. Generalidades	67
2. Floculación pericinetica	67
3. Gradiente de velocidad	69
4. Floculación ortocinetica	71
5. Comparación entre floculación peri y ortocinetica	72
6. Aplicaciones de la teoría de Smolouchowski	73
BIBLIOGRAFIA	76-79

III

CONCEPTOS MODERNOS SOBRE EL DISEÑO DE MEZCLADORES Y FLOCULADORES

<i>Introducción</i>	80
I. ADICION DE LOS COAGULANTES	80
<i>Preparación de las soluciones</i>	81
(a) Soluciones de coagulantes metálicos	81
(b) Soluciones de polielectrolitos	83
(c) Soluciones de álcalis	89
<i>Métodos para dosificar compuestos químicos</i>	91
<i>Dosificadores en seco</i>	92
<i>Dosificadores en solución</i>	92
<i>Sistemas de dosificación en solución por gravedad</i>	92
<i>Tanques de solución</i>	93
<i>Tanques dosificadores por gravedad</i>	94
(a) Orificio regulable	94
i. Modelo integrado	94
ii. Modelo separado	95
(b) Orificio fijo	96
i. Modelo separado	96
ii. Modelo integrado	97

	<i>(c) Dosificador proporcional</i>	97
	<i>(d) Torres de saturación</i>	97
	<i>Sistemas por bombeo</i>	99
	<i>Aplicadores de cal</i>	99
II.	DISPERSION DE LOS COAGULANTES	101
	<i>Velocidad de la mezcla</i>	103
	<i>Métodos para realizar la mezcla rápida</i>	103
	<i>Mezcladores de flujo de pistón</i>	104
	<i>(a) Salto hidráulico</i>	104
	<i>(b) Canaleta Parshall</i>	104
	<i>(c) Tubo Venturi</i>	107
	<i>(d) Dispensores</i>	107
	<i>Retromezcladores</i>	110
	<i>Introducción</i>	110
	<i>Diferentes diseños de retromezcladores</i>	113
	<i>Cinética de la mezcla rápida</i>	115
	<i>(a) Potencia consumida</i>	115
	<i>(b) Gradientes de velocidad</i>	117
	<i>Valores del gradiente de velocidad en mezcladores</i>	121
III.	AGLUTINACION DE PARTICULAS	125
	<i>Generalidades</i>	125
	<i>Concentración volumétrica del floc</i>	125
	<i>Clasificación de los floculadores</i>	127
	<i>1. Floculadores hidráulicos</i>	128
	<i>Floculadores de tabiques</i>	128
	<i>Gradiente de velocidad en mezcladores hidráulicos</i>	130
	<i>Ejemplo</i>	133
	<i>Floculadores de flujo helicoidal</i>	136
	<i>2. Floculadores mecánicos</i>	138
	<i>Floculadores giratorios</i>	140
	<i>Potencia disipada en floculadores mecánicos giratorios</i>	144
	<i>Gradientes de velocidad en floculadores mecánicos giratorios</i>	147
	<i>Ejemplo</i>	148
	<i>Floculadores con agitadores reciprocantes</i>	150
	BIBLIOGRAFIA	154-155

IV

CONTROL DEL PROCESO DE COAGULACION-FLOCULACION

<i>Introducción</i>	156
I. SISTEMAS DE SIMULACION DEL PROCESO DE COAGULACION-FILTRACION	158
(a) Prueba de jarras	158
<i>Precauciones que deberían ser observadas:</i>	
1. Con respecto a las soluciones	159
2. Con respecto al volumen de agua	159
3. Con respecto a la temperatura	159
4. Con respecto a la adición de coagulantes	159
5. Con respecto a la velocidad de rotación de las paletas	159
<i>Algunas determinaciones que se obtienen con este ensayo:</i>	
1. Observación visual	161
2. Tiempo de formación del floc	162
3. Volumen del floc sedimentado	162
4. Cantidad de coagulante residual	162
5. Control del pH y la alcalinidad	162
6. Turbiedad residual	162
(b) Prueba de jarras modificada	163
II. SISTEMAS DE MEDIDA DE LAS CARGAS ELECTROSTATICAS	168
<i>Determinación del PIZ. con microscopio</i>	168
<i>Celda de Briggs</i>	171
<i>Zeta Meter</i>	173
<i>Uso del sistema de medición de las cargas electrostáticas</i>	175
<i>Comparación entre la celda de Briggs y la celda de Riddick</i>	176
<i>Determinación del punto isoeléctrico por titulación química</i>	177
<i>Reactivos</i>	177
<i>Titulación</i>	177
<i>Cálculo</i>	178
<i>Significado de la titulación de coloides</i>	178
III. SISTEMAS DE MEDIDA DE LA FILTRABILIDAD DEL AGUA	178
<i>Prueba de filtrabilidad de Shull</i>	180
<i>Indice de colmatación (silting index)</i>	182
<i>Filtros pilotos</i>	183
IV. SISTEMAS DE CONTEO DEL NUMERO DE PARTICULAS	185
CONTROL DE LA CANTIDAD DE COAGULANTES	186
<i>Introducción</i>	186
<i>Influencia del tipo de partículas en la cantidad de coagulantes usados</i>	186
<i>Relación turbiedad - cantidad de sulfato de aluminio</i>	187

<i>Influencia de la cantidad de coagulante en el pH del agua y la alcalinidad</i>	188
<i>Efecto del tiempo y el gradiente de velocidad en la turbiedad residual</i>	189
ASPECTOS HIDRAULICOS DE LAS UNIDADES DE MEZCLA Y FLOCULACION	189
<i>Definiciones</i>	189
<i>Fórmulas básicas para la función F</i>	193
<i>Aplicación de las fórmulas de Wolf y Resnick</i>	196
<i>Interpretación de los resultados</i>	201
BIBLIOGRAFIA	201-204

V

**CONCEPTOS MODERNOS EN EL DISEÑO
DEL PROCESO DE SEDIMENTACION**

<i>Generalidades</i>	205
<i>(a) Sedimentación de partículas discretas en un líquido en reposo</i>	206
<i>(b) Sedimentación de partículas aglomerables</i>	211
<i>Clasificación de sedimentadores</i>	211
I. SEDIMENTADORES DE FLUJO HORIZONTAL	211
<i>Zona de sedimentación</i>	212
<i>Divergencias entre la teoría de sedimentación y la práctica</i>	213
<i>Algunas variables en tanques reales no consideradas en la teoría:</i>	
<i>(a) Corrientes de densidad</i>	214
<i>(b) Corrientes debidas al viento</i>	216
<i>(c) Corrientes cinéticas</i>	216
<i>Factores que hay que tener en cuenta en el diseño de la zona de sedimentación:</i>	
<i>(a) Carga superficial</i>	217
<i>(b) Período de detención y profundidad</i>	218
<i>(c) Forma de los sedimentadores</i>	220
<i>(d) Velocidad horizontal y relación largo-profundidad de la zona de sedimentación:</i>	
<i>(e) Número de unidades</i>	223
<i>Zona de entrada</i>	223
<i>Diseños de estructuras de entrada</i>	224
<i>Diseño de tabiques difusores</i>	224
<i>Diseño de canales de entrada</i>	226
<i>Zona de salida</i>	229
<i>Estructura de salida</i>	230
<i>Hidráulica de la zona de salida</i>	232
<i>Zona de lodos</i>	233

II.	SEDIMENTADORES DE FLUJO VERTICAL Y MANTO DE LODOS	236
	<i>Clasificación de los sedimentadores de manto de lodos</i>	239
	<i>Cargas superficiales y velocidades ascendentes</i>	239
	<i>Descripción de las unidades:</i>	
	1. <i>Unidades con manto de suspensión hidráulica</i>	240
	2. <i>Unidades con manto de suspensión mecánica</i>	242
	i. <i>Pulsantes o de vacío</i>	242
	ii. <i>Unidades con separación dinámica</i>	243
	iii. <i>Unidades con agitación simple</i>	243
	<i>Conceptos básicos sobre el manto de lodos</i>	244
	<i>Velocidad de asentamiento de la interfase</i>	245
	<i>Porosidad y concentración del manto</i>	247
	<i>Influencia del tipo de floc afluente</i>	249
	<i>Eficiencia de los clarificadores</i>	251
	<i>Aspectos químicos</i>	252
	<i>Aspectos hidráulicos:</i>	
	1. <i>Distribución de velocidades</i>	253
	2. <i>Velocidad de entrada</i>	253
	<i>Zona de agua clarificada</i>	254
III.	SEDIMENTACION DE ALTA VELOCIDAD	254
	<i>Descripción del sistema</i>	256
	<i>Fórmulas básicas</i>	256
	<i>Relación ancho-longitud</i>	258
	<i>Consideraciones sobre flujo laminar</i>	259
	<i>Inclinación de las celdas</i>	261
	<i>Cargas superficiales</i>	263
	<i>Aplicaciones prácticas de los sedimentadores de alta velocidad</i>	264
	1. <i>Sedimentadores de flujo ascendente</i>	264
	2. <i>Sedimentadores de alta velocidad y flujo descendente</i>	266
	<i>Sistemas no patentados de sedimentación de alta velocidad</i>	266
	BIBLIOGRAFIA	271-272

VI

CONTROL DEL PROCESO DE SEDIMENTACION

	<i>Generalidades</i>	273
I.	ENSAYOS PARA DETERMINAR LA EFICIENCIA	274
	(a) <i>Cálculo del porcentaje de remoción</i>	277
	(b) <i>Cálculo de la carga superficial para el 90 o/o de remoción</i>	278
II.	ESTUDIO ESTADISTICO DE LOS DATOS DE COMPORTAMIENTO DE LOS SEDIMENTADORES	279
	<i>Comportamiento hidráulico de los sedimentadores</i>	279
	<i>Interpretación de los resultados</i>	282

III.	ESTUDIO DE LOS LODOS	283
	(a) <i>En tanques de flujo horizontal</i>	283
	(b) <i>En tanques de flujo vertical</i>	285
	1. <i>Determinación de la velocidad de descenso de la interfase</i>	285
	2. <i>Determinación de la concentración volumétrica del manto</i>	287
	3. <i>Determinación de la concentración al peso</i>	291
	4. <i>Peso específico de los lodos</i>	291
IV.	COLUMNAS DE SEDIMENTACION	292
	BIBLIOGRAFIA	295

VII

TEORIA DE LA FILTRACION DEL AGUA

	<i>Introducción</i>	296
I.	HISTORIA DE LA FILTRACION	297
II.	MECANISMOS RESPONSABLES DE LA FILTRACION	299
	<i>Proceso de filtración:</i>	
	1. <i>Transporte de partículas</i>	300
	(a) <i>Cernido</i>	300
	(b) <i>Sedimentación</i>	302
	(c) <i>Intercepción</i>	302
	(d) <i>Impacto Inercial</i>	304
	(e) <i>Difusión</i>	304
	(f) <i>Importancia correlativa de los mecanismos de transporte</i>	305
	2. <i>Adherencia</i>	307
	(a) <i>Fuerzas de Van der Waals</i>	307
	(b) <i>Fuerzas electrostáticas</i>	308
	(c) <i>Fuente químico</i>	309
III.	MODELOS MATEMATICOS DE LA FILTRACION	309
	(a) <i>Generalidades</i>	309
	(b) <i>Ecuaciones de Iwasaki e Ives</i>	310
	(c) <i>Ecuaciones de Mintz y Krishtul</i>	317
	(d) <i>Ecuaciones de Deb</i>	318
	(e) <i>Ecuaciones para determinar la pérdida de carga en el lecho filtrante</i>	319
	1. <i>Generalidades</i>	319
	2. <i>Pérdida de carga inicial</i>	321
	<i>Fórmula de Rose</i>	326
	3. <i>Pérdida de carga final</i>	328
IV.	FACTORES QUE INFLUYEN EN LA FILTRACION	329
	1. <i>Tipo de medio filtrante</i>	330
	2. <i>Velocidad de filtración</i>	330
	3. <i>Tipo de suspensión</i>	330

<i>(a) Características físicas</i>	330
<i>(b) Características químicas</i>	331
4. <i>Influencia de la temperatura</i>	336
5. <i>Dureza del floc</i>	336
<i>Acondicionamiento del floc afluente</i>	337
BILIOGRAFIA	342-344

VIII

CONCEPTOS MODERNOS SOBRE EL DISEÑO DE UNIDADES DE FILTRACION

<i>Introducción</i>	345
I. ANALISIS GRANULOMETRICO DE MATERIALES GRANULARES	346
<i>Medios filtrantes:</i>	<i>350</i>
<i>a) Arena</i>	<i>350</i>
<i>b) Antracita</i>	<i>352</i>
<i>c) Otros materiales para medios filtrantes</i>	<i>353</i>
<i>d) Grava</i>	<i>353</i>
II. FILTROS RAPIDOS CONVENCIONALES CON LECHO FILTRANTE DE UN SOLO MATERIAL	356
<i>Rata de filtración o carga superficial</i>	<i>356</i>
<i>Pérdida de carga</i>	<i>360</i>
<i>Pérdida de carga negativa</i>	<i>363</i>
<i>Profundidad de la capa de agua sobre el filtro</i>	<i>364</i>
<i>Lavado del filtro</i>	<i>365</i>
<i>Hidráulica del lavado</i>	<i>367</i>
<i>Sistemas de lavado</i>	<i>374</i>
<i>(a) Flujo ascendente</i>	<i>374</i>
<i>(b) Flujo ascendente y lavado superficial</i>	<i>375</i>
<i>(c) Lavado con agua y aire</i>	<i>377</i>
<i>(d) Flujo ascendente y lavado subsuperficial</i>	<i>379</i>
<i>Métodos para aplicar el agua de lavado</i>	<i>381</i>
<i>1. Tanque elevado</i>	<i>381</i>
<i>(a) Capacidad del tanque</i>	<i>381</i>
<i>(b) Llenado del tanque</i>	<i>381</i>
<i>2. Lavado con bomba</i>	<i>384</i>
<i>3. Lavado con flujo proveniente de las otras unidades</i>	<i>384</i>
<i>Sistemas de recolección del agua de lavado</i>	<i>387</i>
<i>Sistemas de drenaje</i>	<i>390</i>
<i>Tuberías perforadas para trabajo con grava</i>	<i>391</i>
<i>Tuberías perforadas para trabajo con bloques y grava</i>	<i>392</i>
<i>Tuberías y boquillas plásticas</i>	<i>393</i>
<i>Fondo Weeler</i>	<i>394</i>

<i>Fondo Leopold</i>	395
<i>Boquillas</i>	396
<i>Fondos prefabricados</i>	396
<i>Placas porosas</i>	398
<i>Altura de los falsos fondos</i>	398
<i>Hidráulica de los sistemas de drenaje</i>	399
<i>Relaciones geométricas en el dimensionamiento de los filtros</i>	401
<i>Número y tamaño de los filtros</i>	405

VIII

CONCEPTOS MODERNOS SOBRE EL DISEÑO DE UNIDADES DE FILTRACION

III. FILTROS CON LECHOS DE MATERIAL DE DIFERENTES DENSIDADES	406
<i>Introducción</i>	406
<i>Características de los medios filtrantes múltiples</i>	407
<i>Diseño de los lechos múltiples</i>	408
1. <i>Número de los medios por usar</i>	409
2. <i>Tamaño y peso específico de los granos</i>	409
3. <i>Espesor de cada lecho</i>	409
4. <i>Soporte del lecho inferior</i>	411
5. <i>Características del flóculo</i>	411
6. <i>Rata de flujo</i>	411
<i>Lavado de medios filtrantes de diferentes densidades</i>	414
<i>Plantas pilotos</i>	417
IV. SISTEMAS DE OPERACION DE LOS FILTROS	417
<i>Rata constante de filtración</i>	418
1. <i>Control del caudal del efluente</i>	418
(a) <i>Controladores con tubo Venturi</i>	420
(b) <i>Controladores con pistón flotante</i>	420
2. <i>Control de nivel</i>	421
(a) <i>Controlador con sifón</i>	422
(b) <i>Controlador con válvula de mariposa</i>	422
3. <i>Afluente igualmente distribuido</i>	424
<i>Filtros con rata variable declinante</i>	424
(a) <i>Filtros con rata declinante y vertedero de control</i>	426
(b) <i>Filtros con rata declinante sin vertedero de control</i>	427
<i>Hidráulica de la filtración</i>	427
<i>Galería del filtro y piso de operación</i>	433
<i>Conducto del afluente</i>	437
<i>El tubo del efluente</i>	437

<i>El tubo de lavado</i>	437
<i>Tubo de drenaje</i>	440
<i>Otro equipo</i>	441
V. SISTEMAS DE FILTROS MULTICELULARES	441
1. <i>Filtros multicelulares con vertedero efluente</i>	441
2. <i>Filtros multicelulares con orificio de control</i>	444
VI. FILTROS LENTOS	447
<i>Generalidades</i>	447
1. <i>Filtros lentos convencionales</i>	448
(a) <i>Descripción general</i>	448
(b) <i>Rata de flujo</i>	448
(c) <i>Lecho filtrante</i>	448
(d) <i>Número de unidades</i>	448
(e) <i>Forma de los filtros</i>	449
(f) <i>Sistema de drenaje</i>	450
(g) <i>Control de rata de flujo</i>	450
(h) <i>Limpieza del filtro lento</i>	453
(i) <i>Llenado del filtro</i>	453
(j) <i>Operación de los filtros lentos</i>	453
2. <i>Filtros lentos ascendentes</i>	455
(a) <i>Introducción</i>	455
(b) <i>Especificaciones de los filtros lentos ascendentes</i>	456
3. <i>Filtros dinámicos</i>	457
(a) <i>Introducción</i>	457
(b) <i>Especificaciones de los filtros dinámicos</i>	459
VII. FILTROS RAPIDOS DE FLUJO ASCENDENTE	461
<i>Introducción</i>	461
VIII. COAGULACION-FILTRACION POR CONTACTO	466
BIBLIOGRAFIA	468-473

IX

CONTROL DEL PROCESO DE FILTRACION

<i>Introducción</i>	474
I. PRECISION DE LOS INSTRUMENTOS DE CONTROL DE LA FILTRACION	475
1. <i>Medidor de caudal de filtración</i>	475
2. <i>Medidor de pérdida de carga</i>	476
3. <i>Oscilaciones de la pérdida de carga</i>	477

II.	CONTROL DEL LAVADO	479
	1. <i>Control del caudal de lavado</i>	479
	2. <i>Duración del lavado</i>	479
	3. <i>Expansión del lecho del filtro</i>	480
	4. <i>Desplazamiento de la grava</i>	482
	5. <i>Trampa de arena</i>	485
	6. <i>Turbiedad inicial después del lavado</i>	485
III.	ANÁLISIS DEL MEDIO FILTRANTE	488
	<i>Generalidades</i>	488
	1. <i>Análisis de bolas de barro</i>	488
	2. <i>Granulometría del lecho filtrante</i>	492
	3. <i>Peso específico</i>	493
	4. <i>Porosidad</i>	494
	5. <i>Dureza</i>	495
	6. <i>Solubilidad en ácido clorhídrico</i>	497
IV.	EFICIENCIA DE LOS FILTROS	497
	<i>Generalidades</i>	497
	<i>Medición de la turbiedad del efluente</i>	497
	(a) <i>Definición</i>	497
	(b) <i>Luz incidente</i>	498
	(c) <i>Medio diseminante</i>	500
	1. <i>Número de partículas</i>	500
	2. <i>Tamaño de las partículas</i>	501
	3. <i>Índice de refracción</i>	503
	(d) <i>Turbidimetría</i>	503
	<i>Generalidades</i>	503
	1. <i>Fotómetros de transmitancia - Turbidímetro de Jackson</i>	503
	2. <i>Turbidímetro Hellige</i>	505
	3. <i>Luz sumergida</i>	505
	4. <i>Patrones de turbiedad</i>	506
	5. <i>Fotómetros nefelométricos</i>	508
	6. <i>Monitores de turbiedad</i>	509
	7. <i>Turbiedades permisibles del agua filtrada</i>	510
	<i>Coagulante residual</i>	513
	<i>Método del tapón de algodón</i>	514
	<i>Estudio microscópico del agua</i>	515
V.	FILTROS PILOTOS	516
	<i>Generalidades</i>	516
	<i>Partes de una estación experimental de filtros:</i>	
	(a) <i>Columnas de filtración</i>	516
	(b) <i>Sistema de entrada</i>	518

<i>(c) Sistema de salida</i>	518
<i>(d) Sistema de lavado</i>	518
<i>(e) Sistemas de medición de turbiedad</i>	519
<i>(f) Piezómetros</i>	519
<i>Filtros pilotos para el control del proceso de coagulación-filtración</i>	524
<i>Filtros pilotos para experimentación</i>	525
<i>Indices de filtrabilidad y eficiencia</i>	529
BIBLIOGRAFIA	534-535

	ANEXO I	
<i>Revisores</i>		536-537
	ANEXO II	
<i>Colaboradores</i>		538-539
	ANEXO III	
<i>Tablas y Gráficos</i>		540-558

NOMENCLATURA GENERAL

A	=	Area
a	=	Ancho, área de la sección trasversal
B	=	Parámetro
C _c	=	Concentración, coeficiente según se defina
C.C.C.	=	Concentración óptima de coagulación
C _D	=	Coficiente de rozamiento
C _e	=	Coficiente de esfericidad
C _u	=	Coficiente de uniformidad
D _c	=	Diámetro del grano en un medio granular, constante dieléctrica
D	=	Coficiente de difusión, función de distribución
d	=	Diámetro
d _p	=	Diámetro de partículas en una suspensión
e	=	Espaciamiento, número base de logaritmos nepererianos
E	=	Energía o tamaño efectivo de medios granulares
F	=	Fuerza
F(t)	=	Fracción del volumen
F _r	=	Fuerza de roce
f'	=	Constante experimental
G	=	Gradiente de velocidad en seg ⁻¹
g	=	Aceleración de la gravedad 981 m/seg ²
H	=	Diferencia de nivel o altura vertical total
H _p	=	Gradiente de potencial en voltios
h	=	Diferencia parcial de nivel o pérdida de carga
h _f	=	Pérdida de carga total
I _o	=	Luz incidente
I	=	Luz transmitida
K	=	Coficiente según se defina
L	=	Longitud total o profundidad de un lecho, longitud relativa $\frac{1}{e}$
l	=	Longitud parcial
M	=	Movilidad electroforética

m	=	Fracción; porcentaje del volumen considerado como zona muerta
m ₀	=	Fracción o por ciento de distribución
n	=	Número o exponente
N, N ₀	=	Número como expresión de concentración
N _p	=	Número de potencia
N _R	=	Número de Reynolds
N _F	=	Número de Froude
PZ	=	Potencial Zeta
Pa	=	Presión atmosférica
P	=	Potencia
Pz, Px	=	Presión hidrostática sobre un plano dado
p	=	Porcentaje, porosidad en porcentaje; perímetro mojado, fracción del flujo considerado como de pistón
p ₀	=	Porosidad inicial
Q	=	Caudal
q	=	Rata de flujo o carga superficial, carga electrostática individual
R	=	Radio medio hidráulico : $\frac{a}{p}$
r	=	Radio geométrico o distancia
S _c	=	Constante de integración
S _s	=	Peso específico relativo $\frac{\gamma_s}{\gamma}$ o densidad relativa $\frac{\gamma_s}{\rho}$
T	=	Temperatura, fuerza tractiva
t	=	Tiempo de detención : $\frac{Q}{A}$, tiempo
W	=	Ancho de una canaleta
w	=	Peso de un cuerpo
V	=	Volumen
v	=	Velocidad de una partícula o fluido
v _s	=	Velocidad de sedimentación de una partícula
v _{sc}	=	Velocidad crítica de sedimentación
x _i	=	Porcentaje de arena retenida entre dos cedazos consecutivos
x	=	Coordenada, exponente o distancia según se defina

y	=	Coordenada, exponente o distancia según se defina
α	=	Coficiente, ángulo
β	=	Coficiente
Δ	=	Incremento
γ	=	Peso específico expresado en : $\frac{F}{L^3}$
ϵ	=	Expansión del lecho filtrante
δ	=	Distancia hasta donde el potencial del coloide es efectivo
θ	=	Inclinación, ángulo, parámetro
ϕ	=	Carga de la superficie interior de la doble capa - función
λ	=	Longitud de onda o eficiencia del filtro.
η	=	Eficiencia de un colector
μ	=	Viscosidad absoluta en Poises $\frac{\text{gr masa}}{\text{cm/seg}}$
π	=	3.1416
ρ	=	Densidad en masa por unidad de volumen : $\frac{M}{L^3}$
ν	=	Viscosidad cinemática en Stokes : $\frac{\text{cm}^2}{\text{seg}}$
σ	=	Volumen depositado por unidad de volumen del medio filtrante o depósito específico
ζ	=	Potencial Zeta PZ en milivoltios
τ	=	Fuerza cortante, turbiedad

INTRODUCCION

Ideas Generales

El abastecimiento de agua ha sido una de las principales preocupaciones de la humanidad. Las primeras comunidades agrícolas se establecieron alrededor de los ríos y los lagos, posteriormente las ciudades se fundaron junto a ellas y hoy día, una de las mayores preocupaciones de las grandes metrópolis de la era industrial, es la de conseguir un adecuado suministro de agua potable.

Por el agua se luchó en el pasado, y se lucha en el presente. Desde la más remota antigüedad se advirtió su poder vivificador. Cinco mil años atrás, el Zendavesta consignaba esta frase: "Ordena, oh Santo Zaratustra, que la lluvia caiga en mil gotas para combatir la enfermedad y la muerte. Si la lluvia estropea la noche, puede en cambio mejorar el día... Es la lluvia una gran bendición, pues por ella existen los manantiales y los árboles".

La formación de los conglomerados urbanos, complicó en forma notable el suministro de este precioso elemento. El hecho de que los ríos fueron utilizados simultáneamente como fuente de abastecimiento y como vehículo de transporte de desperdicios

domésticos, creó la necesidad de traer el agua de manantiales lejanos a las ciudades. Fue la época de los grandes acueductos, técnica en que los romanos se distinguieron extraordinariamente.

A medida que los conglomerados urbanos crecieron, los abastecimientos relativamente limpios de que se podía disponer, se hicieron cada vez más escasos, y fue indispensable buscar algún método de purificar el agua: inicialmente en forma doméstica y luego en forma conjunta para toda una comunidad.

Los albores del siglo diecinueve vieron las primeras instalaciones municipales de filtración. La aparición de las ciencias bacteriológicas, a mediados de dicho siglo, impulsó aún más esta práctica. Esta, con el correr del tiempo, vino a constituir un requisito indispensable de la vida civilizada.

I. ABASTECIMIENTO DE AGUA EN AMERICA LATINA

En América Latina, desde la época de la colonia, se hicieron acueductos, a veces con la ayuda de colonos generosos, para abastecer 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 tal forma que antes de la Segunda Guerra Mundial (1940), 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.

De esa época a hoy, 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 o ambiente y específicamente del abastecimiento de agua, se hicieron en muchas partes alarmantes.

El período de posguerra ha visto la aparición y desarrollo de una serie de organismos internacionales de crédito tales como el BID, AID, BIRF y el EXINBANK, que han aportado ingentes sumas de dinero para la financiación de obras de acueductos y alcantarillado. Paralelamente se crearon en toda la región organismos estatales o semiestatales 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 lo menos el 70 % de la población urbana y el 50 % de la rural.

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 durante este período de 9 años hasta 1969 por los organismos internacionales de crédito fueron sólo de 536.17 millones de dólares y sumándole los otros fondos nacionales, alcanzaron la cifra de 1,290 millones de dólares, lo cual está muy por debajo de los requerimientos estimados. Como resultado de estas

inversiones, el 59 % de la población urbana de América Latina llegó a tener agua corriente, aunque no exactamente potable, en sus casas (Véase la tabla 1-1), lo que elevó el número de personas con servicio domiciliario a 89.7 millones, con un incremento neto de 36.7 millones sobre lo que existía en 1961.

Si el crecimiento demográfico de América Latina y el Caribe continúa en la forma actual, de 273 millones de habitantes en 1969 se pasará a 380 millones en 1980. La población urbana en sí, crecerá aún más rápidamente y alcanzará la cifra de 253 millones, en 1980.

Contando la población que aún no ha recibido servicio, habrá 166 millones de personas por atender durante la década del 70 al 80. Si se quisiera darle servicios a toda ella, se requerirían 5,840 millones de dólares. Para sólo conservar la cobertura actual del 59 % (véase figura 1-1) habría que invertir 3,450 millones de dólares.

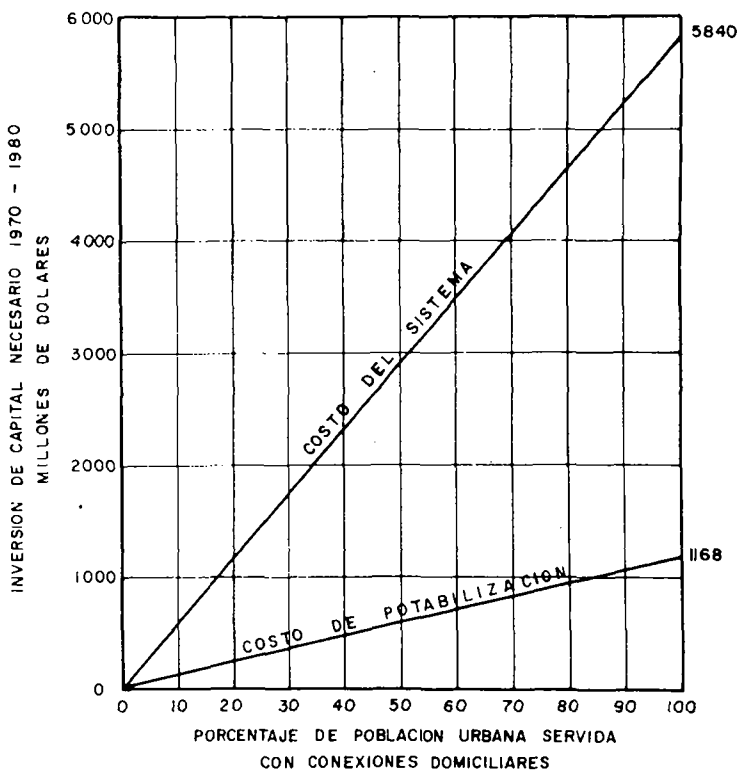


Fig. 1-1 Costo del abastecimiento de agua en América Latina

Tabla I-1 Estado de los servicios de abastecimiento de agua en 1969 (*)

(Población en millones)

País u otra unidad política	Urbano			Rural				
	Población	Conexión domiciliar	%	Población	Conexión domiciliar	Población servida 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	70
Chile	7.050	4.000	57	3.250	0.120	0.120	0.340	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	0.113	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	2.723	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.

Ahora bien, el costo de potabilizar el agua con plantas de tratamiento se puede estimar en un 20 % del costo del sistema. Por tanto, las inversiones que por este concepto habría que hacer, serían del orden de los 1,168 millones de dólares, para servir los 166 millones de habitantes y una proporción menor para coberturas menores del 100 % .

Debe observarse que las cifras anteriores suponen que no hay incremento en los costos de construcción, con respecto al período de 1961-1969 y que no hay devaluación. Por tanto, es de esperarse que los costos reales en la década del 70 al 80 sean mayores.

De lo anterior se deduce, que la cantidad de dinero necesaria para transportar el agua, tratarla y distribuirla en los centros poblados de América Latina es tan enorme, que difícilmente se van a hallar los fondos disponibles.

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 América Latina

En su mayoría, las plantas de tratamiento de agua 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 por ellos, los cuales son exportados conjuntamente con la tecnología que los origina.

Esta práctica se ha mantenido inmodificable 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 1-2 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 a ella.

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.

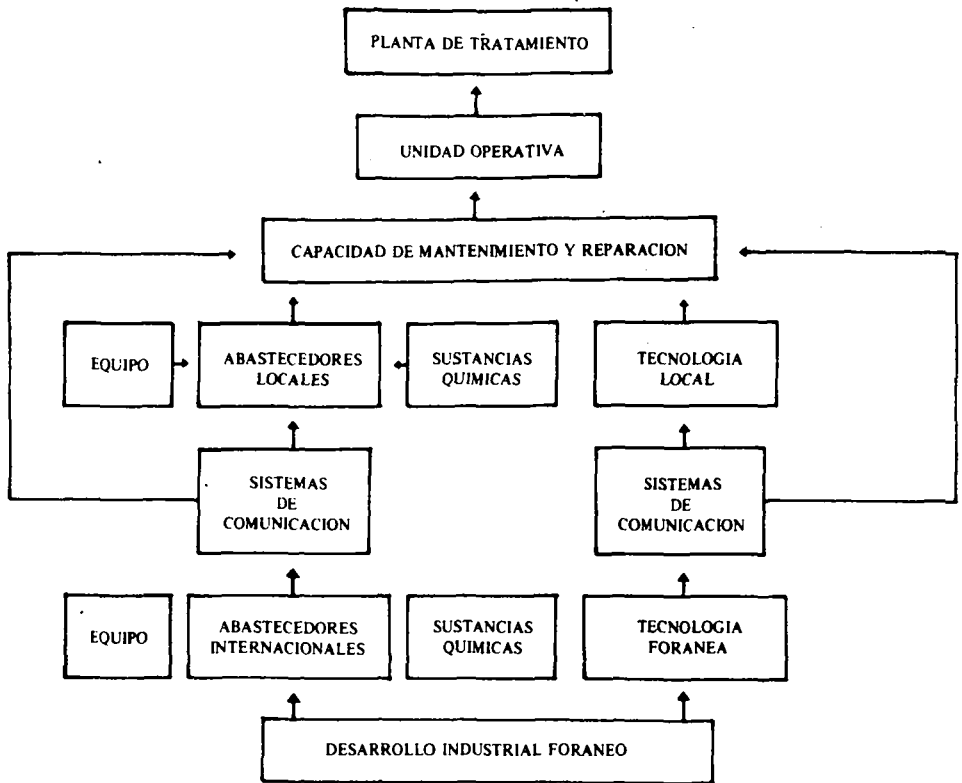


Fig. 1-2 Operación de las plantas de tratamiento en la actualidad.

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 directamente el mercado de sustancias químicas y repuestos, 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 comer-

ciales, 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 originó las ideas básicas de diseño (cuando no el diseño mismo y el equipo que se utiliza) y el desarrollo tecnológico e industrial del país comprador, que tiene 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, donde todo el equipo esté 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 aún los cloradores, no trabajan después de pocos años de instalados.

La explicación que se ha venido dando de estos desperfectos, 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 también, algunas de las grandes plantas de América del Sur, manejadas aun 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 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 la que usando las posibilidades que nos brindan los refinamientos de la tecnología moderna, reemplazáramos el equipo innecesario que está causando problemas, por otro autóctono adaptado a las condiciones de trabajo al cual va a ser sometido en este Continente?

Desarrollo de las nuevas técnicas

Las plantas de tratamiento de agua permanecieron casi inmodificables desde la época de Louisville y Little Fall (1898) hasta principios de la década del 50.

Durante estos cinco primeros lustros, la ingeniería sanitaria fue más un arte que una ciencia. Si bien Hazen, Miller, Baylis, Langelier, Camp, Iwasaki, y otros realizaron importantes estudios algunos de los cuales todavía tienen vigencia, el desconocimiento de las causas de los fenómenos llevó a los proyectistas a diseñar las plantas apoyándose principalmente en especificaciones simples, basadas en la experiencia de autoridades reconocidas en la materia. Fue una época de un empirismo sano, pero poco imaginativo,

en que los cambios si los había, no llegaban a convertirse en práctica general.

La década del 50 al 60 fue de mayor estudio. Se amplió mucho la teoría y las formulaciones matemáticas. Se introdujeron los polielectrolitos como ayudantes de coagulación y se publicaron algunos de los textos más conocidos hoy en día.

Fue, sin embargo, en la década del 60 cuando se realizaron casi todos los trabajos que indujeron avances de significación en la tecnología del agua. Los mecanismos que operan los procesos de coagulación, sedimentación y filtración, se estudiaron exhaustivamente. Esto condujo a la introducción de modificaciones tales como, los medios filtrantes múltiples, los sedimentadores tubulares, el uso de ratas declinantes de filtración, la generalización de los polielectrolitos, no sólo como ayudantes de coagulación sino también de filtración, etc.

Quizás lo más importante fue el cambio de mentalidad. La tecnología del agua dejó de ser un conjunto de reglas empíricas, y se convirtió en una ciencia multidisciplinaria, con teorías básicas que pretenden explicar la complejidad de los procesos analizados.

Por consiguiente, el tratamiento del agua no puede explicarse hoy en día, suministrando una serie de especificaciones, sino entrando a fondo en el análisis de los fenómenos, para extraer de allí las normas prácticas que deben aplicarse.

Desgraciadamente un buen porcentaje de ingenieros sanitarios latinoamericanos, no tienen acceso, o lo tienen muy limitado, a la literatura técnica que se publica en un sinnúmero de revistas de América del Norte y de Europa, muchas de las cuales no llegan a este continente, o llegan a contadas personas.

En estas condiciones, la fuente primaria de información la constituyen los textos, escritos hace algún tiempo y que siguen conservando vigencia en nuestro medio, no obstante las innovaciones surgidas posteriormente. Hay que esperar un período relativamente largo para que dichas innovaciones sean incorporadas a los textos, los que a veces sólo incluyen una corta referencia adicional.

De esta manera, el ingeniero latinoamericano que se especializa en el exterior, por lo general sólo tiene una sola oportunidad para ponerse al día, que es cuando hace su estudio de postgrado y luego, salvo honrosas excepciones, pasa largo tiempo sin recibir nueva información complementaria, que lo tenga al tanto de los conceptos más recientes que empiezan a ser aplicados con ventaja en otros países.

De aquí la necesidad de producir publicaciones que resuman en forma extensa y en lengua española, lo que se halla disperso en tanta revista técnica. Sólo así se puede renovar ideas o inducir cambios.

II. CRITERIOS SOBRE CALIDAD DEL AGUA

Consideraciones preliminares

Antes de establecer normas sobre la calidad del agua de consumo, debe definirse las metas y los costos.

Básicamente el agua que se suministra debe cumplir dos condiciones:

- (a) No debe ser peligrosa para la salud o la vida de los consumidores.
- (b) El sistema debe poderse operar a un costo razonable.

Estas condiciones pueden ser en ocasiones conflictivas, pero la norma que se establezca debe ser tal, que tenga en consideración ambos factores.

Para cumplir con lo primero, el agua no debe contener ni microorganismos patógenos, ni sustancias tóxicas o nocivas para la salud. Esta es una condición imprescindible.

Para cumplir con lo segundo, las características del agua deben ser tales, que no produzcan daño, ni a la red de distribución, ni a las industrias, ni a la economía privada, y que se pueda llegar a esto sin tener que hacer al agua un tratamiento excepcionalmente costoso.

En este punto, cada país debe llegar a establecer sus propias normas, de acuerdo con la calidad de agua cruda que suele obtener y la relación costo-beneficio que puede producir en la región, la presencia de determinados iones (como hierro, sulfatos, carbonatos) en el agua que se distribuye.

Normas sobre potabilidad del agua

(a) Normas bacteriológicas

Decíamos que toda agua para consumo humano no debe contener microorganismos patógenos ni sustancias tóxicas o nocivas para la salud. Por tanto, el agua debe cumplir con ciertas normas bacteriológicas y físicoquímicas para que pueda ser considerada potable.

Desde el punto de vista bacteriológico, se ha establecido que no debe mostrar la presencia de *E. coli*. Esta regla no tiene en cuenta los virus entéricos, que pueden existir en el agua y que son potencialmente peligrosos. La dificultad que entraña el aislarlos y detectarlos hace que hasta ahora en el control rutinario de las plantas de tratamiento, no se hagan pruebas para constatar su presencia.

Las Normas Internacionales para agua potable de la Organización Mundial de la Salud de 1971 (2) establecen una diferencia entre la calidad del agua que se suministra por medio de una red de distribución a la comunidad y la que no se suministra en esta forma, partiendo del principio de que a esta última le resulta impracticable mantener los mismos patrones de calidad que a la primera.

Debe también observarse que la calidad del agua que se produce en la planta no necesariamente es la misma que la que se distribuye en la red, por cuanto pueden presentarse contaminaciones en ella.

Las normas antes citadas por eso, recomiendan: (1) mantener una presión suficientemente alta en toda la red, como para evitar la succión de líquidos contaminantes, (2) disponer de equipos de cloración de emergencia.

Para el agua que entra a la red de distribución y ha sido desinfectada, estatuyen que no debe demostrar la presencia de gérmenes coliformes en ninguna de las muestras de 100 ml. Las pruebas presuntivas deben ser debidamente confirmadas.

Para el agua que entra a la red de distribución pero que no ha sido desinfectada, establecen que ninguna muestra puede considerarse satisfactoria si tiene *E. coli* por 100 ml. Si *E. coli* está ausente, la presencia de 3 gérmenes coliformes por 100 ml. puede tolerarse en muestras ocasionales, siempre y cuando exista una vigilancia regular y frecuente y tanto el abastecimiento como el almacenaje sean satisfactorios desde el punto de vista sanitario.

Para el agua dentro de la red de distribución, las Normas de la OMS reconocen que pueden haber contaminaciones que desmejoren la calidad, en vista de lo cual recomiendan que:

1. En el curso del año, el 95 % de las muestras no deben contener ningún germen coliforme en 100 ml.
2. Ninguna muestra ha de contener E. coli en 100 ml.
3. Ninguna muestra ha de contener más de 10 gérmenes coliformes por 100 ml.
4. En ningún caso han de hallarse gérmenes coliformes en 100 ml. de dos muestras consecutivas.

En abastecimientos individuales o para pequeñas comunidades, el recuento de coliformes debe ser menor de 10 por 100 ml. El no poder lograr esto, y particularmente la presencia repetida de E. Coli, debe conducir a abandonar el abastecimiento como regla general.

Las normas de Sanidad de los Estados Unidos de 1962 (3) (*) no distinguen entre agua en la planta y agua en la red. Según ellas, toda agua para el consumo tiene que llenar los siguientes requisitos:

1. Cuando se examinen porciones normales de 10 ml. no más del 10 % debe mostrar, en cualquier mes, la presencia del grupo coliforme. No será permisible la presencia del grupo coliforme en tres o más de las porciones de 10 ml. de una muestra normal cuando ocurran:

(a) En dos muestras consecutivas.

(b) En más de una muestra mensual, cuando se examinen mensualmente menos de 20 muestras; o

(c) En más del 5 % de las muestras, cuando se examinen mensualmente más de 20 muestras.

Quando se presenten organismos del grupo coliforme en tres ó más de las porciones de 10 ml. de una muestra normal aislada, se deben tomar inmediatamente muestras diarias del mismo punto de muestreo y examinarlas, hasta que los resultados que se obtengan cuando menos con 2 muestras consecutivas demuestren que el agua es de una calidad satisfactoria.

2. Cuando se examinen porciones normales de 100 ml. no más del 60 % deben mostrar, en cualquier mes, la presencia del grupo coliforme. No será permisible la presencia del grupo coliforme en todas las cinco porciones de 100 ml. de una muestra normal cuando ocurra:

(a) En dos muestras consecutivas.

(b) En más de una muestra mensual, cuando se examinen menos de 5 muestras mensuales; o

(c) En más del 20 % de las muestras, cuando se examinen mensualmente cinco o más muestras.

Quando se presenten los organismos del grupo coliforme en todas las 5 porciones de 100 ml. de una muestra normal aislada, se deben tomar inmediatamente muestras

(*) Estas Normas están siendo revisadas por la Agencia para la Protección del Ambiente (EPA).

INTRODUCCION

diarias del mismo punto de muestreo y examinarlas, hasta que los resultados que se obtengan con 2 muestreos consecutivos, cuando menos, demuestren que el agua es de una calidad satisfactoria.

3. Cuando se aplique la técnica de filtros de membranas, la media aritmética de la densidad coliforme de todas las muestras normales que se examinen en un mes, no deben exceder de un organismo por 100 ml. El número de colonias coliformes por muestra normal no ha de exceder de 3/50 ml, 4/100 ml, 7/200 ml, ó 13/500 ml, en:

(a) Dos muestras consecutivas.

(b) Más de una muestra normal, cuando se examinen mensualmente menos de 20 muestras, o

(d) Más del 5 % de las muestras normales, cuando se examinen mensualmente 20 o más muestras.

Cuando en una muestra normal aislada, las colonias coliformes exceden de los valores anteriores, se deben tomar inmediatamente muestras diarias del mismo punto de muestreo y examinarlas, hasta que los resultados que se obtengan, cuando menos en 2 muestras consecutivas, demuestren que se tiene agua de una calidad satisfactoria.

(b) Normas Químicas sobre Potabilización

Las sustancias que un agua no debe contener se pueden clasificar en dos grupos:

1. Sustancias tóxicas

2. Sustancias que pueden producir determinadas enfermedades.

En la tabla 1-2 se incluyen los nombres de estas sustancias y los valores máximos recomendables y permisibles establecidos en las Normas de la Organización Mundial de la Salud de 1971 (2), y el Servicio de Salud Pública de los Estados Unidos (USPHS) de 1962 (3).

Tabla 1-2 Sustancias Químicas que Influyen sobre la Potabilidad del Agua

Sustancia	Normas OMS (1971)		Normas USPHS (1962)	
	Máxima Recomendable	Máxima Permissible	Máxima Recomendable	Máxima Permissible
1. Sustancias Tóxicas				
Arsénico (como As) mg/lt	-	0.05	0.01	0.05
Bario (como Ba) mg/lt (a)	-	-	-	1.0
Cadmio (como Cd) mg/lt	-	0.01	-	0.01
Cromo hexavalente (Cr ⁺⁶) mg/lt (a)	-	-	-	0.05
Cianuro (como CN) mg/lt	-	0.05	0.01	0.2
Plata (como Ag) mg/lt (a)	-	-	-	0.05
Plomo (como Pb) mg/lt	-	0.1	-	0.05
Mercurio (como Hg) mg/lt	-	0.001	-	-
Selenio (como Se) mg/lt	-	0.01	-	0.01
Cobre (como Cu) mg/lt	0.05	1.5	1.0	-

2. Compuestos Orgánicos				
Hidrocarburos polinucleares aromáticos mg/lit (b)	-	0.2	-	-
Compuestos fenólicos orgánicos como fenoles mg/lit (c)	-	-	0.001	-
Extracto en carbón cloroformizado (ECC) mg/lit (d)	-	-	0.2	-
3. Sales				
Cloruros (como Cl ⁻) mg/lit (e)	200	600	250	-
Fluoruros (como F) (f)	0.6-1.7	-	0.8-1.7	1.4-2.4
Nitratos (como NO ₃) (g)	-	45	45	-
Sulfatos (como SO ₄) (e)	200	400	250	-

(a) OMS considera que Bario, Berilio, Cobalto, Molibdeno, Nitrilotriacetato, Trocianato, Estaño, Uranio y Vanadio deben controlarse en el agua, pero no existe información suficiente para fijar límites tentativos.

(b) Se ha encontrado que algunos HPA son cancerígenos.

(c) Los fenoles se combinan con el cloro para producir compuestos que le dan sabor y olor al agua.

(d) El ECC en el agua es un indicio de la magnitud de contaminación por materia orgánica.

(e) Los Cloruros y los sulfatos tienen propiedades laxantes, para personas no acostumbradas a ellos en el agua. Los efectos nocivos sólo se presentan con altas concentraciones.

(f) La concentración máxima de fluoruros en el agua depende de la temperatura. Concentraciones que exceden los límites pueden producir "fluorosis" o manchas en los dientes.

(g) Los nitratos producen metemoglobinemia en los niños de pocos meses. Sin embargo, la OMS reconoce que se han informado muy pocos casos de dicha enfermedad, cuando la concentración es menor de 100 mg/lit.

(c) Normas fisicoquímicas del agua de consumo

Las características fisicoquímicas del agua influyen en:

- La aceptabilidad del agua por parte del público consumidor.
- Los costos de operación y mantenimiento de las redes.
- La economía de algunos procesos industriales.

Cuando un agua ha sido sometida a procesos de clarificación, ciertas características como la turbiedad, pueden influir no sólo en la aceptabilidad del agua, sino también en el aspecto sanitario. Se ha hallado últimamente, que existe una correlación entre remoción de partículas y calidad bacteriológica del efluente de los filtros. Este es un punto que se discutirá con más detalle posteriormente en el capítulo IX. Salvo este caso, las

INTRODUCCION

normas fisicoquímicas deben estar regida por consideraciones puramente económicas.

Según sea el destino que se le dé, además del uso doméstico, tiene que establecerse los límites de dureza, hierro y manganeso, pH, alcalinidad, etc., en especial cuando se hace un extenso uso del agua en la industria o en la agricultura.

La tabla 1-3 presenta las Normas de la OMS de 1971 y las del USPHS de los Estados Unidos de 1962, sobre las principales características fisicoquímicas del agua de consumo humano.

Tabla 1-3 Normas de Calidad Físico -Química del Agua para Uso Doméstico

Sustancia	Normas OMS (1971)		Normas USPHS (1962)	
	Máxima Recomendable	Máxima Permisible	Máxima Recomendable	Máxima Permisible
1. Características Físicas:				
Turbiedad U.J. (a)	5 U.J.	25 U.J.	5	-
Color - Unidades	5	50 U.J.	15	-
Olor y sabor - N. Incipiente	Ninguno	Ninguno	3	-
Sólidos totales - mg/lit	500	1500	-	-
2. Características químicas				
(a) Generales				
Rango de pH	7.0-8.5	6.5-9	-	-
Dureza total - mg/lit	100	500	-	-
(b) Metales				
Calcio (como Ca) mg/lit	75	200	-	-
Hierro (Total como Fe) mg/lit	0.1	1.0	0.3	-
Manganeso (Como Mn) mg/lit	0.05	0.5	0.05	-
Magnesio (como Mg) mg/lit(b)	30	150	-	-
Zinc (como Zn) mg/lit	5.0	15.0	5.0	-
Boro (como Br) (c)	-	-	-	-

- (a) Para agua tratada en plantas de tratamiento, el USPHS recomienda un máximo de 1.0 U.J. - La AWWA recomienda 0.1 U.J. como meta en este caso.
- (b) El límite de 30 mg/lit se fija cuando no hay más de 250 mg/lit de sulfatos; si hay menos el límite sube hasta 150 mg/lit. de magnesio.
- (c) Ni las normas de la OMS ni las de la USPHS han fijado límite para el boro. El "Water Quality Criteria" del Estado de California, Estados Unidos, dice que el boro no es considerado como un peligro para la salud. En la agricultura puede ser muy perjudicial en concentraciones mayores de 0.5-4.0 mg/lit.

III. PROCESOS DE TRATAMIENTO DEL AGUA

Los procesos de tratamiento pueden dividirse en cuatro grupos:

1. Procesos de clarificación
2. Procesos de desinfección
3. Acondicionamiento químico
4. Acondicionamiento organoléptico

La figura 1-3 presenta una descripción esquemática de ellos.

Es en los primeros en donde ha habido recientemente tal vez un mayor número de avances tecnológicos. Por eso la presente publicación está dedicada solamente a estudiar los procesos de clarificación, dejando para una mejor oportunidad el ahondar en los otros.

Los procesos de clarificación básicamente son tres, como se explica en la figura 1-4: coagulación, floculación y separación de partículas.

Los dos primeros son solamente procesos preparatorios para el tercero que puede hacerse por sedimentación o por filtración o ambos consecutivamente, que es lo más común.

Avances en los Procesos de Coagulación y Floculación

Intensos trabajos se han realizado últimamente sobre la teoría de la coagulación del agua, La Mer, O'Melia, Stumm, Black, Fair, Kaufman, Riddick, Langelier, Mackrle, Hudson, Singley, por citar solamente unos pocos, han publicado estudios en los que se trata de explicar qué ocurre cuando se agrega un coagulante al agua.

El mejor conocimiento de la tecnología de la coagulación, ha conducido a la introducción de algunos cambios en los procesos convencionales:

- (a) Teniendo en cuenta la velocidad de reacción de los compuestos químicos utilizados, se han podido hacer significativas economías en el uso de coagulantes. Por ejemplo, en Guandú, Río de Janeiro, el solo cambio del punto de aplicación de ellos, representó una reducción del 12 % en la cantidad aplicada. En Detroit se llegó a disminuir hasta un 37 %.
- (b) Por igual motivo se introdujo el uso de los mezcladores en el tubo (in line blenders) y los difusores.
- (c) Los floculadores de turbina se han empezado a aplicar con éxito.
- (d) Los trabajos sobre tiempo medio de residencia en reactores, llevaron a puntualizar más la importancia de la compartimentalización de los tanques de floculación.

Avances en el proceso de Sedimentación

La teoría de la sedimentación se ha enriquecido últimamente con los estudios de Rebhun y Argaman, Wolf y Resnick y otros, que analizaron la distribución del tiempo de detención en sedimentadores. Igualmente Bond, Tesarik, Miller, Ives, Brown, investigaron el comportamiento de los clarificadores de carpetas de lodos y formularon interesantes ecuaciones para describirlas.

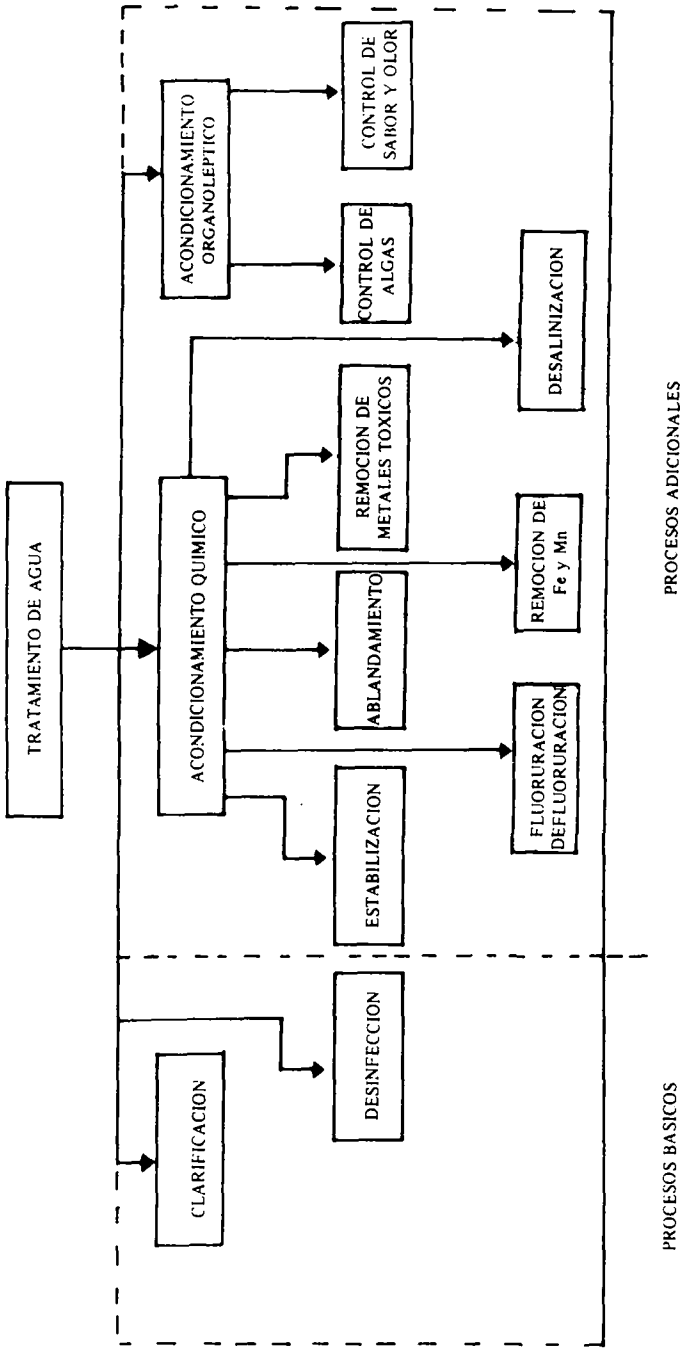


Fig. No. 1-3

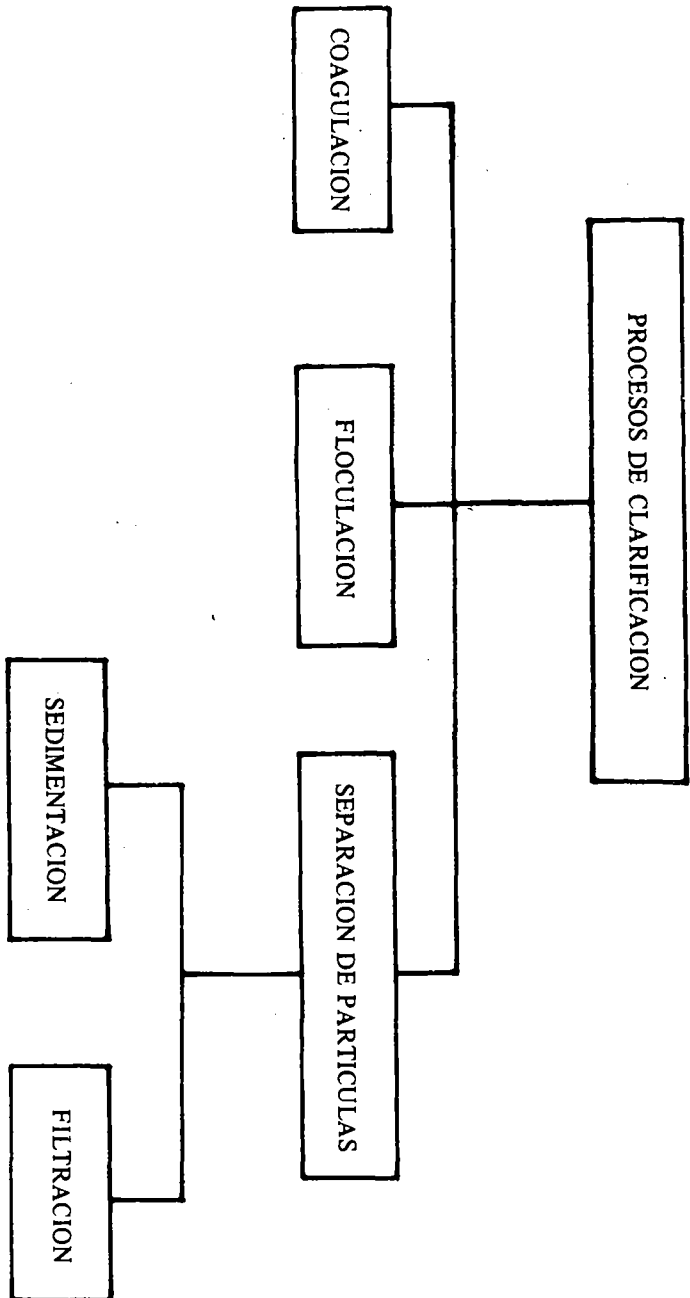


Fig. No. 1-4

INTRODUCCION

El cambio más significativo se produjo al aplicarse en forma práctica la vieja teoría de Hazen y de Camp. Fue así como surgieron los sedimentadores tubulares o de celdas inclinadas, capaces de trabajar con una velocidad de 4 a 6 veces mayor que la de los decantadores horizontales, usados preferentemente en nuestro medio.

Esta solución propuesta por Hanzen y Culp, que había tenido antecedentes en los trabajos de Thomas y Camp y fue desarrollada en sus aspectos teóricos por Yao, demostró ser aplicable en muchos casos, tanto en nuevas instalaciones como en la ampliación de las existentes, produciendo siempre una notable reducción en los costos.

Avances en los procesos de filtración

Pocos procesos han sido tan intensamente analizados últimamente como éste. Los mecanismos de filtración han sido estudiados por un sinnúmero de autores entre ellos: Camp, Stein, Fair, Stanley, MacKrlle, Mintz, Smith, Ling, Hudson, O'Melia, Gregory, etc. Se ha trabajado en la formulación de un modelo matemático que describa el proceso. Las ecuaciones de Ives, basadas inicialmente en las de Iwasaki, han sido objeto de cuidadosas comprobaciones y se han convertido en un interesante instrumento de análisis.

Estos estudios, aunque todavía requieren mayores clarificaciones, han posibilitado un conocimiento mucho más amplio de lo que sucede dentro de un lecho filtrante y han permitido en consecuencia, proponer cambios de significación en las prácticas existentes:

- (a) Extensos trabajos se han realizado sobre el uso de altas velocidades de filtración, iniciado por Bayles en Chicago y Brown en Durham. Las publicaciones de Conley sobre sus experiencias con arena y antracita en Hanford, abrieron un nuevo campo de estudio en el que un gran número de autores tales como Robeck, Dostal, Culbreath, Ives, Mohanka, Rimer han venido contribuyendo. Esta práctica que permite filtrar hasta con el triple de la velocidad que se usaba antes, facilita ampliar sistemas de filtración existentes con un costo mínimo, cambiando sólo los lechos filtrantes y reduce notablemente la inversión de capital en nuevas plantas.
- (b) Los estudios de Cleasby y Hudson sobre los métodos de control de filtros rápidos, han conducido a baterías filtrantes sin reguladores de caudal que operan con velocidad decreciente, simplificando así tanto la construcción de las galerías de tubos como la operación y mantenimiento de ellas.
- (c) Greenleaf y otros por su parte, han demostrado la factibilidad de lavar un filtro, en una batería de filtros, con el flujo de los otros, lo que introduce una nueva simplificación que reduce aún más los gastos.

Simplificación de las plantas de tratamiento

Al reunir todas estas modificaciones en un solo diseño, se puede llegar a una planta extraordinariamente simple y económica.

El presente trabajo presenta una solución de este tipo, en la que se muestra entre otras cosas cómo se puede construir una estación potabilizadora sin tubos, con muy pocas válvulas y con equipo todo manufacturado en el país, sin violar ninguno de los principios básicos de la tecnología del agua.

Esta nueva generación de plantas de tratamiento, podría ayudar a solucionar los problemas discutidos en la primera parte de este capítulo:

- (a) En lo económico, abarataría hasta en un 50 % el costo de construcción de las instalaciones de tratamiento y permitiría que los escasos fondos disponibles rindan más.
- (b) En lo operativo, facilitaría el mantenimiento y haría más comprensible el manejo de la planta para el operador.

En tales condiciones, la forma de funcionamiento de las estaciones depuradoras se simplificaría notablemente como indica la figura 1-5.

Toda la operación se basaría en el desarrollo industrial del país donde se construyen, y los problemas de comunicaciones se disminuirían.

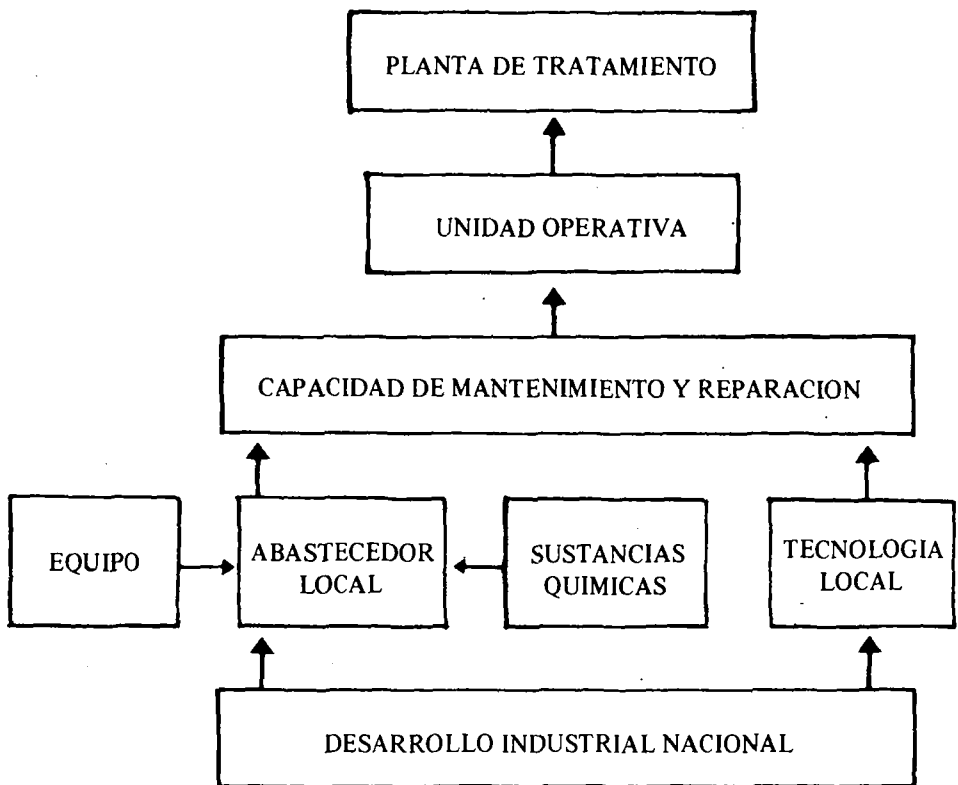


Fig. 1-5 Operación de plantas de tratamiento propuesta

Contenido del presente libro

Para poder desarrollar este tipo de soluciones es necesario:

- (a) Conocer a fondo la tecnología de los procesos de tratamiento.
- (b) Aplicar esta tecnología a la búsqueda de sistemas menos costosos.

Teniendo en cuenta esto, el presente trabajo introduce, quizás por primera vez en español, revisiones completas de las teorías de coagulación y filtración, tal cual las conocemos hoy, haciendo énfasis en los aspectos básicos del problema.

Estos capítulos aparentemente demasiado académicos, son fundamentales para poder comprender el origen de muchas de las recomendaciones que se hacen en los otros.

Se ha querido además presentar no sólo las ideas convencionales consagradas, como generalmente se hacen en los libros de texto, sino también, aquellas que pueden ser útiles aunque estén todavía en una etapa experimental.

Con esto esperamos contribuir a impulsar nuevas investigaciones en el campo del tratamiento de agua en América Latina.

Por último, se ha incluido amplia información sobre los sistemas convencionales, por cuanto éstos son los que prevalecen en el presente y seguirán prevaleciendo por algún tiempo más en el futuro.

BIBLIOGRAFIA – CAPITULO I

1. Wolman, A., Hollis, M.D., Pineo, Ch. S., "Una Generación de Progreso de los Servicios de Ingeniería Sanitaria en los Países de América Latina y El Caribe" Boletín de la Oficina Sanitaria Panamericana – Set. 1971, pág. 194.
2. International Standards for Drinking Water - Third Edition (1971) World Health Organization - Geneve.
3. Public Health Service Drinking Water Standards - (1962) - U.S. Department of Health, Education and Welfare - Public Health Service - Washington, D.C.

II

REVISION DE LA TEORIA SOBRE LA COAGULACION DEL AGUA

I. CONCEPTOS PRELIMINARES BASICOS

Impurezas del agua

El agua en su forma molecular pura no existe en la naturaleza, por cuanto contiene substancias que pueden estar en *suspensión* o en *solución verdadera* según el tamaño de disgregación del material que acarrea.

Por otra parte, de acuerdo con el tipo de impurezas presentes, el agua puede aparecer como turbia o coloreada, o ambas.

La turbiedad, que no es más que la capacidad de un líquido de diseminar un haz luminoso, puede deberse a partículas de arcilla provenientes de la erosión del suelo, a algas o a crecimientos bacterianos.

El color está constituido por substancias químicas, la mayoría de las veces provenientes de la degradación de la materia orgánica, tales como hojas y plantas acuáticas

con las cuales el agua entra en contacto. El conocimiento exacto de las características de estos contaminantes es la base para comprender los procesos de remoción usados en la práctica.

Naturaleza de la turbiedad

La turbiedad está principalmente formada por arcillas en dispersión.

El término arcilla comprende una gran variedad de compuestos, pero en general se refiere a la tierra fina (0.002 mm de diámetro de grano o menos), a veces coloreada, que adquiere plasticidad al mezclarse con limitadas cantidades de agua. Químicamente son silicatos de aluminio con fórmulas bastante complejas.

Houser las clasifica así:

- Kaolinita: $Al_4(Si_4O_{10})(OH)_8$ & $Al_4(Si_4O_6)(OH)_{16}$
- Montmorillonita (Bentonita) $Al\{Mg\}(Si_8O_{20})(OH)_4 \cdot xH_2O$ (*)
- Ilita: $K_yAl_4\{Fe_4Mg_4Mg_{16}\}(Si_8 - Y \cdot Al_y)O_{20}$ (*)
- Muscovita: $K_2Al_4(Al_2Si_6O_{20})(OH)_4$

Físicamente están constituidas por cristales con una estructura atómica reticular definida. Grim (17) considera que hay dos tipos de estructuras que las caracterizan a la mayoría:

(a) Un átomo de aluminio, (Al) Hierro (Fe) o Magnesio (Mg) incluido en el centro geométrico de un octaedro en cuyos nodos hay oxígeno (O) o hidróxilos (OH). (Ver figura 2-1-A).

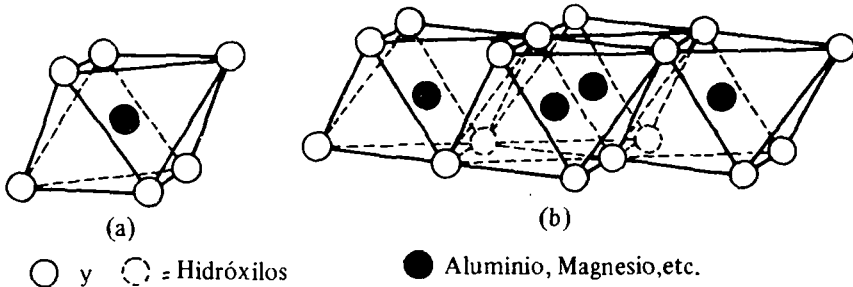


Fig. 2-1-A

(b) Un átomo de silicio incluido dentro de un tetraedro equidistante de los cuatro oxígenos (O) o hidróxilos (OH) de los nodos (Ver figura 2-1-B).

(*) Los elementos en paréntesis pueden substituirse por lo que está a la izquierda del paréntesis.

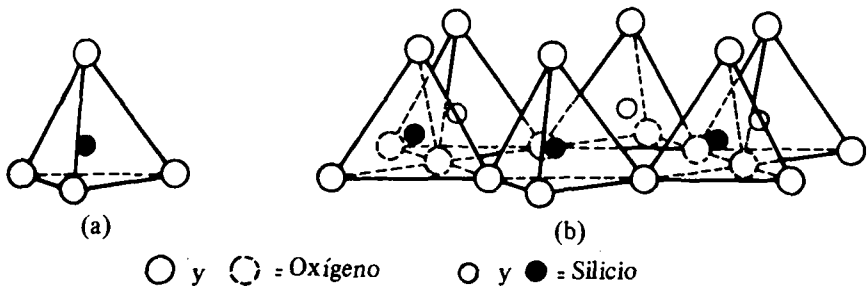


Fig. 2-1-B

La dimensión de estos cristales varía entre $2,6 \times 10^{-8}$ cm de nodo a nodo hasta $5,05 \times 10^{-8}$ cm. Debe tenerse por otra parte presente que la estructura reticular en ellos no siempre es perfecta, lo cual da origen a fenómenos que estudiaremos posteriormente en este capítulo.

Las formas varían mucho. En las figuras 2-2 y 2-3 pueden verse algunos ejemplos.

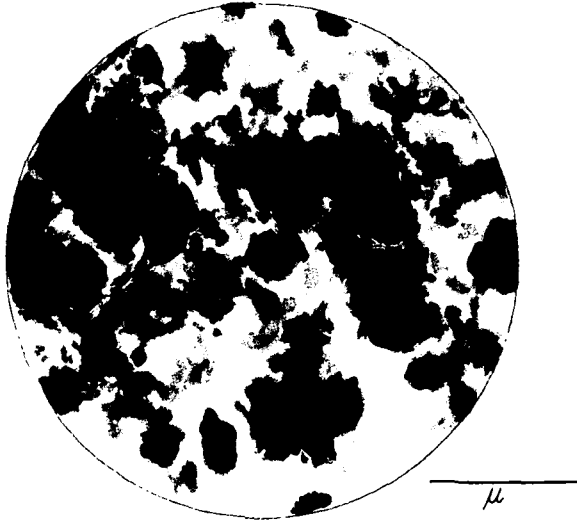
Una de las propiedades típicas de las arcillas es la gran superficie específica que tienen. Por superficie específica se entiende la superficie total que poseen por unidad de peso, y generalmente se expresa en m^2 por gramo. En la tabla 2-1 se dan los valores de superficies específicas para algunas arcillas que han sido secadas a diferentes temperaturas.

Tabla 2-1

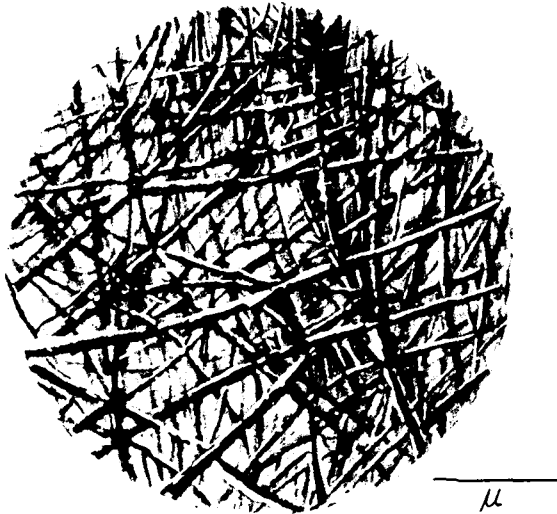
Superficie específica de algunos minerales de arcilla
(Tomado de Nelson y Hendricks)

Mineral	Tratamiento de calor, °C*	Pérdida de peso, o/o	Superficie específica, $m^2/gr.$
Kaolinita, $0,3\mu$	30	...	15.5
	200	0.2	15.3
	500	12.7	18.1
	700	14.3	16.5
	900	14.6	1.5
Ilita, $0,3\mu$	30	...	97.1
	200	0.4	92.2
	500	5.8	91.6
	700	7.7	80.4
Montmorilonita,	30	...	15.5
Halloysita	30	...	43.2

(*) Calentado a la temperatura dada hasta que no haya más pérdida de peso.

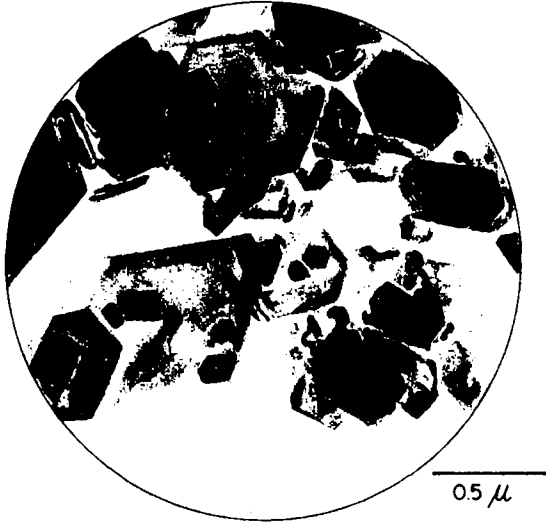


Illite

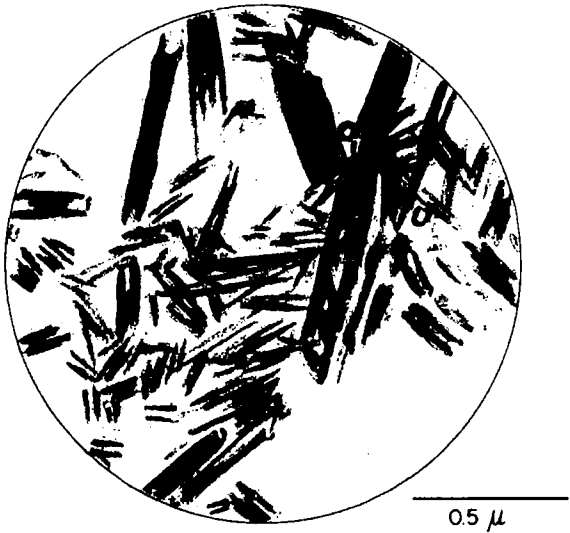


Attapulgita

FIG. 2-2 FORMAS DE ARCILLAS VISTAS AL MICROSCOPIO
(Dibujos hechos a partir de microfotografías)



Caolinita



Haloisita

FIG.2-3 FORMAS DE ARCILLAS VISTAS AL MICROSCOPIO
(Dibujos hechos a partir de microfotografías)

La densidad de las arcillas es función del grado de humedad de la muestra: cuanto más húmeda sea ésta, su densidad es menor. La tabla 2-2 presenta algunos valores tomados de Pewit y Arens (17).

Tabla 2-2

Densidad de algunos minerales de arcilla

Mineral	Contenido de Humedad o/o	Densidad
Montmorillonita	0.0	2.348
	46.0	1.772
Illita (Holanda)	0.0	2.649
	18.0	2.128
Illita (Illinois)	0.0	2.642
	76.0	1.48
Kaolinita (Brocades)	0.0	2.667
	6.5	2.427

Se puede esperar por eso que las arcillas dispersas en el agua tengan densidades relativamente bajas y lenta velocidad de asentamiento.

Tamaño de las dispersiones

Una sustancia puede estar dentro de otra de varios modos diferentes:

Primero: La molécula de una sustancia A puede estar disgregada dentro de una sustancia B. En este caso se dice que la sustancia A está disuelta dentro de la B. Segundo: Partículas o gotitas muy pequeñas de la sustancia A pueden estar dispersas dentro de la sustancia B. En este caso se dice que la sustancia A está en estado coloidal dentro de la sustancia B. Tercero: Partículas relativamente grandes de la sustancia A está flotando dentro de la sustancia B. En este caso se dice que la sustancia A está en suspensión en la sustancia B.

Como se ve, según el tamaño de las partículas del sólido o líquido disgregado dentro de otro, hay un cambio en la clasificación del fenómeno y en las características que éste reviste. Cuando hay verdadera solución, el soluto tiene dimensiones aproximadamente iguales o inferiores a 1 μ .; cuando hay estado coloidal, el coloide tiene dimensiones que varían entre 1 μ y 1000 μ . Y cuando hay suspensión gruesa las partículas o gotas suspendidas tienen tamaños iguales o mayores de 1000 μ .

El esquema de la figura 2-4 aclara el concepto:

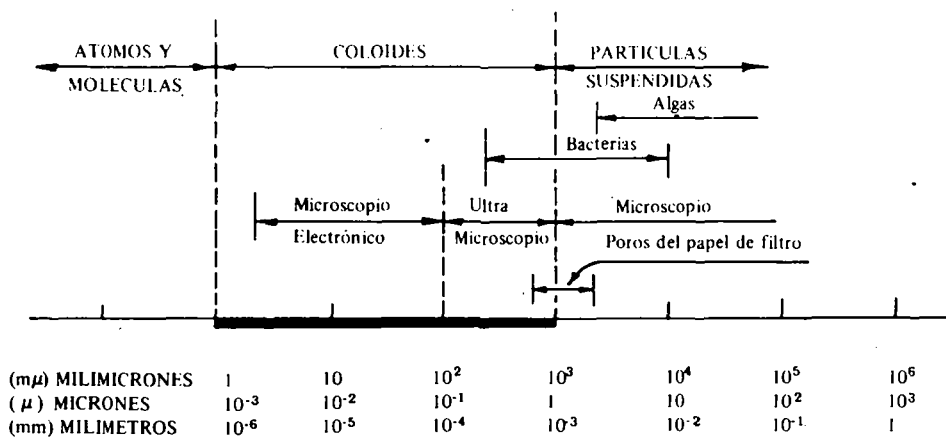


Fig. 2-4 Tamaño de las partículas suspendidas

Debe notarse que los límites fijados en este esquema son aproximados y, por tanto, suelen a veces confundirse o intercalarse, en especial en los puntos de contacto.

Los coloides propiamente dichos tienen propiedades muy características que los distinguen en forma precisa, y que estudiaremos en seguida por ser necesario para poder entender qué es la coagulación. Los químicos suelen referirse a la substancia dispersa como fase dispersa y a la substancia dispersante como fase dispersante.

Existen ocho clases de disoluciones coloidales, las cuales son:

Fase Dispersa	Fase Dispersante	Nombre	Ejemplo
1. Líquido	Líquido	Emulsión	Aceite en agua
2. Sólido	Líquido	Sol	Turbiedad del agua
3. Gas	Líquido	Espuma	Crema batida
4. Líquido	Gas	Aerosol	Niebla, neblina
5. Sólido	Gas	Aerosol	Humo, polvo
6. Líquido	Sólido	Gel	Jalea
7. Sólido	Sólido	- - - -	Vidrio coloreado
8. Gas	Sólido	- - - -	Piedra pómez.

Para el problema de coagulación que es el que nos ocupa, la que más nos interesa es la dispersión del sólido en líquido, que es la que forma buena parte de la turbiedad y el color ordinario del agua.

Clasificación de los sistemas coloidales

Sin pretender dar una clasificación completa de los sistemas coloidales podríamos dividirlos como indica la figura 2-5 en: Moleculares y no moleculares (micelares); liofílicos y liofóbicos, diuturnos y caducos, orgánicos e inorgánicos.

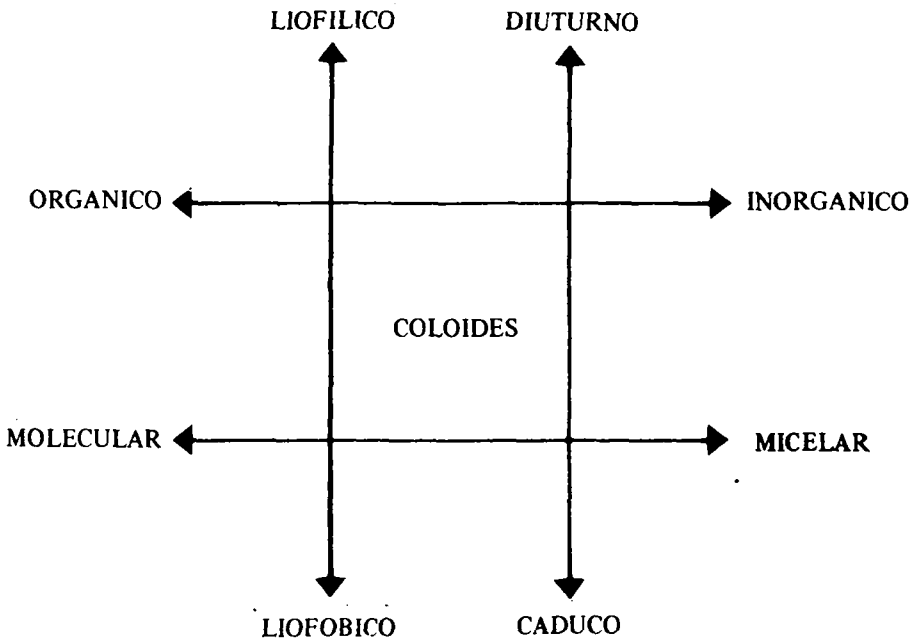


Fig. 2-5 Clasificación de los coloides

Los coloides moleculares, están constituidos por sustancias polímeras, formadas por largas cadenas orgánicas, con pesos moleculares muy grandes (15.000 - 100.000) y tamaños entre 10^2 y $5 \times 10^2 \mu\mu$ de longitud por 0.2 y $1 \mu\mu$ de grosor. Estos polímeros, como la gelatina, las proteínas, el almidón, etc., no obstante estar dispersados molecularmente, no constituyen verdaderos solutos, sino coloides. El término coloide, significa

originariamente "gelatinoso" y fue dado por Graham a las dispersiones de proteínas, al comprobar que no se comportaban como verdaderas soluciones (*).

Los coloides de asociación o micelares pueden formarse por asociación de moléculas más pequeñas de minerales (ejemplo: oro) o compuestos orgánicos (ejemplo: jabones, detergentes), que espontáneamente se aglutinan en presencia de un dispersante en partículas de tamaño coloidal.

Los coloides liofílicos (hidrofílicos cuando se refieren al agua) están constituidos por las dispersiones moleculares de sustancias poliméricas o sustancias aglutinadas en tamaño coloidal, que tienen una fuerte atracción por el solvente, y reaccionan químicamente con el agua en la cual están dispersados (ejemplo: jabones, materia orgánica encontrada en el agua negra). Su estabilidad depende de la capa de hidratación que los rodea en la cual hay moléculas de agua adheridas que actúan como barrera que impide el contacto entre partículas.

Los coloides liofóbicos están, en cambio, formados por sustancias insolubles en el dispersante (**) (ejemplo: arcillas, metales) y por lo mismo son mucho más inestables que los liofílicos. Son el tipo de dispersiones que más interesa en el tratamiento de aguas potables.

Los coloides diuturnos (término propuesto por Mysels (45) que significa de larga duración) son aquellos que no se modifican o se aglutinan durante mucho tiempo comparado con el período de observación.

Los coloides caducos son, al contrario, los transitorios que se aglutinan o cambian rápidamente.

Los coloides, además, pueden ser *orgánicos* como las proteínas o las grasas, o *inorgánicos* como el oro o las arcillas minerales.

Forma de los coloides

La forma de los coloides tiene relación directa con sus propiedades. No se ha hecho, sin embargo, una clasificación adecuada de las formas coloidales. Algunos los clasifican en *isométricas* y *anisométricas*. Las primeras son las que tienen una dimensión igual en todas direcciones (esferas, poliedros); las segundas son las que se extienden preferentemente en una o dos dimensiones tales como cilindros, láminas, cintas, etc. La figura 2-6 incluye las formas más comunes de coloides, según Jirgensons y Straumanis (26).

-
- (*) Se entienden por polímeros las sustancias compuestas de una molécula básica llamada monómero, la cual se une a otras, formando una cadena compleja de muchos términos similares. Así mismo se dice que un compuesto se polimeriza cuando es inducido a formar una cadena, bi o tridimensional, para lo cual es necesario que el monómero básico tenga por lo menos dos extremos activos.
 - (**) Estrictamente hablando no existen sustancias completamente insolubles en el agua, de forma que el término liofóbico debe entenderse en un sentido amplio como la tendencia de algunas sustancias a ser muy poco solubles.

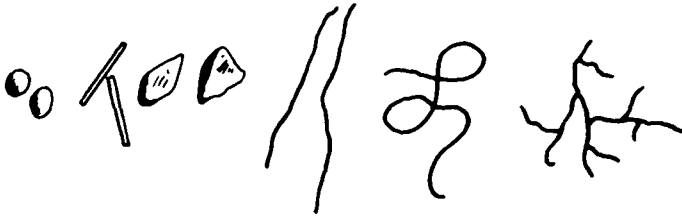


Fig. 2-6 La forma más común de partículas coloidales

En un líquido turbulento, las formas filamentosas o cilíndricas tienen más oportunidad de contacto que las formas esféricas o poliédricas, lo cual influencia la posibilidad de aglutinación de las partículas y la rata de floculación.

Propiedades de los coloides

Algunas de las más importantes son las siguientes:

- Propiedades cinéticas {
 - Movimiento browniano
 - Difusión
 - Presión osmótica
- Propiedades ópticas {
 - Efecto Tyndall-Faraday
 - Coloración
- Propiedades de superficie (adsorción)
- Electrocinetismo

Propiedades cinéticas

(a) Movimiento browniano

Una de las propiedades que más distingue a las dispersiones coloidales, es el que no pueden sedimentarse, aun cuando las partículas sean más densas que el líquido que las rodea.

Si una suspensión de dichas partículas es observada en un ultramicroscopio, se puede notar entre ellas un movimiento constante y desordenado. Este fenómeno fue estudiado por primera vez en una suspensión de granos de polen por el botánico inglés Brown, en 1828, de donde ha recibido el nombre de movimiento browniano. Weiner, en 1863, sugirió que el bombardeo de las partículas hecho por las moléculas del líquido en el cual están dispersas, es la causa del movimiento incesante de ellas. Experimentos posteriores han justificado esta conclusión.

La teoría completa del movimiento browniano fue desarrollada en 1906 por Einstein y Von Smoluchowski cada uno independientemente, y sirvió para calcular el número de Avogadro.

La velocidad promedio \bar{v} de la partícula viene dada por la fórmula:

$$\bar{v} = \sqrt{\frac{R}{N} \cdot \frac{T}{m}} \quad (2-1)$$

En donde R = constante de los gases = PV/T = Dinas x cm/grado°K, N = número de Avogadro (6.02×10^{23}); T = temperatura absoluta en grados Kelvin; m = masa de partícula en dinas/g. El valor R/N = K se suele llamar constante de Boltzman y representa el valor de la constante de los gases por molécula.

(b) Difusión

El movimiento incesante de las partículas coloidales hace que éstas se difundan, esto es, que se distribuyan uniformemente en el solvente. La velocidad de difusión es mucho menor que la velocidad media de la partícula en el movimiento browniano. Por otra parte, cuanto más grande sea ésta, la rata de difusión es menor.

La primera ley de Fick (1855) establece que la cantidad dm , que se difunde en la dirección x en un tiempo dt a través de un área A, es proporcional al gradiente de concentración dc/dx . Así:

$$\frac{dm}{dt} = -AD \frac{dc}{dx} \quad (2-2)$$

en donde D es el coeficiente de difusión que es "el material que pasa en un segundo a través de un cm^2 ". Se expresa en cm^2/seg . Esta primera ley es aplicable en condición de estado invariable.

(c) Presión osmótica

Debido al movimiento browniano, si la concentración de partículas en un líquido no es uniforme, se produce un flujo de material desde las zonas de alta concentración hacia las de baja concentración hasta alcanzar un equilibrio. Esta es la razón por la cual si se introduce una celda, hecha de una membrana semipermeable que contenga cierta dispersión coloidal, en un líquido puro, éste trata de introducirse dentro de ella, para establecer una concentración uniforme, diluyendo la dispersión coloidal y produciendo una elevación del líquido dentro de la celda. El incremento de volumen produce una presión llamada, *presión osmótica*

De acuerdo con Van't Hoff, la presión osmótica p es directamente proporcional a la concentración c (gm/lit) y la temperatura absoluta T, e inversamente proporcional al peso molecular M. así:

$$p = \frac{c}{M} RT \quad (2-3)$$

R = constante de los gases ya definida.

Propiedades ópticas

Las propiedades ópticas son: la *dispersión de la luz* y la *opalescencia*.

(a) Diseminación de la luz

Un rayo de luz es diseminado al pasar a través de una suspensión coloidal. La diseminación es proporcional al tamaño de las partículas. Cuando se usa un rayo bien definido se puede observar claramente un cono de luz. A este fenómeno se le suele llamar *efecto de Tyndal-Faraday* y se lo puede observar en la vida diaria cuando un rayo de luz penetra una habitación oscura donde flotan partículas de polvo.

La diseminación hace aparecer las soluciones turbias. La turbiedad es por tanto una forma de medir la concentración de partículas coloidales en un líquido.

Si " I_0 " representa la intensidad de un rayo luminoso; I , la intensidad del mismo rayo después de atravesar una distancia " l " del medio dispersante; y τ es la turbiedad:

$$\frac{I}{I_0} = e^{-\tau l}$$

De donde:

$$\tau = -\frac{1}{l} \ln \frac{I}{I_0} \tag{2-4}$$

(b) Opalescencia

Los coloides son primariamente incoloros, sin embargo, las suspensiones coloidales aparecen con una cierta coloración. Por ejemplo, la suspensión de hidróxido férrico es roja. Esto puede deberse:

1. A la diseminación de la luz.
2. A la absorción selectiva por el coloide de una cierta longitud de honda.

La coloración puede usarse también para medir la concentración de los coloides. La ley de Lambert-Beer establece que la absorción es proporcional a la longitud l de la luz a través de la solución absorbente y a la concentración c de la solución. Así:

$$\frac{I}{I_0} = e^{-kcl} \quad \text{ó} \quad c = -\frac{1}{kl} \ln \frac{I}{I_0} \tag{2-5}$$

En donde I = intensidad de la luz transmitida, I_0 = intensidad de la luz que entra, k = constante de absorción característica del sistema dado.

Propiedades de Superficie

Quando la materia se subdivide hasta llegar al tamaño coloidal se produce un gran incremento del área. Véase la tabla 2-3. En ella podemos observar que si dividimos un cubo de 1 cm de lado en cubos de $m\mu$ obtendremos un área de 6000 m². Véase además la tabla 2-1 en que se dan los valores de las superficies específicas de algunas arcillas.

Tabla 2 - 3
Aumento de superficie de un cubo al aumentar su subdivisión

Largo de un lado	Cantidad de cubos	Superficie total
1 cm	1	6 cm ²
1 mm	10 ³	60 cm ²
0.1 mm	10 ⁶	600 cm ²
0.01 mm	10 ⁹	6000 cm ²
1 μ	10 ¹²	6 m ²
0.1 μ	10 ¹⁵	60 m ²
0.01 μ = 100 A	10 ¹⁸	600 m ²
1 m μ = 10 A	10 ²¹	6000 m ²

Esta enorme superficie tiene la tendencia a adsorber, en la interfase sólido-líquido, moléculas, iones o coloides. La capacidad de adsorción (*) de las superficies es una de sus principales propiedades.

El fenómeno es exotérmico, es decir, libera energía térmica. En cambio el fenómeno contrario, esto es la "desorción", es endotérmico, o sea que consume energía en el proceso.

La ecuación de Freundlich establece que la cantidad de material adsorbido por unidad de peso del adsorbente Y/m es proporcional a la concentración de equilibrio c, así:

$$\frac{y}{m} = Kc^{1/n} \quad (2-5a)$$

K y n son constantes empíricas.

Los valores de n son generalmente mayores que la unidad y, en consecuencia, la adsorción es relativamente más eficiente a bajas concentraciones.

Propiedades electrocinéticas (electrocinetismo)

Se ha observado que las partículas de una dispersión coloidal, se mueven de un polo de determinado signo a otro, al estar sometidas a un campo eléctrico, lo que demuestra que poseen una carga electrostática.

Esta carga primaria de los coloides se debe a tres causas principales: reemplazo isomórfico, ionización y adsorción.

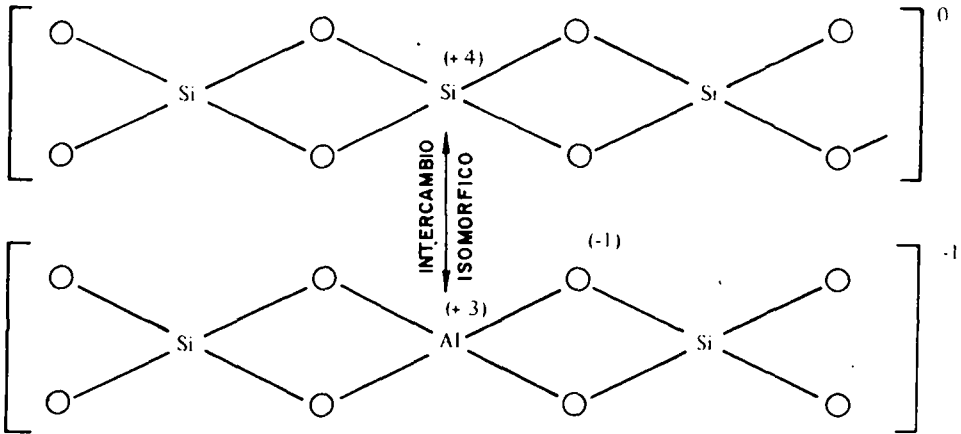
(a) Reemplazo isomórfico

Se dijo al hablar de arcillas, que la estructura reticular de los cristales puede tener imperfecciones. Dichas imperfecciones pueden originar el reemplazo de un átomo de

(*) El término adsorción se emplea para indicar la acumulación de lo "adsorbido" sobre la superficie del "adsorbente". El término absorción, en cambio, representa la difusión de lo "absorbido" dentro del "absorbente". El término "sorción" se usa tanto para indicar "absorción" como "adsorción".

mayor valencia por uno de menor valencia o viceversa, creando así una carga eléctrica en la partícula.

Por ejemplo, si en la estructura reticular tetraédrica del SiO_2 un átomo de Si (Valencia +4) es reemplazado por uno de Al (Valencia +3), el cristal quedaría cargado negativamente. El signo y la magnitud de la carga, en este caso, son independientes de las características de la fase acuosa.



(b) Ionización

Muchos coloides naturales contienen en la superficie grupos químicos (carbóxilos, hidróxilos, etc.), que pueden ionizarse dando origen a cargas eléctricas. Por ejemplo:



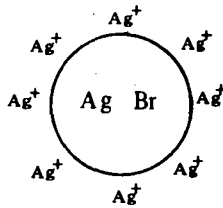
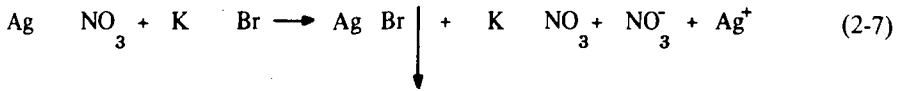
Estando envuelto en las ecuaciones el grupo hidróxilo, la carga primaria es dependiente del pH.

(c) Adsorción preferencial

Los coloides pueden también cargarse por adsorción preferencial de iones en la superficie. Este fenómeno puede deberse a:

1. fuerzas químicas (quemosorción)
2. fuerzas electrostáticas o eléctricas

Un ejemplo puede encontrarse en la precipitación del bromuro de plata, que queda en forma coloidal como resultado de la reacción, entre el nitrato de plata y el bromuro de potasio:



El sol de bromuro de plata adsorbe iones Ag^+ quedando cargado positivamente. Estos iones suelen llamarse “iones determinantes del potencial”. El signo y magnitud de la carga dependen en este caso, en gran parte, de las características de la fase acuosa.

(d) Fuerzas que intervienen

Esta carga primaria de los coloides produce una fuerza repulsiva, que impide la aglomeración o coagulación de las partículas, cuando éstas se acercan unas a otras.

Por tanto, dos fuerzas deben tenerse en cuenta:

1. las coulómbicas de repulsión y
2. las atractivas de Van der Waals

Las *fuerzas coulómbicas* de repulsión se desarrollan cuando dos partículas de igual signo se aproximan y varían proporcionalmente con el producto de sus cargas ($q_1 \times q_2$), e inversamente proporcional con el cuadrado de la distancia.

$$F = \frac{q_1 \times q_2}{\epsilon l^2} \quad (2-8)$$

ϵ = constante que es igual a la unidad cuando las cargas actúan en el vacío. Su intensidad está controlada por las características tanto de la fase acuosa como de la fase sólida.

Por otra parte, las *fuerzas de Van der Waals* se deben a una multiplicidad de causas, una de las cuales se ha atribuido al movimiento continuo de los electrones en sus órbitas, el cual crea un campo magnético que fluctúa constantemente en forma bastante compleja y ejerce influencia sobre los electrones de la materia circundante, dando origen a fuerzas que son siempre atractivas y que pueden existir entre partículas de carga opuesta, entre partículas neutras y entre partículas con la misma carga (*).

(*) Esta es la fuerza que une las moléculas de los gases raros, como Helio, Neón, etc., para que puedan licuarse. La temperatura de licuefacción es tanto más baja, cuanto menor sea el número de electrones periféricos que contenga.

Dicha fuerza es relativamente débil, decrece en proporción a la 7 potencia de su distancia y, en consecuencia, rara vez es efectiva a más de 10^{-6} mm. Su magnitud es independiente de la carga neta de los coloides y no varía, por tanto, con el pH ni con otras características de la fase acuosa.

Las fuerzas de Van der Waals son grandemente responsables de la adsorción de moléculas o iones en las partículas coloidales.

Coagulación y Floculación

Se llama coagulación-floculación al proceso por el cual las partículas se aglutinan en pequeñas masas con peso específico superior al del agua llamadas floc. Dicho proceso se usa para:

- (a) Remoción de turbiedad orgánica o inorgánica que no puede sedimentar rápidamente.
- (b) Remoción de color verdadero y aparente.
- (c) Eliminación de bacterias, virus y organismos patógenos susceptibles de ser separados por coagulación.
- (d) Destrucción de algas y plancton en general.
- (e) Eliminación de sustancias productoras de sabor y olor en algunos casos y de precipitados químicos suspendidos en otros.

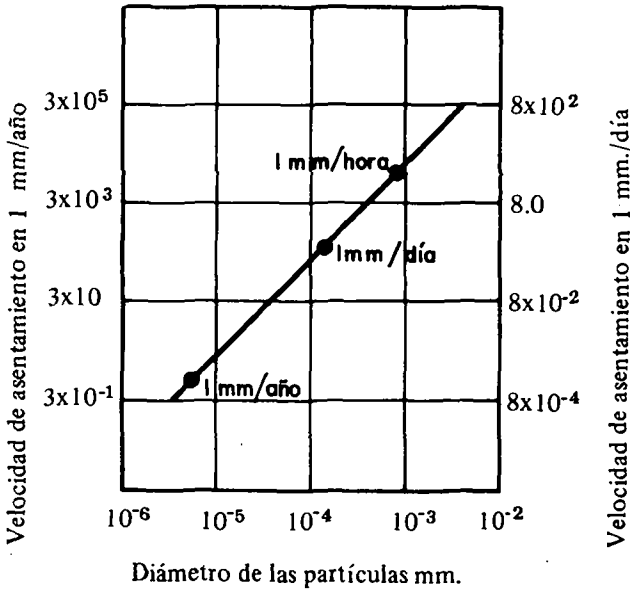


Fig. 2-7 - Velocidad de sedimentación de partículas discretas $S_s = 2.65$, $T = 15^{\circ}C$

El uso de cualquier otro proceso, como la sedimentación simple, para la remoción de partículas muy finas, resulta antieconómico, si no imposible. Véase la figura 2-7.

Hay que distinguir dos aspectos fundamentales en la coagulación-floculación del agua:

(a) La desestabilización de las partículas suspendidas, o sea la remoción de las fuerzas que las mantienen separadas.

(b) El transporte de ellas dentro del líquido para que hagan contacto, generalmente estableciendo puentes entre sí y formando una malla tridimensional de coágulos porosos.

Al primer aspecto los autores suelen referirse como a *coagulación* y al segundo como a *floculación* (*).

La **coagulación** comienza en el mismo instante en que se agregan los coagulantes al agua y dura solamente fracciones de segundo. Básicamente consiste en una serie de reacciones físicas y químicas, entre los coagulantes, la superficie de las partículas, la alcalinidad del agua y el agua misma.

La **floculación** es el fenómeno por el cual las partículas ya desestabilizadas chocan unas con otras para formar coágulos mayores.

Dos modelos explican el primer aspecto: el de la *doble capa*, basado en las fuerzas electrostáticas de atracción y repulsión, y el del *puente químico* que establece una relación de dependencia entre las fuerzas químicas y la superficie de los coloides.

En el segundo aspecto, debe distinguirse entre: *floculación ortocinética* y *pericinética*.

La primera es la inducida por la energía comunicada al líquido por fuerzas externas (paletas giratorias, por ejemplo). La segunda es la promovida, internamente dentro del líquido, por el movimiento de agitación que las partículas tienen dentro de aquél (movimiento browniano) y por la gravedad o peso de las partículas que al caer tienden a aglomerarse, y se realiza en un tiempo muy corto después de desestabilizada la partícula.

En las plantas de tratamiento la floculación es tanto pericinética como ortocinética.

Resumiendo lo anterior:

- | | | |
|---|---|--|
| 1. Desestabilización de partículas
(coagulación) | } | Modelo físico (Doble capa) |
| | } | Modelo químico (Puente químico) |
| 2. Transporte de partículas
(floculación) | } | Ortocinético - creado en el líquido por el
gradiente de velocidad |
| | } | Pericinético {
Por movimiento browniano
Por sedimentación |

(*) Coagular viene del latín "coagulare" que significa aglutinar. Flocular de "floculare" que significa hacer un flóculo.

II. DESESTABILIZACION DE LAS PARTICULAS COLOIDALES (COAGULACION)

Modelo Físico (doble capa)

El modelo físico explica la coagulación del agua teniendo en cuenta las fuerzas electrostáticas existentes en las partículas, considerándolas rodeadas de una doble capa eléctrica que interacciona con la fase acuosa. Para explicar este concepto, se han presentado, sucesivamente, tres teorías:

(a) HELMHOLTZ

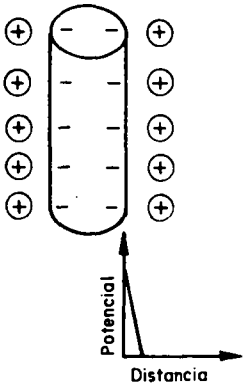


Fig. 2-8 (a)

(b) GOUY-CHAPMAN

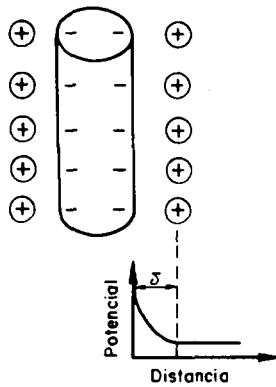


Fig. 2-8 (b)

(c) STERN

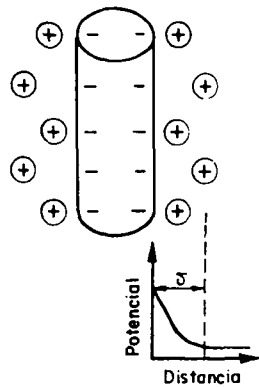


Fig. 2-8 (c)

(a) La primera supone que acudirán a la superficie del coloide, tantos iones positivos (contraiones) del medio dispersante cuantos sean necesarios para neutralizar su carga (ver Fig. 2-8-a). Se formará una *capa adherida* alrededor de él, en la que caerá todo el potencial q . Esta fue la teoría inicial propuesta por Helmholtz en 1879 y analizada por Nernst diez años más tarde.

(b) Gouy en 1910 y Chapman en 1913 demostraron que la teoría de Helmholtz-Nernst, no era adecuada, pues la agitación térmica del líquido tiende a separar los contraiones de la superficie del coloide y a formar una *capa difusa* alrededor de ella, en la que el potencial cae lentamente prolongándose hasta una distancia δ dentro del líquido que la rodea, como lo indica la Fig. 2-8-b.

(c) En 1924, Stern mostró que era necesario aceptar la posibilidad de la coexistencia de las teorías de Helmholtz y las de Gouy, considerando la formación de una *capa adherida* y una *capa difusa* alrededor del coloide, como lo indica la Fig. 2-8-c. El potencial q cae rápidamente en la *capa adherida* y lentamente en la *capa difusa*.

A esta última suelen referirse los autores como "capa de Gouy" o "Gouy-Chapman", y su espesor δ (teóricamente infinito) puede ser determinado prácticamente, como lo veremos luego. La capa adherida es llamada capa de Stern. Por transportarse con la partícula se puede considerar como parte de la carga del coloide. Debe notarse que el espesor del doble lecho en comparación con su diámetro es muy pequeño, del orden de centésimas de micrones.

Potenciales del coloide

En un coloide deben tenerse en cuenta, como lo indica la Fig. 2-9, los siguientes potenciales:

1. El potencial q que existe en la superficie del coloide, o potencial de Nernst.
2. El potencial ϕ que existe en la superficie interior de la doble capa, donde empieza la parte difusa.
3. El potencial ζ que existe en el plano de cizalla y que es el que vamos a ver con más detalle, por su importancia en la coagulación (*).

El plano de cizalla es el que separa del resto de la dispersión la sección de la capa que se mueve con la partícula formando parte integral de ella; y está situado en algún punto, entre la superficie interior y la superficie exterior de la doble capa.

Como no se puede separar el coloide de los contraiones que lo rodean, el único potencial que se puede determinar con más o menos precisión es el potencial zeta, o sea el potencial en la superficie del plano de cizalla.

Potencial Zeta

La teoría de la doble capa no está aún totalmente completa. La simplificación hecha por Helmholtz en 1879 da, sin embargo, una mayor comprensión del fenómeno.

Helmholtz asimila la doble capa a un condensador de dos cargas iguales y opuestas, separadas por el espesor δ . Si las cargas son iguales a q , el potencial de dicho condensador es el potencial ζ . De acuerdo con la electrostática, este potencial varía con la constante dieléctrica D_c y viene expresado por la fórmula:

$$\zeta = 4 \pi q \frac{\delta}{D_c} \quad (2-9) \quad \text{de donde } q\delta = \frac{\zeta D_c}{4 \pi} \quad (2-10)$$

El producto $q\delta$, o sea la carga de la partícula por la distancia hasta la cual se le considera efectiva, es llamado el momento eléctrico del coloide, y ha sido determinado experimentalmente partiendo del valor de la constante dieléctrica.

(*) Fueron Johnson y Alexander los que definieron el potencial zeta, como la energía requerida para traer una carga unitaria desde el infinito hasta el "plano de cizalla". Stern, sin embargo, no definió el potencial zeta de esta manera, sino como el existente al comienzo de la parte difusa, en este caso $\phi = \zeta$

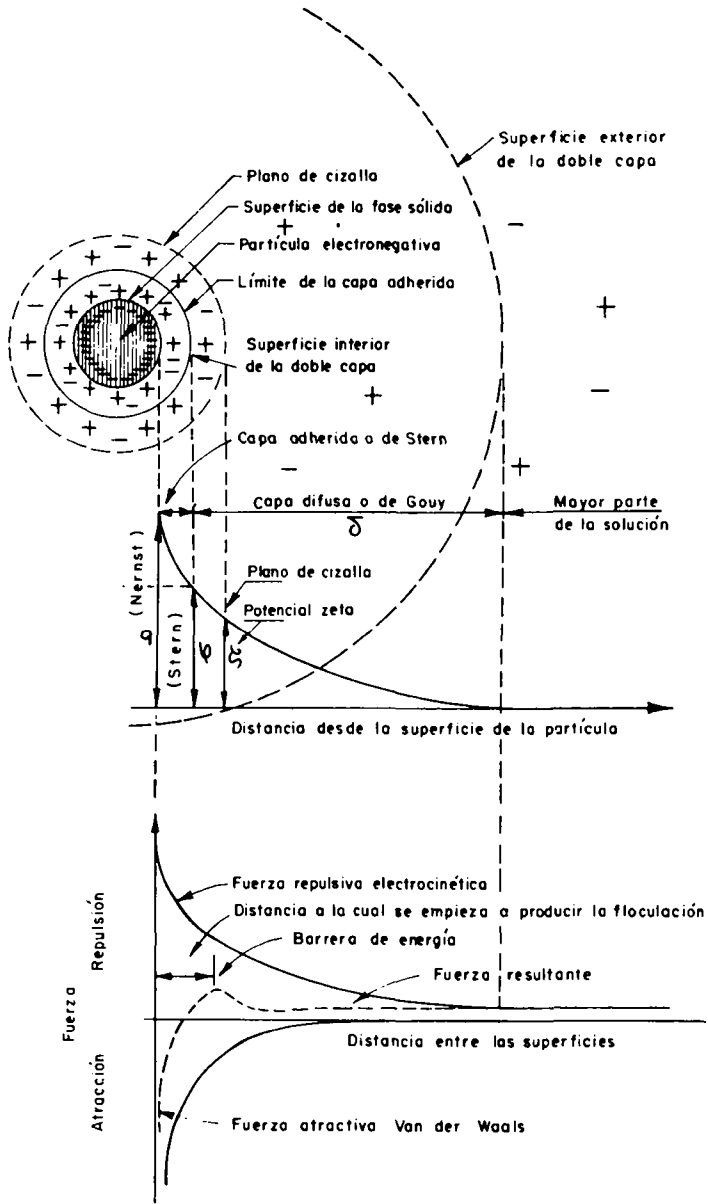


Fig. 2-9

Mediciones electrocinéticas

Para estimar el potencial en la superficie del conjunto partícula-contraiones, que se transportan unidos dentro del líquido cuando se los somete a un campo eléctrico, se suele medir el desplazamiento diferencial y por él calcular el potencial en el plano de cizalla o potencial zeta, que será inferior al de Stern, es cierto, pero no muy inferior.

Tres tipos de mediciones electrocinéticas suelen efectuarse para determinar el potencial zeta:

- (a) La electrofóresis
- (b) La electroósmosis
- (c) El potencial de corriente.

Vold y Vold (58) las diferencian así: "Si las partículas coloidales se mueven en un campo eléctrico, llevando parte de la doble capa consigo, esto es electrofóresis. Si la superficie cargada se mantiene quieta, como por ejemplo la pared de vidrio de la celda, la aplicación de un campo eléctrico en la suspensión hará que los contraiones cerca de la pared se muevan, arrastrando con ellos el líquido. Esto es electroósmosis(*). Igualmente, si el líquido que contiene contraiones se difunde a través de un tapón poroso éste desarrolla una diferencia de potencial entre los dos lados del tapón. Esto es potencial de corriente". La figura 2-10 aclara el concepto.

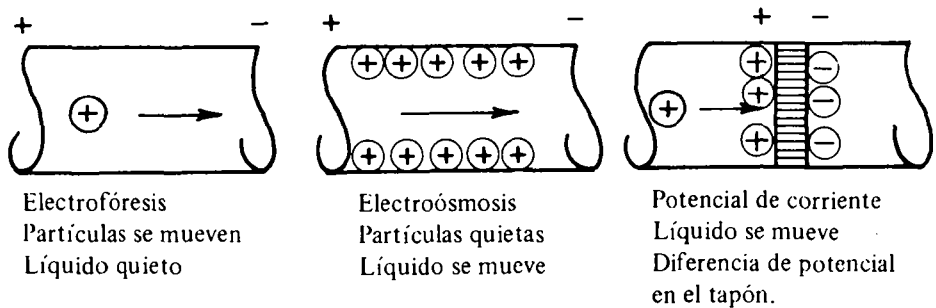


Fig. 2-10

La electrofóresis(**) es el procedimiento más empleado para medir el potencial zeta. Se hace básicamente en dos formas: con el *Zeta Meter* y con la *Celda de Briggs*.

En ambos casos la suspensión coloidal cuyo P.Z. se quiere medir, se coloca en una

(*) La electroosmosis fue descubierta al notar que si se sumergía en el agua una bola de arcilla, a la cual se le habían clavado dos tubos de vidrio de tal forma que el extremo de dichos tubos quedara fuera de la superficie, y se hacía pasar una corriente eléctrica continua, el nivel de agua se elevaba en uno de los tubos y se bajaba en el otro. Al invertir la polaridad de la corriente, se invertía el fenómeno.

(**) Fue Reus el primero que investigó, en 1807, el movimiento de las partículas coloidales, pasando una corriente eléctrica por una suspensión y observando la migración de las partículas hacia el polo positivo o negativo.

celda capilar con electrodos en los extremos, la cual va montada sobre un microscopio, provisto de retículos calibrados. Se aplica una determinada corriente a dichos electrodos, para crear una diferencia de potencial, y se mira con el microscopio la velocidad con que las partículas, que se ven como puntos luminosos, se desplazan entre los retículos. Esta medición hay que hacerla en el punto de la celda en que el movimiento del agua por efectos térmicos, es cero.

Como la velocidad v (cm/seg) con que la partícula se traslada guarda relación con el mayor o menor potencial zeta que ella posea:

$$v = \frac{\zeta D_c}{4\pi\mu} \quad (2-11)$$

En donde μ es la viscosidad absoluta del agua en poises. Esta es la ecuación de Helmholtz-Smoluchowski.

$$\text{Despejando:} \quad \zeta = \frac{4\pi\mu v}{D_c} \quad (2-12)$$

En la mayoría de los casos, la movilidad electroforética " v " se expresa en $\mu/\text{seg}/\text{v}/\text{cm}$, o sea, micrones por segundo por voltio centímetro, dando así simultáneamente la velocidad de traslación de la partícula y el gradiente del potencial del campo. Para un líquido dado y a una temperatura determinada,

$$\frac{4\pi\mu}{D_c} = \text{constante. Por tanto } \zeta = \text{constante} \times v \quad (2-13)$$

La relación entre el potencial zeta ζ y el potencial de corriente E viene dado por la fórmula: $\zeta = \frac{E}{P} \frac{4\pi\eta K_0}{D_c}$ En donde: P = diferencia de presión en la columna granular; η = viscosidad cinemática; D_c = constante dieléctrica; K_0 = conductividad del electrolito.

Kawamura y colaboradores (31) han desarrollado un método para medir la carga de los coloides por simple titulación de la muestra en presencia de un colorante que cambia de azul a púrpura cuando los coloides cambian de signo, ya que los positivos pueden reaccionar estequiométricamente con los negativos. En realidad, lo que mide el sistema de titulación es la cantidad total de coloides presentes en miliequivalentes/litro; y se usa más que todo, para determinar el *punto isoeléctrico* ($PZ = 0$). La titulación es difícil de realizar con agua, coloreada o turbia. Una información más detallada de estos sistemas de control de la coagulación se presentará posteriormente.

Estabilidad e Inestabilidad de las Suspensiones Coloidales

Hamaker, en 1936, desarrolló su célebre teoría sobre la estabilidad o inestabilidad de los coloides liofóbicos, según la cual, éstas dependen de la acción combinada:

- (a) De las fuerzas coulombicas de repulsión,
- (b) De las fuerzas atractivas de Van der Waals.

Si componemos tal como se ve en la figura 2-9, las fuerzas atractivas y repulsivas

nos dan una resultante que es la marcada por la línea de puntos. Esta resultante tiene una cresta que es llamada *barrera de energía*. Para que un coloide floccule, es decir se aglutine con otros, es necesario que las partículas se aproximen a una distancia menor que L , esto es una distancia menor que la que existe entre el centro del coloide y la cresta de la resultante o barrera de energía. La ubicación de la barrera de energía varía con el pH. Ahora bien, los coloides se aproximan a distancia menor que la de la barrera de energía, cuando el potencial zeta baja hasta un punto llamado "punto isoeléctrico", ($\zeta = 0$), lo que sucede si:

- (a) se neutraliza la carga q
- (b) se represa δ incrementando el número de iones en la solución.

1. Coagulación por neutralización de la carga

La neutralización de las cargas de coloides liofóbicos, puede hacerse según Mackrle (38):

- (a) Por cambio de la concentración de los iones que determinan el potencial del coloide
- (b) Por la adsorción de iones que posean una carga opuesta a las de los iones determinantes del potencial, y que sean capaces de reemplazar a éstos en la capa de Stern.

2. Coagulación por compresión de la doble capa

Incrementando la concentración del electrolito se incorporan contraiones en la capa difusa o de Gouy-Champman, con lo cual ésta se represa y se disminuye la magnitud de las fuerzas repulsivas, permitiendo la eliminación de la barrera de energía. Por eso, la adición de una sal neutra (electrolito indiferente) no cambia el potencial del coloide pero altera la forma de la curva de las fuerzas coulombicas, disminuyendo la distancia δ hasta la cual son efectivas.

Al primer tipo de coagulación los autores consideran como el mecanismo de interacción de la superficie específica; al segundo, como el mecanismo de reducción de la interacción de la doble capa. No existe una línea de demarcación precisa entre estos dos mecanismos, ambos pueden actuar simultáneamente para promover la desestabilización de las partículas.

La reducción del espesor de la doble capa, sin embargo, es más importante que la reducción del potencial zeta hasta el punto isoeléctrico ($\zeta = 0$).

La concentración de electrolito necesaria para realizar la coagulación depende de la carga de los iones, de acuerdo con la ley de Schulze-Hardy, que dice: "La precipitación de un coloide es efectuada por aquel ion del electrolito añadido, que tenga una carga opuesta en signo a la de las partículas coloidales y el efecto de dicho ion se incrementa tanto más cuanto mayor sea el número de cargas que posea".

De acuerdo con esta ley se ha encontrado que un ion bivalente es de 30 a 60 veces más efectivo que un ion monovalente; y un ion trivalente, de 700 a 1000 veces más efectivo que un ion monovalente.

Del modelo físico de la coagulación, tal como se ha explicado, se deducen los siguientes principios:

(a) Existe una "concentración crítica de coagulación" (c.c.c.) que debiera alcanzarse cuando los coloides disminuyen su potencial hasta alcanzar el punto isoeléctrico ($\zeta = 0$).

(b) La concentración crítica de coagulación (c.c.c.) debe ser independiente de la concentración de la fase dispersa o concentración de sólidos floculables en el agua (*).

(c) El exceso de coagulantes agregados al agua, no puede producir inestabilización de las partículas, por cuanto los coloides no adsorben más contraiones de lo que su carga primaria lo permite.

Se ha observado, sin embargo, que la C.C.C. se alcanza con valores cercanos al punto isoeléctrico como regla general, pero no necesariamente cuando $\zeta = 0$, lo cual contradice el punto "a". Por otro lado, a mayor turbiedad, aunque no siempre, se requiere mayor cantidad de coagulantes, esto contradice el punto "b". Asimismo, si se agrega un exceso de coagulantes, la coagulación no se efectúa o se realiza pobremente porque los coloides pueden reestabilizarse, lo que contradice el punto "c". El modelo físico de la coagulación, por tanto, podría no explicar la totalidad del fenómeno. Algunos autores han recurrido por eso a un modelo químico para complementarlo.

Modelo químico de la coagulación

El modelo químico de la coagulación considera que la carga primaria de las partículas coloidales se debe a la ionización directa de los grupos químicos presentes en la superficie de ellas, tales como hidróxilos, carboxilos, fosfatos, o sulfatos; y, que la precipitación de los coloides se realiza por reacción de estos grupos con los iones metálicos polivalentes agregados con los coagulantes.

Según esto, el efecto desestabilizante de ciertos iones se interpreta más en términos de interacción química que exclusivamente en términos de adsorción de contraiones en la doble capa, como en el modelo físico.

La repulsión electrostática puede disminuir, pero no necesariamente eliminar la adsorción de un ion en la superficie de un electrodo que tiene una carga similar. De donde se deduce que la contribución química de la adsorción de iones, puede ser mayor, a veces, que la contribución electrostática.

Por otra parte, la desestabilización de los coloides, producida por los compuestos poliméricos que se forman en la coagulación o por polímeros como los polielectrolitos, no puede explicarse con el modelo de la doble capa.

La Mer (34) propuso, para esto, la teoría del puente químico que supone la molécula del polímero adherida a la superficie del coloide en uno o más sitios de adsorción, dejando libre, extendida en el agua, el resto de la cadena, la cual puede pegarse de nuevo a otros coloides en sitios de adsorción vacantes. Se forma así un puente químico entre las partículas, que permite el incremento del tamaño de éstas y promueve su eventual precipitación.

(*) El número de contraiones que se requiera para neutralizar las cargas existentes en la superficie de las partículas, depende de la valencia de los productos que se formen, de acuerdo con la regla de Schulze-Hardy. Según esto no debería haber una relación cuantitativa (estequiometría) entre cantidad de coagulantes y turbiedad del agua.

Si τ es el número de segmentos por molécula que posee un polímero, y β el número de segmentos adsorbidos por molécula, la cantidad de segmentos libres será $(\tau - \beta)$. La proporción de segmentos adsorbidos será β/τ . Por otro lado, si P_0 = concentración de polímero añadido y P = concentración residual de polímero después de realizada la adsorción, $(P_0 - P)$ será la concentración adsorbida y $(P_0 - P)N$ (N = número de Avogadro) las moléculas concentradas en la interfase.

El número de sitios cubiertos será:

$$\beta (P_0 - P)N \quad (2-14)$$

y la fracción de sitios cubiertos en una superficie dada:

$$\theta = \frac{\beta (P_0 - P)N}{s S_0} \quad (2-15)$$

En donde s = el número de sitios de adsorción por unidad de área y S_0 = el área superficial de los coloides.

La probabilidad de flocular de los coloides es proporcional a la fracción de superficie cubierta θ por el polímero y a la fracción de superficie no cubierta $(1 - \theta)$.

Por tanto, la rata de formación de floc $-\frac{dn}{dt}$ (rata de disminución del número de partículas primarias sin flocular) es igual a:

$$-\frac{dn_0}{dt} = k_1 n_0^2 \theta (1 - \theta) \quad (2-16)$$

n_0 : número de partículas primarias sin flocular.

Partiendo de (2-16), los autores antes mencionados concluyen que:

(a) Cuando el polímero no es adsorbido ($\theta = 0$) el floc se desintegra espontáneamente y dn_0/dt se aproxima a cero.

(b) Cuando la superficie está totalmente cubierta ($\theta = 1$) no se pueden formar puentes y dn_0/dt se aproxima también a cero.

(c) En cambio, cuando $\theta = 0.5$ y la mitad de la superficie de los coloides está cubierta por los segmentos poliméricos, el floc tiene la máxima estabilidad (dn_0/dt = máxima).

Esto explica el que la coagulación sea pobre o no se produzca, cuando se pone un exceso de coagulantes. Pues, en este caso, todos los sitios de adsorción pueden quedar cubiertos ($\theta = 1$), lo que reestabiliza las partículas sin que tal cosa signifique reversión del potencial zeta.

Por otra parte, dentro de determinadas condiciones, una suspensión desestabilizada puede estabilizarse de nuevo si es sometida a una agitación violenta, puesto que las partículas llegan a quedar totalmente cubiertas por el polímero, al doblarse las cadenas poliméricas sobre sí mismas y ocupar otros sitios en el mismo coloide al cual se han adherido.

El modelo del puente químico, también explica la relación (estequiométrica) que existe entre la cantidad de superficie disponible o cantidad de coloides y la cantidad de coagulantes agregados. Además se puede comprender el hecho de que en muchos casos se

obtenga coagulación óptima con polímeros que tienen una carga similar a la de los coloides.

Por último, concluye O'Melia (47): "Aunque el modelo del puente químico ignora el efecto de las cargas eléctricas, explica la estequiometría y la sobredosis. Es probable que la desestabilización de las partículas coloidales por Sales de Fe^{+++} y Al^{+++} , no se puede describir en forma completa por ninguno de estos dos modelos; sin embargo, la comprensión del proceso empieza con la comprensión de ambos modelos".

Fases de la coagulación

Debe tenerse en cuenta, sin embargo, que estos modelos simplifican el fenómeno para poderlo analizar. En la práctica, en la adición a los efectos químicos y electrostáticos, hay que considerar los aspectos peri y ortocinéticos capaces de crear segregación del coagulante dentro de la masa de agua, haciendo que su concentración no sea uniforme y que, en consecuencia, las reacciones tengan diferentes características en los diferentes puntos del líquido.

Esto quizás puede explicar por qué ninguno de los dos modelos describe la totalidad del proceso.

Debe tenerse en cuenta también que cuando se habla de la carga electrostática de las partículas de una suspensión, lo que se considera es la carga promedio de las partículas, ya que cada una posee una carga distinta. Cuando se dice, por ejemplo, que una suspensión ha alcanzado el punto isoeléctrico, lo que se quiere indicar es que el promedio de la carga de las partículas es cero, o tiende a cero; pero no debe olvidarse que cierta proporción tiene cargas positivas o negativas, lo que complica la interpretación del fenómeno.

Conviene distinguir además entre:

- (a) Los coloides que existen en la suspensión y se quieren desestabilizar, y
- (b) Los coloides que se forman al agregar los coagulantes.

Teniendo en cuenta esta distinción, podríamos considerar la coagulación desarrollándose en cinco fases consecutivas o simultáneas que implicarían reacciones químicas y físicas. Así:

1ra. Fase - Hidrólisis de los coagulantes y desestabilización de las partículas existentes en la suspensión.

2da. Fase - Precipitación y formación de compuestos químicos que se polimerizan.

3ra. Fase - Adsorción de las cadenas poliméricas en la superficie de los coloides.

4ta. Fase - Adsorción mutua entre coloides

5ta. Fase - Acción de barrido.

Al agregar un coagulante al agua, éste se hidroliza(*) y puede producir la desestabilización de las partículas, por simple adsorción específica de los productos de hidrólisis (generalmente con carga positiva), en la doble capa que rodea a los coloides negativamente cargados (compresión de la doble capa o neutralización de las cargas), o por interacción química con los grupos ionizables de su superficie (1a. Fase).

(*) Reacciona con las moléculas de agua.

Por otro lado, como los productos de la hidrólisis de los coagulantes sufren reacciones de polimerización (*), se transforman en largas cadenas tridimensionales con extremos activos (2a Fase).

Estas cadenas pueden ser fácilmente adsorbidas en los sitios vacantes de adsorción de los coloides existentes en la suspensión, dejando los extremos extendidos en el agua (3a. Fase).

Dichos extremos pueden adherirse a otros coloides que tengan sitios vacantes también, formando así masas esponjosas de partículas de la suspensión ligadas por cadenas poliméricas (4ta. Fase). Este proceso debe ser ayudado agitando lentamente el agua.

Al sedimentar, estos coágulos hacen un efecto de barrido (5a. Fase), atrapando en su caída nuevas partículas que se incorporan a los microflóculos en formación. La aparición de hidróxidos metálicos insolubles en agua, que se precipitan, puede también contribuir y, en algunos casos, producir por sí sola el efecto de barrido.

La figura 2-11 presenta en forma esquemática las cinco fases descritas:

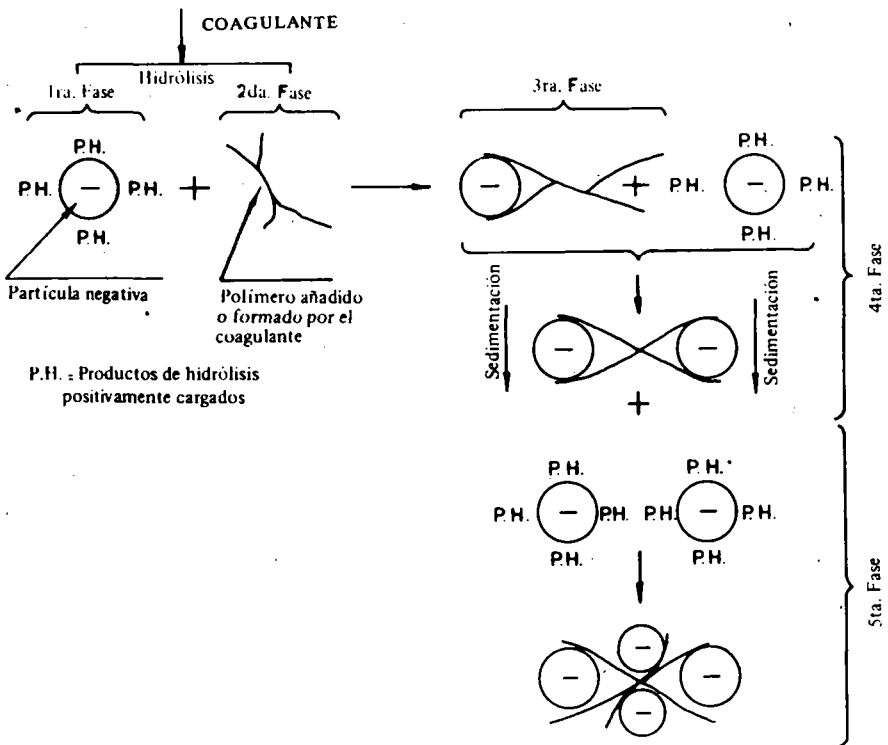


Fig. 2-11 Modelo Esquemático del Proceso de Coagulación

(*) Esto es, se enlazan unos con otros para formar grandes moléculas.

Debe notarse que este modelo de la coagulación es bastante simplificado, y que las fases pueden coexistir y en ocasiones invertirse. Las fases 1 y 3 podrían ser simultáneas, por ejemplo, cuando se agregan polielectrolitos al agua, en cuyo caso la causa de la desestabilización de las partículas puede ser la adsorción de las cadenas poliméricas agregadas con el polielectrolito.

Cuando se usan coagulantes metálicos, la desestabilización y la formación de polímeros podrían ocurrir como fenómenos separados pero no necesariamente consecutivos.

Los polímeros formados por los coagulantes metálicos son menos efectivos como aglutinantes para enlazar partículas, que los orgánicos o sintéticos que ya están formados cuando se agregan al agua.

Puede también ocurrir que un coloide adsorba a otro de carga opuesta sin ligante ninguno (coagulación mutua).

Todas estas reacciones son dependientes de la alcalinidad del agua, el pH y la temperatura como se verá más tarde.

Remoción de Turbiedad

La aplicación de una dosis creciente de coagulante en agua que contiene partículas productoras de turbiedad (generalmente arcillas), da origen a un proceso que se puede caracterizar en la forma indicada en la figura 2-12, tomada básicamente de los estudios de Langelier (36) de 1952 y Mackrle (38)(*) de 1962.

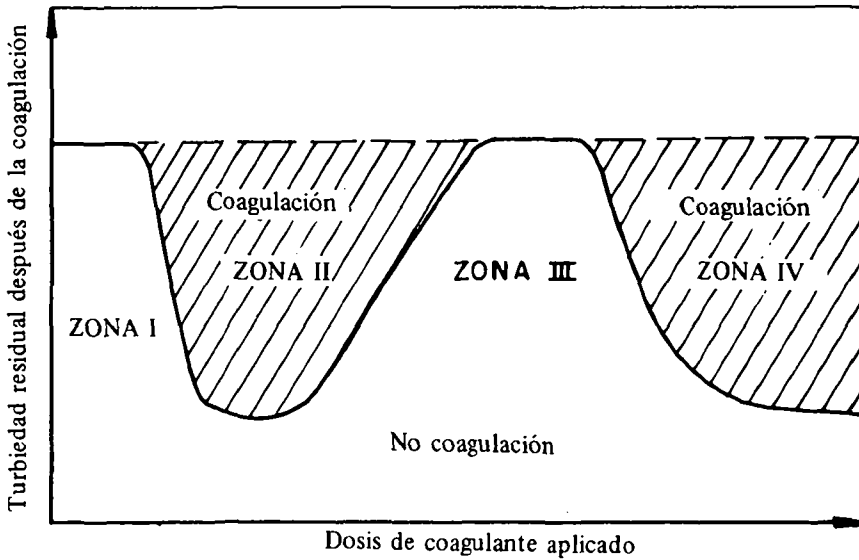


Fig. 2-12 - Remoción de turbiedad

(*) Anteriormente Miller, en 1925, publicó un estudio en el que presentaba unas curvas similares a las de Langelier y Mackrle para una agua coloreada.

La figura muestra cuatro zonas. Así:

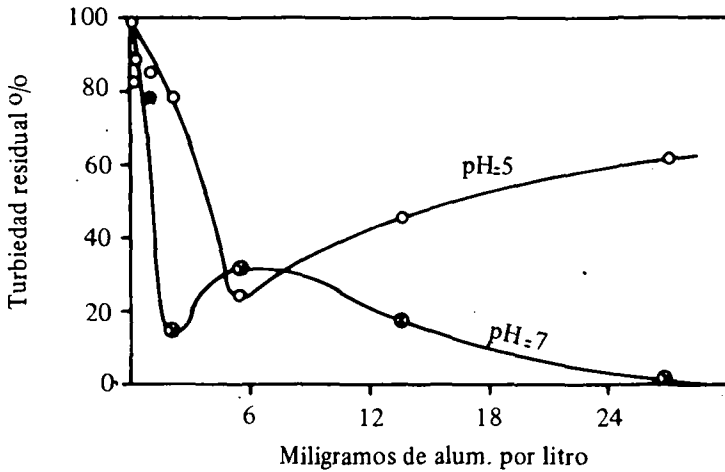
Zona 1: La dosis de coagulantes no es suficiente para destabilizar las partículas y, por lo tanto, no se produce la coagulación.

Zona 2: Al incrementar la dosis de coagulantes, se produce una rápida algutinación de los coloides.

Zona 3: Si continúa incrementándose la dosis, llega un momento en que no se produce buena coagulación, pues los coloides se reestabilizan.

Zona 4: Al aumentar aún más la dosis hasta producir una supersaturación, se produce de nuevo una rápida precipitación de los coagulantes que hace un efecto de barrido, arrastrando en su descenso las partículas de turbiedad.

La figura 2-13 presenta la coagulación de SiO_2 por alumbre a dos pH diferentes según Stumm (57).



Coagulación de SiO_2 con Alum. a dos diferentes pH

Fig. 2-13

Obsérvese que a diferente pH el comportamiento del agua es diferente. Posteriormente, se aclara un poco más este concepto.

Concentración de coloides

El que se produzca uno o varios de los procesos descritos al analizar una muestra de agua, depende del área superficial total de los coloides, que puede ser mayor o menor, según sea la concentración de las partículas y su diámetro. La misma área superficial puede producirse con un diámetro grande de partículas y una alta concentración que con

un pequeño diámetro y una baja concentración. Cuanto más se subdividan las partículas, menor número de ellas se necesitan para producir una superficie dada.

Black y Vilaret (69) han relacionado el diámetro de las partículas con las dosis óptima de polielectrolito requerida para desestabilizar esferas de látex de diámetro uniforme, y han encontrado (ver fig. 2-13-a) que cuando se usa un polímero catiónico, las dosis que producen una remoción óptima de turbiedad incrementan directamente con el área superficial de los coloides. A mayor área, mayor cantidad de polímeros se necesitan y, por tanto, cuanto más pequeñas las partículas, mayor dosis de coagulantes se requieren para la misma turbiedad.

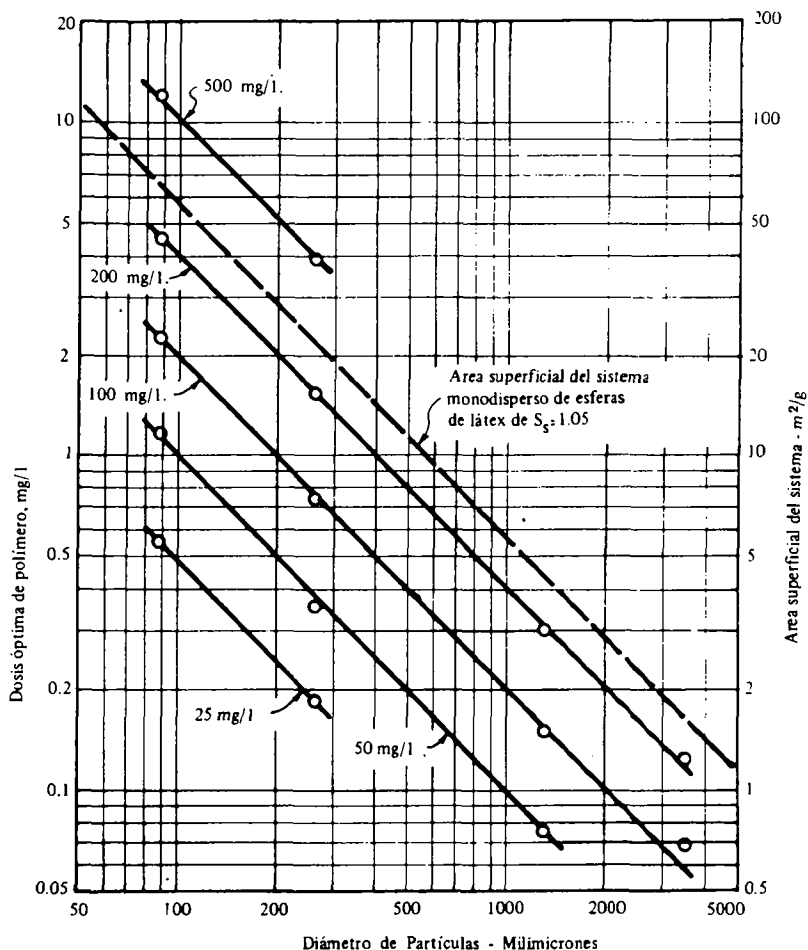


Fig. 2-13 - a Efectos del diámetro de las partículas en la dosis óptima de polímero catiónico requerido para desestabilizar una suspensión de látex. (Según Black y Vilaret)

Esta relación no es tan bien definida en el caso de sistemas "no ideales", en que las partículas no son de tamaño uniforme, sino que están constituidas por una variedad de diámetros y pesos específicos. Por otra parte, los coloides de arcilla por lo general tienen formas planas y no esféricas, de manera que el incremento de área no es proporcional al cuadrado del diámetro como en las esferas, sino mucho menor.

Cuando se usa sulfato de aluminio como coagulante, el cual se polimeriza a ciertos valores del pH, la relación entre la concentración de coloides y la dosis de coagulantes puede expresarse como lo indica la figura 2-14, tomada de Stumm y O'Melia (56).

Cuando la turbiedad del agua es muy pequeña (línea AB), se necesita una gran cantidad de coagulante para iniciar la precipitación. A medida que aumenta la concentración de partículas esta cantidad disminuye.

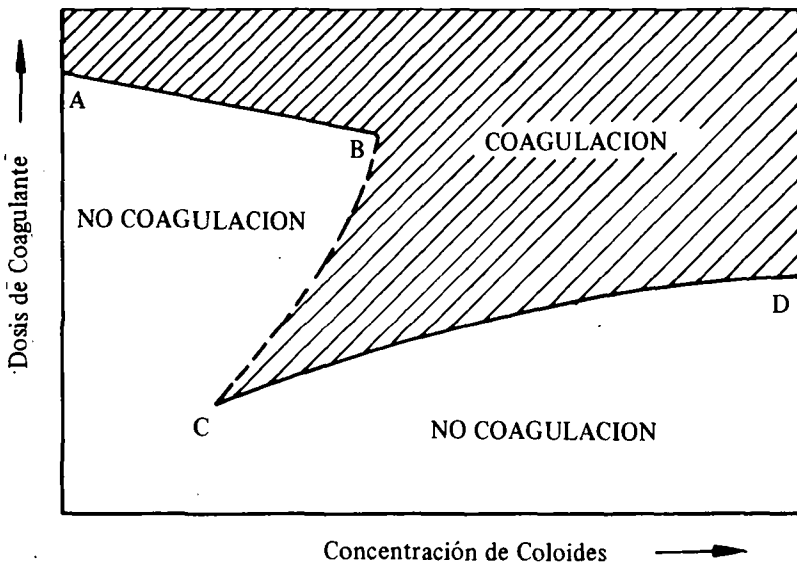


Fig. 2-14

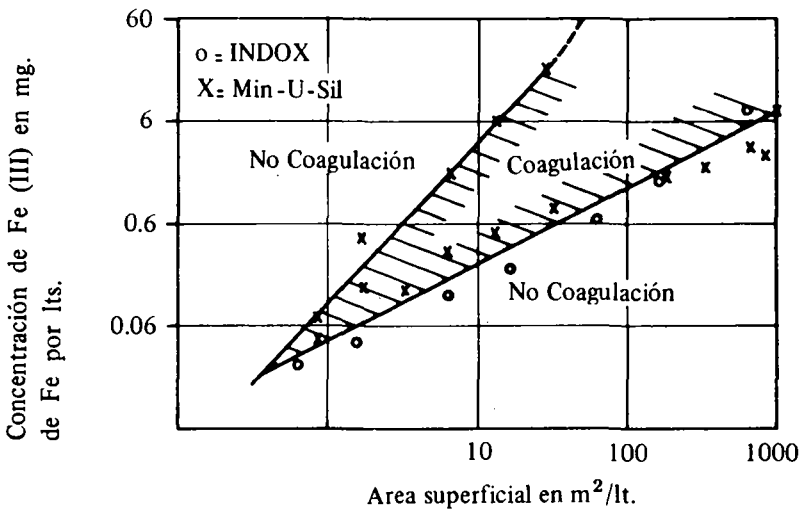
En cambio, cuando la turbiedad del agua es alta (Línea CD) existe una relación estequiométrica entre la dosis de coagulante aplicado y la cantidad de partículas suspendidas. Esto es, a mayor concentración de coloides, mayor cantidad de coagulante se requiere para iniciar la coagulación.

La razón para esta aparente discrepancia en el comportamiento de las aguas con alta y con baja turbiedad, se ha explicado diciendo que en el primer caso, la coagulación es producida principalmente por la precipitación de los hidróxidos metálicos ($Al(OH)_3$, $Fe(OH)_3$) que aparecen al reaccionar los coagulantes con la alcalinidad y que al descen-

der arrastran las partículas que encuentran a su paso (floc de barrido). Se necesita por eso una gran cantidad de coagulante para crear un voluminoso precipitado que pueda producir este efecto.

En el segundo caso, la coagulación es llevada a cabo por la adsorción de productos de hidrólisis o polímeros en la superficie de las partículas de turbiedad, y existe por eso una relación estequiométrica entre la superficie de los coloides y la cantidad de coagulantes añadidos. Esta reacción requiere para completarse, por lo general, una menor cantidad de coagulante y una mayor cantidad de tiempo. Las suspensiones concentradas, difícilmente se reestabilizan aun aplicando grandes dosis de coagulantes, como lo demuestra la figura 2-15 tomada del mismo artículo de Stumm (57). Se ve también en ella la dependencia directa entre la superficie de los coloides y la cantidad de coagulante férrico para desestabilizarla.

De lo anterior se deduce que: el que un agua, sea poco o muy turbia, cambia su comportamiento cuando se quiere coagularla.



Coagulación de turbiedad de SiO_2 con sales férricas (Hierro hidrolizado como función del área superficial del SiO_2)

Fig. 2-15

Usando los mismos cuatro tipos de agua que considera O'Melia (47), hemos elaborado la tabla 2-4 que clasifica las suspensiones según su comportamiento en la coagulación.

Tabla 2-4
Clasificación del agua según su comportamiento en la coagulación

Tipo de agua	Coagulación producida por	Forma de coagulación requerida
I. Baja concentración de coloides, baja alcalinidad.	Formación de precipitado. Floc de barrido.	Alta dosis de coagulantes. Adición de alcalinidad o partículas, o ambas.
II. Baja concentración de coloides, alta alcalinidad.	Formación de precipitado. Floc de barrido.	Alta dosis de coagulantes. Adición de partículas.
III. Alta concentración de coloides, baja alcalinidad.	Adsorción de polímeros metálicos positivos en la superficie de los coloides (pH 4 a 7).	Dosis de coagulante incrementa con concentración de partículas. Adición de alcalinidad.
IV. Alta concentración de coloides, alta alcalinidad.	Adsorción de polímeros metálicos positivos y precipitación de hidróxidos (pH mayor de 7).	Dosis de coagulante incrementa con concentración de partículas.

Remoción de Color

El mecanismo de la coagulación de las partículas de color, es distinto al de la coagulación de partículas de turbiedad.

Esto se debe a la diferente naturaleza del color. El color es producido por lo que se denomina sustancias húmicas, término bastante genérico que cubre una gran variedad de complejos compuestos químicos no definidos, de variable peso molecular, que están en estado coloidal, tienen su origen en la descomposición de la materia orgánica, y poseen una definitiva afinidad (hidrofílica) por el agua. Las sustancias húmicas se han clasificado en carbón húmico (humus coal), ácido fúlvico, ácido himatomelánico y ácido húmico. El ácido fúlvico es quizás la fracción más soluble.

El tamaño del coloide de color es extremadamente fino. Experimentos hechos por Black y Christman (7) demostraron que la membrana filtrante de 10 $\mu\mu$ de abertura de malla retiene solamente el 13 % del color original. En cambio, membranas de colodión con poros de 3.5 $\mu\mu$ retuvieron el 91 % . Esto sugiere que las partículas tienen tamaños que varían entre 3.5-10 $\mu\mu$, lo que está muy cerca del límite entre dispersión coloidal y solución verdadera.

Otra característica del color es la de que disminuye su intensidad con la disminución de pH. Este fenómeno se puede observar en la vida diaria al ponerle limón al té. La tabla 2-5 tomada del citado estudio de Black y Christman, muestra el cambio de color producido con el pH para las distintas muestras analizadas.

Tabla No. 2-5
Variación del color con pH

Muestras de Agua	Unidades de Color		Aumento de color a pH 10 sobre color a pH 2.0 - %
	A pH 2.0	A pH 10	
A	100	270	67
B	237	412	74
C	102	182	78
D	71	130	83
E	50	82	64
F	54	82	62
G	190	290	73
H	42	86	105
I	330	440	30
J	150	265	77

Existe bastante evidencia de que la mayoría de las partículas de color, son electronegativas; y que se mantienen en suspensión debido a las fuerzas coulombicas de repulsión. Las curvas de la figura 2-16 tomadas de Black y colaboradores (11), relacionan la movilidad electroforética, el pH y el color remanente para dos tipos de aguas. La línea punteada describe la movilidad; y la continua, el color remanente. El pH va marcado en cada curva.

Varias generalizaciones podrían hacerse a este respecto:

- Como lo indican las curvas de la figura 2-16, remoción satisfactoria de color puede obtenerse con movilidad positiva de las partículas, o sea, la coagulación óptima no se produce necesariamente en el punto isoelectrico.
- El pH óptimo para coagular el color es generalmente más bajo ($\text{pH} = 3.5 - 6$) que el que se necesita para desestabilizar las arcillas ($\text{pH} = 6 - 7$).
- La cantidad de color que queda después de efectuada la coagulación, varía al cambiar el pH, en forma mucho más acentuada que cuando se desestabiliza la turbiedad. Al aumentar el pH se fija el color.
- Existe una marcada relación estequiométrica entre la cantidad de color y la cantidad de coagulante como lo demuestra la figura 2-17 tomada de Black y colaboradores(11).

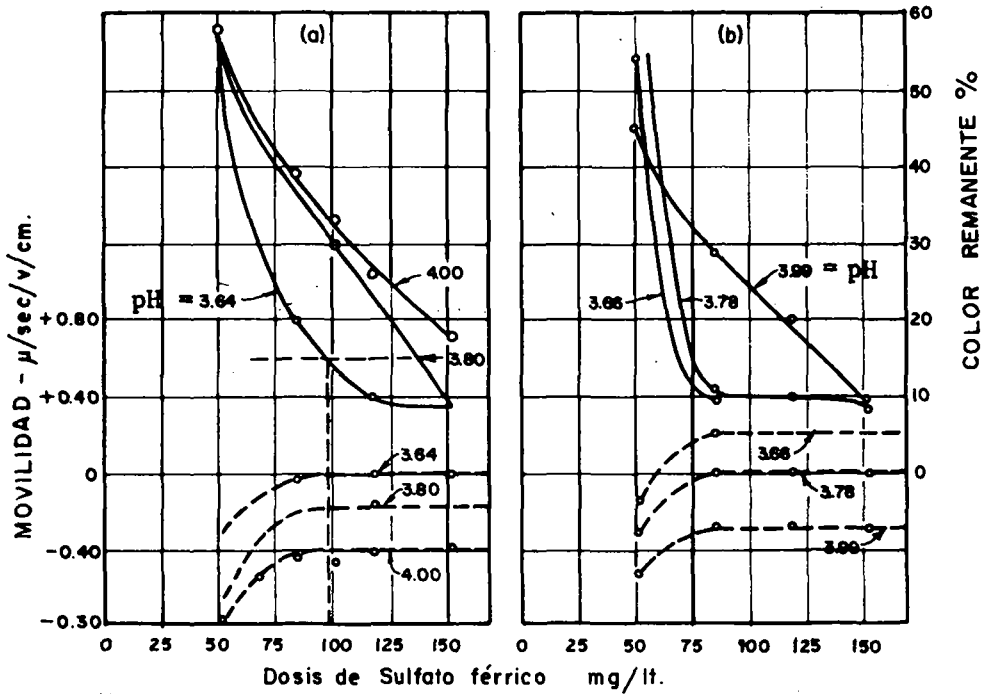


Fig. 2-16 Efecto del sulfato férrico en coagulación de aguas B y C a pH constante (Según Black)

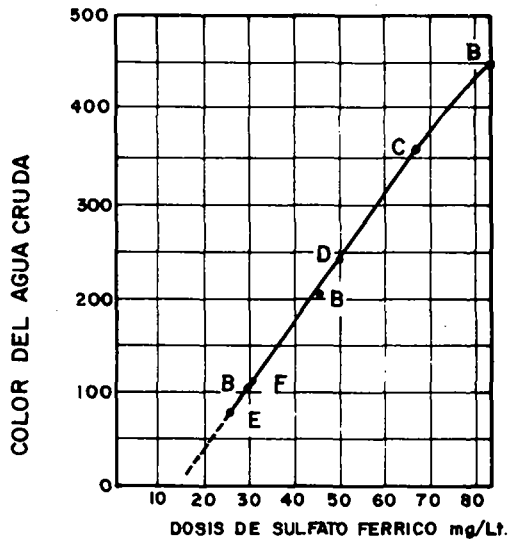


Fig. 2-17 Mínima dosis de sulfato férrico en función del color del agua cruda

Coagulantes

Los coagulantes los podemos clasificar en dos grandes grupos: Los *polielectrolitos* o ayudantes de coagulación y los coagulantes *metálicos*.

Ambos grupos básicamente actúan como polímeros además de la carga eléctrica que poseen.

En los primeros, las cadenas poliméricas están ya formadas cuando se los agrega al agua. En los segundos, la polimerización se inicia cuando se pone el coagulante en el agua, después de lo cual viene la etapa de adsorción por los coloides presentes en la fase acuosa.

Es, sin embargo, necesario observar que la velocidad de sedimentación de las partículas coaguladas no depende en forma exclusiva de los coagulantes usados, sino del peso de las partículas que se trata de sedimentar.

Polielectrolitos

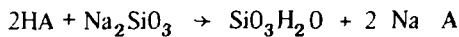
En los últimos 15 años se ha venido usando en los Estados Unidos y Europa, polielectrolitos naturales o sintéticos ya sea como coagulantes o como ayudantes de coagulación. Los polielectrolitos son una serie de compuestos orgánicos muy variados en su estructura química, como derivados del almidón y la celulosa, materiales proteínicos y otros muchos, los cuales se producen en forma sintética. Existen más de 100 marcas comerciales.

Químicamente son polímeros de alto peso molecular ($10^4 - 10^7$) con un gran número de sitios activos en sus largas cadenas orgánicas, que pueden ser lineales o con brazos, compuestos de un solo tipo de monómero o de varios tipos; pero, en todos los casos, forman macromoléculas de tamaño coloidal.

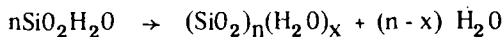
Los polielectrolitos se clasifican de acuerdo con su carga en *aniónicos* y *catiónicos*, según que los grupos ionizables que posean sean negativos o positivos. También pueden ser no iónicos, cuando no poseen grupos ionizables.

Uno de los más antiguos polielectrolitos usados fue la sílica activada, que se prepara haciendo reaccionar una solución diluida de silicato de sodio Na_2SiO_3 con cualquiera de los siguientes compuestos: ácido sulfúrico o silicato de sodio, o solución de sulfato de aluminio, o sulfato de amonio, o cloro, o bicarbonato de sodio, o bióxido de carbono. Estos compuestos se denominan agentes activadores y son los que promueven la polimerización del Na_2SiO_3 . La extensión de este proceso depende del porcentaje de neutralización del silicato de sodio y se incrementa con el tiempo. Si se deja que se complete, se forma un gel o pasta que puede tapar los conductos en el sistema de dosificación. La reacción se realiza en dos partes:

a) Neutralización:



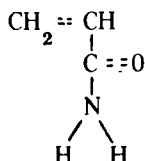
b) Polimerización:



En donde A representa el radical del agente activador.

La fórmula exacta de los polielectrolitos sintéticos es por lo general un secreto comercial.

Packham (49) considera que el 90 % de ellos tiene como monómero básico la acrilamida:



La poliacrilamida es típicamente un polímero no iónico que puede manejarse en forma muy variada. Esto tiene la ventaja de que pueden sintetizarse una gran variedad de compuestos, con distintas propiedades y aplicaciones.

La ventaja de los polielectrolitos radica en que cuando las partículas no pueden aproximarse por las fuerzas de repulsión creadas por la doble capa, la gran longitud de las cadenas poliméricas, permite el unir los coloides entre sí por energía química, en condiciones en las cuales no hubiera habido normalmente coagulación. Esta reacción es generalmente muy rápida con 85 % del polímero adsorbido en menos de 10 segundos.

La cantidad de polielectrolito que se usa es por lo común muy pequeña. Suele estar entre 0.01 y 1 mg/lit, lo que compensa un poco por su precio, que es alto. Los polielectrolitos sintéticos, sin embargo, rara vez se usan solos, sino en combinación con coagulantes metálicos.

La razón para usar bajas dosis está en la cantidad tan enorme de segmentos que ellos poseen. La poliacrilamida con un peso molecular de 5.5×10^6 produce 10^{13} segmentos por litro de agua con una dosis de 0.1 mg/lit.

De la investigación realizada sobre este tipo de sustancias en el Centro de Ingeniería Sanitaria, Robert B. Taft, de Cincinnati, Estados Unidos, se desprenden las siguientes conclusiones prácticas, entre otras:

d-1 Los polielectrolitos usados en unión de coagulantes metálicos comunes, producen un floc que sedimenta rápidamente.

d-2 Con ciertas aguas, la dosificación de polielectrolitos en pequeñas cantidades reduce el gasto de coagulantes.

d-3 Las algas son rápidamente coaguladas con polielectrolitos catiónicos.

d-4 A veces, los polielectrolitos actúan no como ayudantes de la coagulación, sino como coagulantes.

d-5 Todos los polielectrolitos no son igualmente efectivos con todas las aguas.

d-6 Dosis excesivas de polielectrolitos producen dispersión en lugar de ayudar a la coagulación.

d-7 Deben los polielectrolitos añadirse en forma de solución diluida para asegurar una completa mezcla.

Coagulantes Metálicos

Existe una variedad bastante grande de coagulantes metálicos todos los cuales los

podemos clasificar en tres tipos: sales de aluminio, sales de hierro y compuestos varios.

Coagulación con sales de aluminio

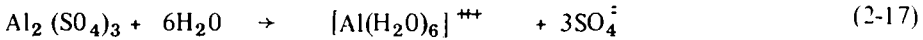
Las sales de aluminio forman un floc ligeramente pesado. Las más conocidas de éstas son el sulfato de aluminio, el sulfato de aluminio amoniacal y el aluminato de sodio.

El primero es el coagulante que por su bajo costo y su manejo relativamente sencillo, se usa con mayor frecuencia en las plantas de tratamiento de agua potable, por lo cual lo vamos a estudiar en detalle.

Química de Coagulación con Al (III)

El sulfato de aluminio $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$, es un polvo de color marfil, ordinariamente hidratado, que con el almacenaje suele convertirse en terrones relativamente duros.

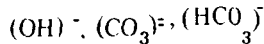
Cuando está en solución se encuentra hidrolizado, esto es, asociado con el agua.



En realidad, esta es una propiedad común con todos los cationes metálicos, que no pueden permanecer puros cuando están rodeados de moléculas de agua. Por tanto, iones tales como Al^{+++} o Fe^{+++} no existen en solución acuosa.

Los iones de aluminio hidratados, $[Al(H_2O)_6]^{+++}$ actúan como un ácido en el sentido Brönsted(*) y reaccionan, por tanto, con las bases que encuentran en el agua. Así:

1. Con la alcalinidad, que la expresaremos como:



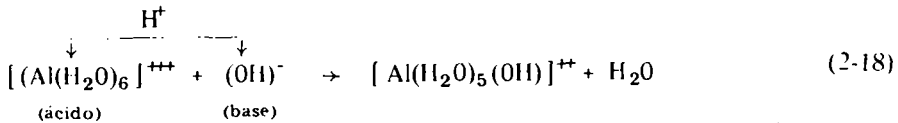
2. Con las moléculas de agua H_2O .

Como las bases que constituyen la alcalinidad son más fuertes que el H_2O , el $[Al(H_2O)_6]^{+++}$ reaccionará siempre antes con ellas, que con la molécula de agua. Por tanto, habrá un consumo de alcalinidad y un descenso del pH.

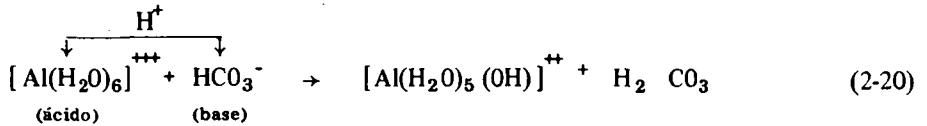
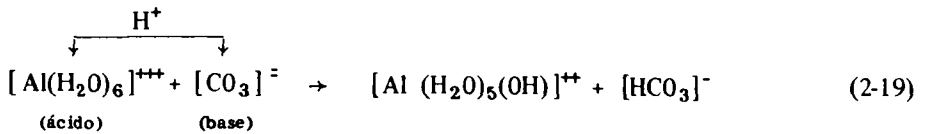
1. Reacciones con la alcalinidad

Las reacciones con la alcalinidad, desde el punto de vista de la teoría de ácidos y bases, ocurren con más facilidad que las reacciones con el H_2O .

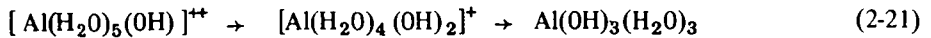
Pueden expresarse en la forma siguiente:



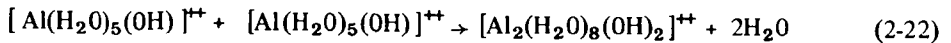
(*) Según la definición de Brönsted, comúnmente aceptada, se considera que una molécula actúa como un ácido cuando dona un protón (H^+); y como base, cuando acepta un protón (H^+); y como base, cuando acepta un protón (H^+).



El $[\text{Al}(\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH})]^{++}$ es un compuesto inestable y transitorio que se hidroliza rápidamente, reemplazando un H_2O por un $(\text{OH})^-$. Así:



El producto final es un hidróxido de aluminio insoluble que precipita a ciertos pH y que puede no tener carga o tenerla negativa $[\text{Al}(\text{OH})_4]^-$. De acuerdo con Stumm y Morgan (55), las especies monoméricas, esto es, que contienen un solo ion de aluminio, se polimerizan reaccionando entre sí:

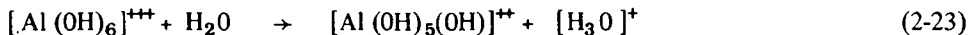


Estas reacciones de polimerización continúan con el tiempo, formando compuestos tales como $\text{Al}_6(\text{OH})_{15}$, $\text{Al}_8(\text{OH})_{20}$ y, finalmente, $\text{Al}(\text{OH})_3(\text{H}_2\text{O})_3$ ó $[\text{Al}(\text{OH})_4]^-$ según el pH.

Tanto los iones de aluminio hidratados como los compuestos poliméricos pueden ser adsorbidos rápidamente por las partículas del agua, produciendo su desestabilización. Los hidróxidos de aluminio son, en cambio, menos efectivos como coagulantes.

2. Reacciones con el agua

Cuando toda la alcalinidad se consume (si se consume), el ion de aluminio hidratado reacciona con el agua, que es una base débil:



Como en el caso anterior el $[\text{Al}(\text{OH})_5(\text{OH})]^{++}$ es considerado como un compuesto transitorio, que se hidroliza para producir hidróxidos de aluminio, y que se combina para producir compuestos poliméricos hasta llegar al $\text{Al}(\text{OH})_3(\text{H}_2\text{O})_3$ neutro o $[\text{Al}(\text{OH})_4]^-$ negativo.

La discusión anterior se esquematiza en la tabla 2-6.

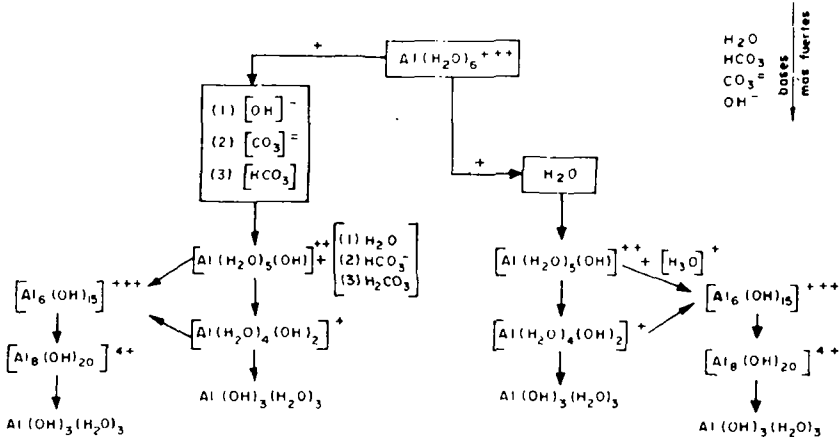


Tabla 2-6 Productos de hidrólisis formados por la reacción del ion de aluminio con el agua.

3. Influencia del pH

Ya en 1923 Theriault y Clark (59) habían reconocido que “un precipitado de alumbre, no se forma cuando la solución final es muy ácida o muy alcalina”, y daban como fórmula para el “punto isoeléctrico” definido como “aquel punto en el cual hay una equivalencia eléctrica de iones de aluminio positiva y negativamente cargados” la siguiente:

$$[H^+] = \sqrt[4]{\frac{k_{as} k_w^3}{3k_{bs}}} \quad (2-24)$$

Donde:

- $[H^+]$ = concentración de iones hidrógeno
- k_{as} = producto de solubilidad ácida
- $k_w = [H^+][OH^-]$
- k_{bs} = producto de solubilidad básica.

Aplicando esta fórmula, los autores antes citados encontraron que el “punto isoeléctrico” estaba a pH = 5.6.

Cualquiera sea el significado que ellos dieran al “punto isoeléctrico”, lo importante es el haber reconocido que: “La concentración de iones hidrógeno de la mezcla

final agua y sulfato de aluminio es de fundamental importancia en la formación del floc".

Esto se debe a que en todas las reacciones entre el $[Al(H_2O)_6]^{+++}$ y el agua, los iones H^+ y OH^- están involucrados y por tanto dichas reacciones serán dependientes del pH.

Obsérvese que la reacción del ion de aluminio hidratado con la alcalinidad, es similar a la reacción con la molécula de agua (Reacciones ácido-base) con la sola diferencia que en el primer caso se forman además de la base conjugada $[Al(H_2O)_5(OH)]^{++}$ ácidos débiles (H_2O , $[CO_3]^-$, $[HCO_3]^-$), en cambio en el segundo caso, se forma un ácido fuerte ($[H_3O]^+$, hidronio).

De aquí se puede deducir que en la reacción del Al (III) con la alcalinidad, la disminución del pH es mucho más lenta que en la reacción del Al (III) con la molécula de agua sin la presencia de ésta. La alcalinidad viene a actuar como una solución amortiguadora, que evita el brusco descenso del pH.

Para aclarar más este punto, tomemos como ejemplo, un agua con un pH de 8 y con una alcalinidad bicarbonatada (HCO_3^-) de 100 mg/lt, a la cual se le agregan 50 mg/lt de Al (III). Haciendo los cálculos apropiados se puede demostrar que el descenso del pH será de 1.506 y el pH final será de $8.00 - 1.506 = 6.494$.

Tomemos ahora la misma agua, pero con alcalinidad cero y pH = 6.0. Haciendo idénticos cálculos encontraríamos que el descenso de pH será de -2.65 y el pH final de 3.35.

Un pH final tan bajo tiene dos principales desventajas:

- (a) Sitúa al agua en un rango de pH, en el cual la coagulación no se realiza o se realiza pobremente.
- (b) Hace al agua corrosiva.

Debe también observarse que el pH modifica las carga electrostáticas de las partículas, como lo muestra la figura 2-18 tomada de Hall y Packham (19). En dicha figura se ve, por ejemplo, que las partículas de caolinita estudiadas en ese experimento, pasaron por el punto isoelectrico (P.Z. = 0) a un pH = 5.3.

4. Concentración de las diferentes especies

Se ha dicho que de acuerdo con el pH, se forman diferentes especies de productos de hidrólisis. A este respecto podrían establecerse tres zonas:

- (a) A pH = 5 ó menor la especie predominante la constituyen iones hidratados de aluminio ($[Al(H_2O)_6]^{3+}$, $[Al(H_2O)_5(OH)]^{2+}$, $[Al_2(H_2O)_8(OH)]^{4+}$). Véase la figura 2-19, zona A. A pH = 4 más del 90 % del Al (III) presente en la solución está como $[Al(H_2O)_6]^{+++}$.
- (b) A pH entre 5 y 6.5 predominan compuestos poliméricos como $[Al_{13}(OH)_{34}]^{5+}$, $Al_8(OH)_{20}$, etc. El mecanismo de coagulación en este caso se debe a la adsorción de estas especies en la superficie de los coloides, con la consiguiente reducción y aún inversión del potencial zeta. Figura 2-19, zona B.
- (c) A pH mayor que 6.5 predomina el hidróxido de aluminio $Al(OH)_3$, que al precipitar atrapa las partículas de turbiedad (floc de barrido). Figura 2-19, zona C.

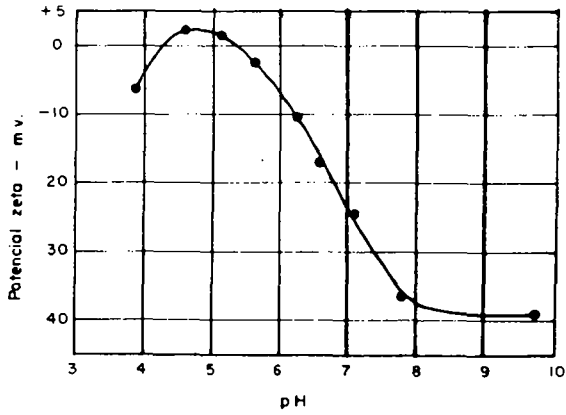


Fig. 2-18 Potencial zeta de partículas de caolinita a diferentes pH. (según Hall y Packham)

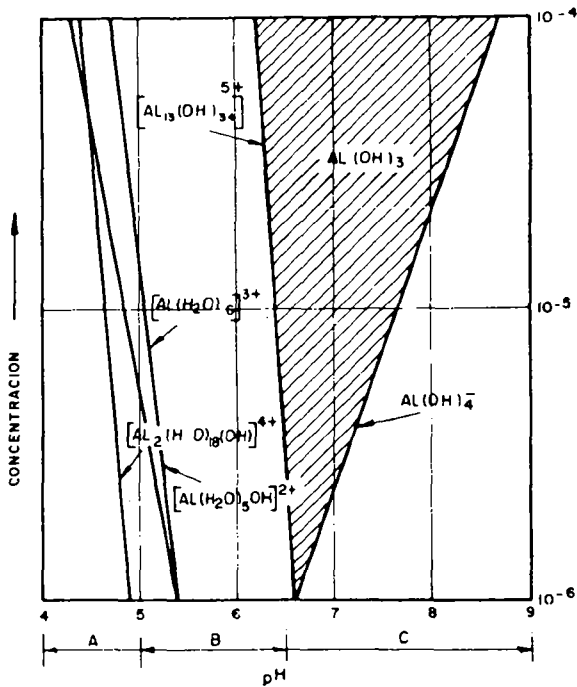
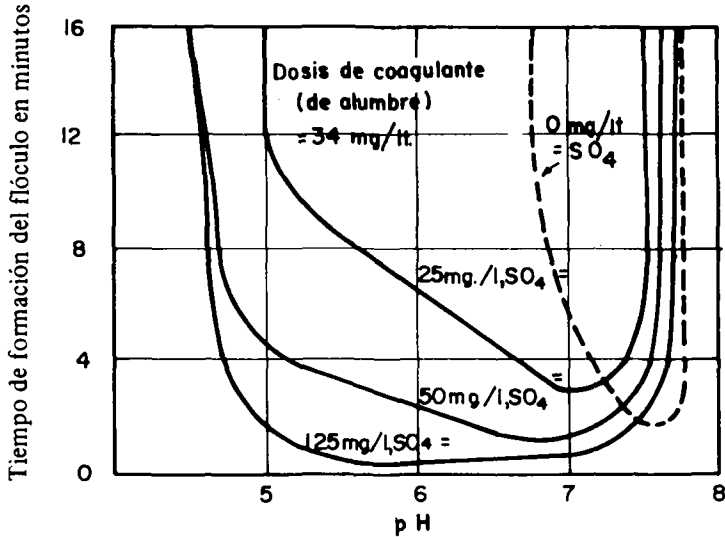


FIG. 2-19 CONCENTRACION DE DIFERENTES PRODUCTOS DE HIDRÓLISIS EN EQUILIBRIO CON $Al(OH)_3$

5. Interferencias

La presencia de sales metálicas tales como sulfatos SO_4^{2-} o fosfatos PO_4^{3-} interfieren en el proceso de coagulación con Al (III), pues cambian el punto de pH óptimo y el tiempo para iniciar la formación del floculo.



Efectos del pH y SO_4 y SO en la formación del floculo de alumbre (según Black, Rice, Owen y Bartow)

Fig. 2-20

Las curvas de la figura 2-20 muestran como a medida que aumenta la concentración de iones SO_4^{2-} se modifica y amplía el rango de pH óptimo.

Coagulación con Sales de Hierro

Las sales de hierro tienen su ventaja sobre las sales de aluminio en algunos casos, porque forman un floc más pesado y de mayor velocidad de asentamiento, y porque pueden trabajar con un rango de pH mucho más amplio. Por tanto se usan cuando el sulfato de aluminio no produce una coagulación adecuada o cuando los sedimentadores están demasiado recargados y resulta económico aumentar el peso del floc para incrementar la eficiencia de ellos.

Las más conocidas de las sales de hierro son: el cloruro férrico, el sulfato férrico y el sulfato ferroso.

(a) **Cloruro Férrico:**

El cloruro férrico se consigue en tres formas: como cristales hidratados ($\text{Fe Cl}_3 \times \text{H}_2\text{O}$) amarillos o cafés, como cristales anhidros (Fe Cl_3) de color verde oscuro, o como solución del 35 % a 45 %.

Cualquiera que sea la forma en que venga, el cloruro férrico se aplica en solución del 2 al 20 %, según el tamaño de la planta y la capacidad del aparato dosificador.

El cloruro férrico puede trabajar con pH tan bajo como 4 y tan alto como 11. Sin embargo, se suele utilizar más bien con agua ácida y blanda, fuertemente coloreada y que contiene ácido sulfhídrico.

Los lodos provenientes de la coagulación con hierro son muy corrosivos, tienen un color café oscuro y suelen manchar o teñir los objetos y las corrientes de agua. Son por eso difíciles de manejar.

(b) **Sulfato Férrico:**

El sulfato férrico se encuentra en su forma anhidra como $\text{Fe}_2 (\text{SO}_4)_3$, pero más comúnmente en su forma hidratada como $\text{Fe}_2 (\text{SO}_4)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$.

La adición de un álcali (cal o soda ash) en combinación con el coagulante, resulta en un rango más amplio del pH que puede ir desde 3.5 hasta 11.

Suele, sin embargo, preferirse para que trabaje con aguas muy ácidas.

(c) **Sulfato Ferroso:**

El sulfato ferroso es la fuente más barata de hierro como coagulante. Ordinariamente se usa hidratado como $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ y se conoce con el nombre de "coperas". Una de sus desventajas es la que debe usarse en combinación con cal.

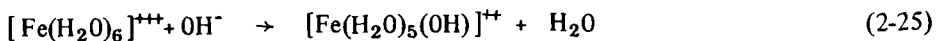
En la práctica es conveniente agregarle un pequeño exceso de cal, de 1 a 5 mg/lit, sin sobrepasar cierto límite para evitar la precipitación posterior del hidróxido férrico en las tuberías.

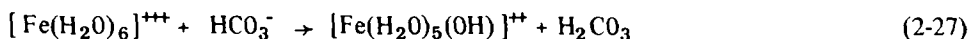
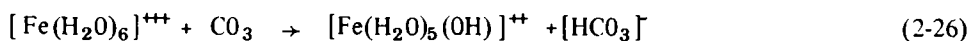
El sulfato ferroso se usa para agua turbia, fuertemente alcalina, con pH superior a 8 y es, por tanto, inadecuado para tratar agua blanda, especialmente si su contenido de color es alto, ya que la alcalinidad interfiere con la remoción del color, como se vio anteriormente.

Química de la coagulación con sales de hierro

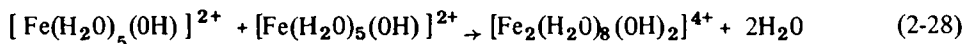
La química de la coagulación con sales de hierro es bastante similar a la del Al(III). El Fe(III) en solución acuosa está hidrolizado $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_6]^{+++}$ y al ser agregado al agua reacciona, primero con la alcalinidad (OH^- , CO_3^{--} , HCO_3^-) y luego con la molécula de H_2O .

(a) Las reacciones con la alcalinidad son de este tipo:



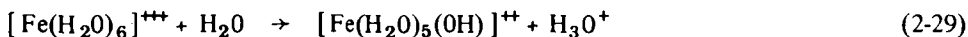


El $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH})]^{++}$ se hidroliza formando sucesivamente $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_4(\text{OH})_2]^+$ y $\text{Fe}(\text{OH})_3(\text{H}_2\text{O})_3$. La reacción de estos productos monoméricos entre sí, crea productos poliméricos:



Esta reacción continúa con el tiempo, hasta llegar como producto final, a un hidróxido de hierro neutro $\text{Fe}(\text{OH})_3$ o negativo $\text{Fe}(\text{OH})_4^-$.

(b) Las reacciones del $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_6]^{+++}$ con la molécula de H_2O son también del tipo ácido-base como las del $\text{Al}(\text{III})$ y pueden escribirse así:



Al igual que en la reacción con la alcalinidad el $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH})]^{++}$ se hidroliza, hasta formar hidróxidos neutros o negativos y se polimeriza. El descenso del pH cuando no hay alcalinidad, es también más pronunciado debido a la formación de ácidos fuertes (H_3O^+) que cuando ésta se halla presente (Formación de ácidos débiles).

(c) La composición de las diferentes especies de productos de hidrólisis, que existen en equilibrio con hidróxido de hierro recién precipitado, depende del pH como se indica en la figura 2-21.

En ella se pueden observar dos zonas:

1. A pH inferior a 4 las especies primariamente presentes están constituidas por los iones de hierro hidratados ($\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_6^{3+}$), monohidróxidos simples ($[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH})]^{2+}$) o compuestos poliméricos.

2. A pH mayor que 4 lo constituyen los hidróxidos de hierro insolubles. Obsérvese que el rango de insolubilidad del hidróxido férrico, es mucho mayor que la del hidróxido de aluminio.

Como en el caso del $\text{Al}(\text{III})$ son los iones trivalentes hidratados los responsables de la compresión o neutralización de la doble capa. Los compuestos polinucleares poliméricos cargados positivamente, son rápidamente adsorbidos por la superficie del coloide estableciendo puentes químicos. La agitación lenta del líquido estimula este proceso (floculación ortocinética).

(d) Los sulfatos SO_4^{2-} y los fosfatos PO_4^{3-} también interfieren en el proceso de coagulación con sales de hierro cambiando el punto de pH óptimo. Véase la figura 2-22.

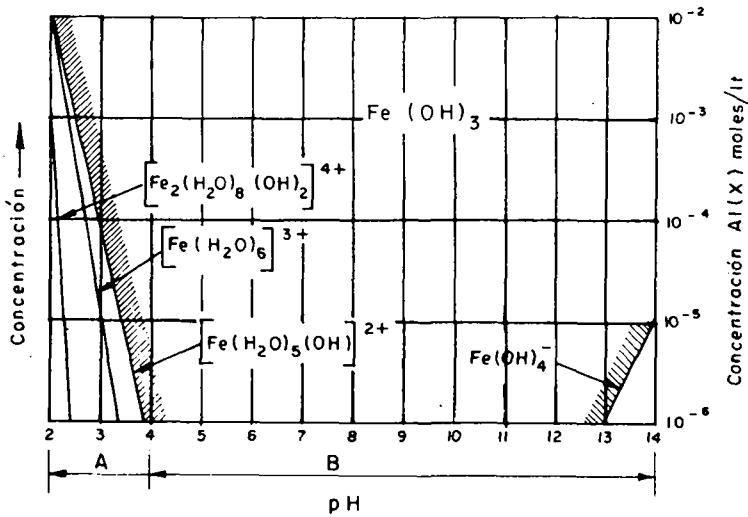


Fig. 2-21 Concentración de los productos de hidrólisis en equilibrio con $Fe(OH)_3$ recién precipitado.

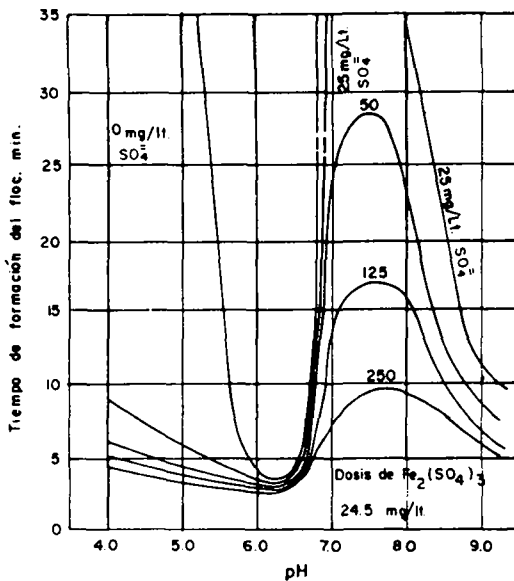
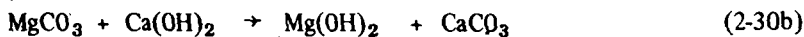
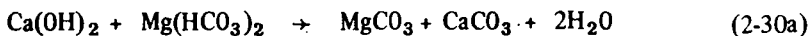


Fig. 2-22 Efecto de pH y SO_4 en la formación del floc con sulfato férrico (según Batow, Black y Sansbury)

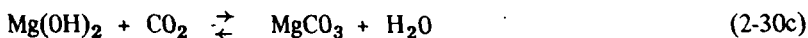
Otros sistemas de coagulación

Existen otros varios compuestos que pueden ser utilizados para coagular el agua. Uno de los que parecen más promisorios es el carbonato de magnesio ($Mg(CO_3)$) que es un polvo blanco, que no se consigue por ahora en forma comercial, pero puede producirse en la misma planta de tratamiento. Este proceso está siendo desarrollado por A.P. Black y un grupo de colaboradores de la Universidad de Florida (68).

La adición de suficiente cantidad de cal, a un agua que contenga bicarbonato de magnesio o a la cual se le ha añadido carbonato de magnesio, produce un precipitado de hidróxido de magnesio $Mg(OH)_2$, el cual tiene características similares al hidróxido de aluminio $Al(OH)_3$. Las reacciones estequiométricas son las siguientes:



El hidróxido de magnesio precipita arrastrando el color o la turbiedad. Los lodos sedimentados pueden usarse para recuperar el magnesio, inyectándoles CO_2 . Así:



El $MgCO_3$ puede agregarse al agua afluyente para volver a inducir la coagulación de las partículas de turbiedad con lo que se establece un proceso cíclico que en algunos casos ha demostrado ser muy económico.

Por otra parte el $CaCO_3$ que resulta de la reacción (2-30a y b), puede convertirse por calcinación en $CaO + CO_2$, con lo que se puede reutilizar la cal. El CO_2 producido en la calcinación se emplea para solubilizar el magnesio según la ecuación (2-30c).

En esta forma se haría un uso cíclico de todos los compuestos producidos en la coagulación como lo muestra la tabla 2-7.

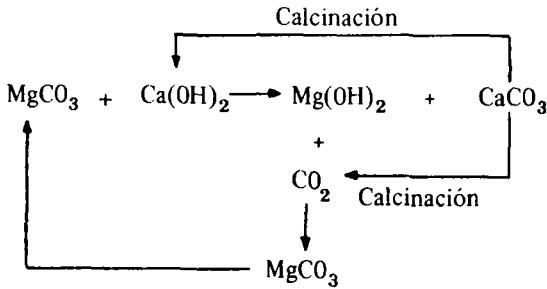


Tabla 2-7 Uso cíclico de la cal y el carbonato de magnesio en coagulación.

III. TRANSPORTE DE PARTICULAS - CINETICA DE LA COAGULACION

1. Generalidades

Después de desestabilizadas, las partículas coloidales tienen que trasladarse dentro del líquido para hacer contacto unas con otras y aglutinarse. Este es el proceso que hemos definido como floculación, lo cual se ha dicho que puede ser pericinetica u ortocinetica, dependiendo de que sea el movimiento browniano o la agitación del líquido la causa principal de las colisiones. En cierta manera todas las partículas están sometidas a floculación debida a ambos mecanismos. La mayor o menor influencia de uno u otro depende del tamaño de ellas. En partículas muy finas ($< 1\mu$), predomina el movimiento browniano (floculación pericinetica); mientras que en las de mayor tamaño ($> 1\mu$), predominan las diferencias de velocidad creadas por la agitación del fluido o gradiente de velocidad (floculación ortocinetica).

2. Floculación Pericinetica

Al hablar de las propiedades de los coloides se estableció que (Ley de Fick) (*):

$$\frac{dm}{dt} = -AD \frac{dc}{dx} \tag{2-2}$$

Para una partícula esférica central de radio "r" y $A = 4\pi r^2$, con la cual debido a la ausencia de fuerzas repulsivas, un número n de partículas chocan, la ecuación 2-2 quedaría así:

$$I = 4\pi r^2 D \frac{dn}{dr} \tag{2-31}$$

(*) El signo negativo representa una función decreciente.

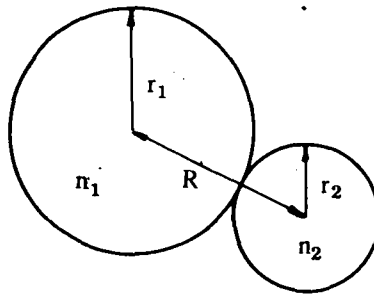


Fig. 2-23

En donde I es el número de colisiones por unidad de tiempo con la partícula central. Si n_0 = número inicial de partículas y R = distancia entre centros de partículas, si $r = R$, y $n = n_0$ para el momento inicial:

$$I = 4\pi R D n_0 \quad (2-32)$$

La anterior discusión implica que el movimiento de las partículas coloidales en un líquido, se asemeja al movimiento casual de las moléculas de gas, y está caracterizado por el coeficiente de difusión D .

Como tanto la partícula central n_1 y la partícula que choca n_2 están sometidas a movimiento browniano, el coeficiente de difusión conjunto será igual a:

$$D_{12} = D_1 + D_2 \quad (2-33)$$

y la ecuación (2-32) quedaría así:

$$I = 4\pi D_{12} R n_1 n_2 \quad (2-34)$$

que es la ecuación de Von Smoluchowski, quien en 1918 presentó la teoría de la floculación pericinética.

Si el choque es debido a la velocidad de sedimentación diferencial, las partículas n_1 y n_2 harán contacto cuando estén contenidas en un cilindro de diámetro $2(r_1 + r_2) = 2R$ y altura $v_1 - v_2$, en donde v_1 es la velocidad de la partícula n_1 y v_2 la de la partícula n_2 .

El número de colisiones por unidad de tiempo será entonces:

$$I = \pi R^2 (v_1 - v_2) n_1 n_2 \quad (2-34a)$$

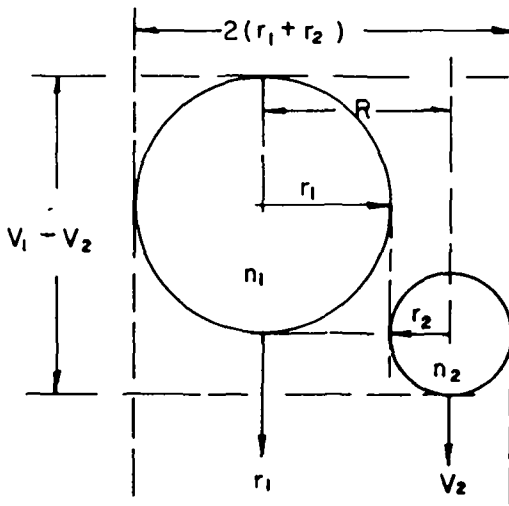


Fig. 2-24 Floculación pericinética por sedimentación diferencial

3. Gradiente de Velocidad

Supongamos un líquido sometido a agitación por una turbina como indica la figura (2-25).

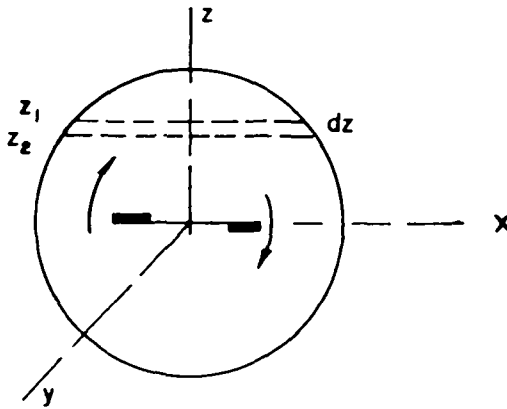


Fig. 2-25

Si se determinan las velocidades en el tanque, prácticamente en cada punto se encontrará que son diferentes. Entre los puntos z_1 y z_2 separados por una distancia dz habrá una diferencia de velocidad $u_2 - u_1$. Tal cosa se expresa diciendo que existe un gradiente de velocidad du/dz que caracteriza la rata de deformación del fluido. Sabemos por la mecánica de los fluidos, que el esfuerzo cortante τ entre dos láminas de fluido de área A que se deslizan una sobre otra, con una fuerza F , es igual a:

$$\tau = \frac{F}{A} = \mu \frac{du}{dz} \quad (2-35)$$

en donde μ es un coeficiente de proporcionalidad llamado viscosidad absoluta o dinámica.

Ahora bien, según Camp y Stein (15) la potencia consumida por unidad de volumen para transportar un fluido es igual a:

$$P = \tau \frac{du}{dz} \quad (2-36)$$

Reemplazando en esta fórmula, el valor de τ dado por (2-35)

$$P = \mu \left(\frac{du}{dz} \right)^2 \quad (2-37)$$

Si para condiciones de trabajo estables determinamos en el canal o en el eje del agitador, el valor P promedio de la potencia unitaria disipada en el tanque, el valor du/dz vendrá a ser el gradiente promedio para toda la masa de agua. Llamando G a du/dz :

$$\begin{aligned} P &= \mu G^2 \\ G &= \sqrt{\frac{P}{\mu}} \end{aligned} \quad (2-38)$$

Camp propuso que el tiempo de detención $t = V/Q$ (volumen del tanque dividido por el caudal que entra), se multiplicara por el gradiente G para obtener el producto adimensional Gt , que caracterizara el proceso de floculación. Estudios posteriores (6) (16) han demostrado que la remoción de turbiedad o color no queda convenientemente caracterizada por el término Gt . Se ha propuesto otro grupo adimensional: $G_{No}t$, ($No =$ concentración inicial del floc), que ha demostrado ser útil en simulación del proceso de coagulación con computador (21). Ninguno de los dos sistemas, sin embargo, parece evaluar en su totalidad el fenómeno.

Valorando la ecuación (2-38) tenemos que:

$$P = \frac{FL}{tL^3} = \frac{F}{tL^2} \quad \text{y} \quad \mu = \frac{Ft}{L^2} \quad G = \sqrt{\frac{1}{t^2}} = t^{-1}$$

En el sistema métrico G se da en seg^{-1} o mt/seg/mt .

Como μ viene expresado en poises, cuyo valor es gr - masa/cm x seg o dinas x seg/cm², para homogeneizar las unidades, éste debe dividirse por 981, en el caso en que P venga dado en gr - cm/seg x cm³. Por tanto:

$$G = \sqrt{\frac{981 P}{\mu}} \tag{2-39}$$

Camp en un estudio posterior basado en el análisis de 20 plantas de tratamiento de los Estados Unidos, estimó que G varía entre 20 y 74 seg⁻¹ y Gt (valor adimensional) entre 23.000 y 210.000. Para obtener un floc adecuado recomendó que la suma de los valores Gt para una serie de tanques debería ser el mismo que el valor para un solo tanque. De acuerdo con los datos obtenidos por C.T. Stein en pruebas de jarras, concluyó que un gradiente de velocidad de 20 seg⁻¹ era óptimo mientras 40 seg⁻¹ podría romper el floc. La forma práctica de aplicar estos conceptos la veremos en el capítulo siguiente.

4. Floculación Ortocinética

De tiempo atrás se ha observado que el proceso de floculación se acelera cuando la suspensión está sometida a agitación lenta. Von Smolowchowski en 1918 desarrolló una teoría para explicar este fenómeno, basada en el gradiente de velocidad.

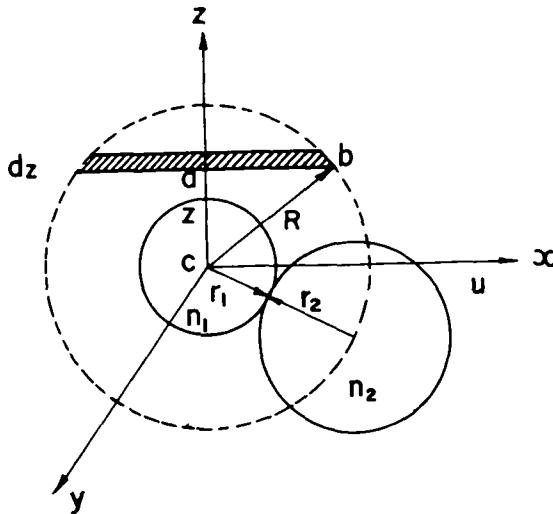


Fig. 2-26

Según ella para que las partículas n_1 y n_2 establezcan contacto, sus centros deben estar a una distancia $(r_1 + r_2) \leq R$.

El número de partículas de radio r_1 que choca con partículas de radio r_2 por unidad de tiempo, es igual al número de partículas n_1 por unidad de volumen del líquido

que fluye con flujo laminar a través de la esfera de radio R. Para el flujo en la dirección y, y un gradiente de velocidad du/dz, la velocidad en el punto "a" será z du/dz. El área diferencial será (ver Fig. 2-26):

$$2ab \cdot dz = 2 \sqrt{(R^2 - z^2)} dz$$

El flujo será: (Q = AV)

$$dq = z \frac{du}{dz} 2 \sqrt{(R^2 - z^2)} dz \quad (2-40)$$

Y la frecuencia de las colisiones entre partículas n_1 y n_2 :

$$J = n_1 n_2 \left(z \frac{du}{dz} \right) 2 \int_0^R \sqrt{(R^2 - z^2)} dz \quad (2-41)$$

Integrando la ecuación (2-41) entre 0 y R:

$$J = \frac{4}{3} n_1 n_2 R^3 \frac{du}{dz} \quad (2-42)$$

Expresando la misma ecuación en función del diámetro d_1 y d_2 y de las partículas

$$R = \frac{d_2 + d_1}{2}$$

$$J = \frac{1}{6} n_1 n_2 (d_2 + d_1)^3 + \frac{du}{dz} \quad (2-43)$$

5. Comparación entre floculación peri y ortocinética

La efectividad relativa entre el movimiento browniano (floculación pericinética) y el gradiente de velocidad (floculación ortocinética) para promover la aglutinación, se puede ver comparando las ecuaciones (2-34) y (2-42).

Harris y Kaufman (22) consideran que para dos partículas iguales cuyos radios están a la mitad de la distancia de colisión, la floculación de partículas con radios menores de 0.37μ está más fuertemente influenciada por el movimiento browniano, mientras que las de radio mayor de 0.37μ lo están preferentemente por el gradiente de velocidad.

O'Melia (47), por otra parte, dice que para partículas coloidales con un diámetro menor de 0.1μ , un gradiente de velocidad de 1000 seg^{-1} sería necesario para que la floculación ortocinética fuera tan efectiva como la floculación pericinética. Similarmente, para partículas de 10μ de diámetro, un gradiente de velocidad de 0.001 seg^{-1} sería suficiente para que la floculación ortocinética igualara la eficiencia de la floculación pericinética.

Conviene además tener en cuenta que la concentración de partículas determina la rata de floculación. O'Melia calcula que una muestra de agua que sólo contenga 10.000 organismos coliformes por litro y ninguna otra partícula coloidal, necesitaría un periodo de detención de 40 días agitando la muestra con un gradiente de velocidad de 10 seg^{-1} , para reducir la concentración de microorganismos a la mitad.

Debe por tanto concluirse, que la agitación del líquido no es efectiva sino cuando la concentración de sólidos es relativamente alta y las partículas han alcanzado tamaños relativamente grandes ($> 1 \mu$).

La importancia de la mezcla rápida que se acostumbra en plantas de tratamiento, se debe a la necesidad de dispersar instantáneamente los coagulantes para promover la desestabilización de los coloides, pero sólo cuando se han formado los "microflóculos", lo que puede tardar fracciones de segundo, la agitación empieza a ser efectiva para promover la aglutinación de ellos en coágulos mayores que puedan sedimentar en un tiempo económicamente aceptable.

6. Aplicaciones de la teoría de Smowluchowski

Camp y Stein (15), en 1943, tomando las ecuaciones de Smowluchowski para floculación ortocinética, desarrollaron una expresión que permite calcular el número de colisiones entre partículas en la unidad de tiempo con flujo turbulento, relacionándola con la raíz cuadrada del gradiente de velocidad promedio. Así:

$$H = \frac{1}{6} n_1 n_2 (d_2 + d_1)^3 G \tag{2-44}$$

Argaman y Kaufman (3) consideran, sin embargo, que la sustitución en la ecuación de Smowluchowski de du/dz por G es, más bien, un procedimiento arbitrario por cuanto no tiene en cuenta la longitud de la escala sobre la cual se extiende el gradiente de velocidad local y temporal. Gradientes de velocidad de una escala de longitud dada, no contribuyen grandemente a la rata de colisión de partículas que son más grandes que esa escala.

Ellos partiendo de la ecuación (2-42) llegaron a la expresión:

$$\frac{N_o}{N} = (1 + KDG \frac{t}{m} \frac{N_o}{m})^m \tag{2-45}$$

En donde:

N_o = concentración de partículas que entran a la cámara de floculación.

N = concentración de partículas que quedan sin flocular después del tiempo de retención nominal: $t = V/Q$.

N_o/N = Grado de floculación.

K = constante de la reacción en $[mg/l t]^{-1}$

D = función de distribución adimensional.

m = número de compartimientos del floculador.

KD se puede calcular con la fórmula:

$$KD = \frac{[\frac{N_o}{N}]^{\frac{1}{m}} - 1}{Gt \frac{N_o}{m}} \tag{2-46}$$

Los valores de N_0 y N pueden evaluarse por la turbiedad inicial que entra al tanque y la turbiedad residual que queda en el agua, después de un cierto período de sedimentación.

Para una remoción relativa de materia suspendida, $N_0 Gt$ disminuye considerablemente cuando aumenta la compartimentalización. Bajos valores de $N_0 Gt$ producen un menor consumo de energía y floculadores más pequeños, pero incrementa el costo de tabiques adicionales y de equipo. En la figura 2-27 se puede ver que para $N_0 Gt = 1 \times 10^6$ el floc removido en un compartimiento es el 58 %, para el caso del agua analizada, y en cuatro es 85 %.

Igualmente se puede ver que si se desea un 90 % de remoción $N_0 Gt = 3 \times 10^6$ para 4 compartimentos y 7×10^6 para tres compartimentos. De donde podríamos concluir que:

$$Gt = \frac{3 \times 10^6}{N_0} \text{ para un caso y } \frac{7 \times 10^6}{N_0} \text{ para el otro caso.}$$

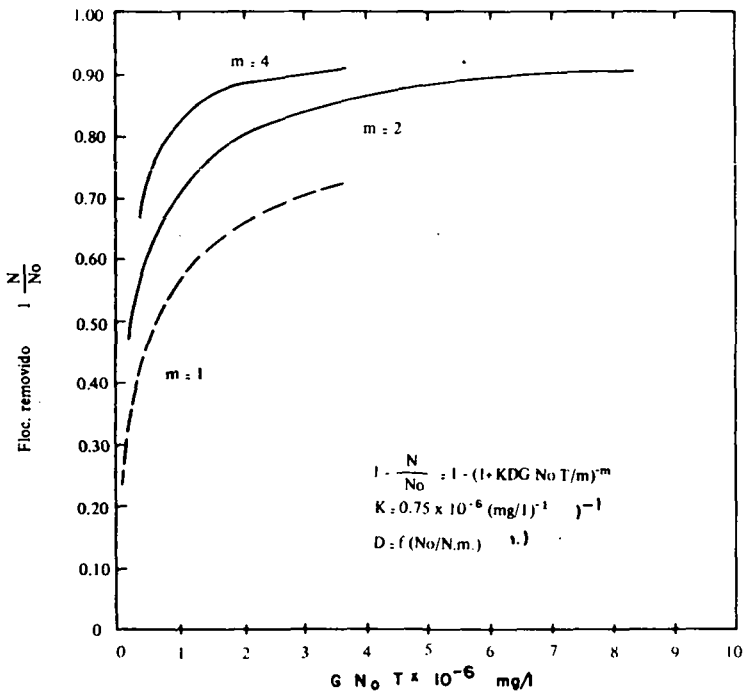


Fig. 2-27 Efecto de la compartimentalización en floculadores

Hudson (24), partiendo de la fórmula (2-44) de Camp y Stein, considera que d_2 (diámetro de las partículas ya formadas) en las ecuaciones de floculación ortocinética citadas, es muy grande en comparación con d_1 (diámetro de la partícula de floc en formación). Aduce para ello estudios de Robeck y Riddick que indican que, las partículas que causan turbiedad son menores de 10μ de diámetro y en ocasiones menores de 1.5μ , mientras que las que forman el floc tienen diámetros entre 100 y 2000μ . Por tanto d_1 puede suprimirse en (2-44) y la ecuación quedaría así:

$$H = \frac{G}{6} n_1 n_2 d_2^3 \tag{2-47}$$

Si todas las colisiones resultan efectivas $H = dn/dt$ (volumen de materia aglutinada en la unidad de tiempo). Como generalmente no todas las colisiones resultan efectivas, pues no siempre las partículas que chocan se adhieren, debe afectarse la ecuación con un coeficiente α , que se llama razón de adherencia (sticking ratio). Se podría entonces escribir:

$$- \frac{dN_1}{dt} = \frac{G}{6} \alpha n_1 n_2 d_2^3 \tag{2-48}$$

El volumen de floc por unidad de volumen de agua es igual a:

$$V = n_2 \frac{\pi d_2^3}{6} \tag{2-49}$$

Combinando las ecuaciones (2-48) y (2-49):

$$- \frac{dN_1}{dt} = \frac{G}{\pi} \alpha V n_1 \tag{2-50}$$

Integrando esta ecuación entre 0 y t:

$$\ln \frac{N_t}{N_0} = - \frac{G}{\pi} \alpha V t \tag{2-51}$$

o sea:

$$\frac{N_t}{N_0} = e^{-\frac{G}{\pi} \alpha V t} \tag{2-52}$$

En donde, n_t representa la materia que no ha sido floculada después del tiempo t (turbiedad remanente); y n_0 , la materia originalmente presente en el agua (turbiedad del agua cruda).

Hudson recalca que la conclusión más significativa que se puede sacar de la ecuación (2-52) es que la rapidez con que se aglutina el floc depende del volumen de éste y no del número o tamaño de las partículas involucradas.

Si S es la concentración de coagulante en el floc y A es la dosis de coagulante aplicada al agua por unidad de volumen (ppm), el volumen de floc se puede considerar proporcional a la dosis de coagulante.

$$V = \frac{A}{S} \quad (2-53)$$

Sustituyendo (2-53) en (2-52):

$$\frac{N_t}{N_0} = e^{-\frac{\alpha AG}{\pi S} t}$$

Debe tenerse en cuenta que la proporcionalidad entre el volumen de floc y la dosis de coagulante no es indeterminada, sino que depende del gradiente de velocidad que se aplique durante la floculación ortocinética. El valor α , por otra parte, tiene en cuenta el grado de desestabilización de las partículas que puede ser 1.0 cuando toda la materia suspendida está completamente desestabilizada, o menos en caso contrario.

BIBLIOGRAFIA

1. Alexander, A.E., and Johnson, P., (1949), "Colloid Science", Vol 1 y 2, Oxford University Press, London.
2. Argaman, Y., & Kaufman, W.J., (Apr. 1970), "Turbulence and flocculation" Proc. A.S.C.E., 96: SA2, p. 223.
3. Argaman, Y., Kaufman, W. (Jul. 1968), "Turbulence in Orthokinetic Flocculation", FWPCA, Serl Report No. 68-5. University of California, College of Engineering, Berkeley.
4. Black, A.P., (Apr. 1960), "Basic mechanisms of coagulation", Jour. AWWA 52: 4, p. 492.
5. Black, A.P., Birkner, F.B. & Morgan, J.J. (Dec. 1965), "Desestabilization of dilute clay suspensions with labeled polymers", Jour. AWWA, 57: 12, p. 1547.
6. Black, A.P., & Chen, Ching-Lin, (Mar. 1965), "Electrophoretic studies of coagulation and flocculation of river sediment suspensions with aluminum sulfate". Jour. AWWA, 57: 3, p. 354.
7. Black, A.P., Christman, R.F., (Jun. 1963), "Characteristics of Colored Surface Waters", Jour. AWWA, 55: 6, p. 753-770
8. Black, A.P., (1965), "Economical design of water coagulation and softening processes". Trans. of the 15th Annual Conf. on San. Engr., Univ. of Kansas Bull. No. 54, p. 26.
9. Black, A.P., & Hannah, S.A., (Apr. 1961), "Electrophoretic studies of turbidity removal by coagulation with aluminum sulfate". Jour. AWWA, 53: 4, p. 438.

10. Black, A.P., & Shin-Lin Chen, (Sept. 1967), "Electrokinetic behavior of aluminum species in dilute dispersed kaolinite systems". Jour. AWWA, **59**: 9, p. 1173.
11. Black, A.P., Singley, J.E., Whittle, G.P., Maulding, J.S. (21 May 1963), "Stoichiometry of the Coagulation of Color-Causing Organic Compounds with Ferric Sulfate", Jour. AWWA, p. 1347-1366.
12. Birkner, B.F., & Ezwald, J.K., (Dec. 1969), "Nonionic polymer flocculation of dilute clay suspension", Jour. AWWA, **61**: 12, p. 645.
13. Birkner, F.B., & Morgan, J.J., (Feb. 1968), "Polymer flocculation kinetics of dilute colloidal suspensions", Jour. AWWA, **60**: 2, p. 175.
14. Camp, T.R., (Dec. 1969), Discussion of: "Agglomerate size changes in coagulation", Por: Ham, R.K. y Christman, R.F., Proc. ASCE, **95**: SA6, p. 1211.
15. Camp, T.R., & Stein, P.C., (Oct. 1943), "Velocity gradients and internal work in fluid motion" Jour. of the Boston Society of Civil Engineers, **30**: 4, p. 219.
16. Fair, C.M., & Gemmel, R.S., (Apr. 1964), "A mathematical model of coagulation". Jour. of Colloid Science, **19**: 4, p. 360.
17. Grim, R.E., (1968), "Clay Mineralogy", McGraw-Hill Book Co. 2nd ed., New York.
18. Ham, R.K., & Christman, R.F., (Jun. 1969), "Agglomerate size changes in coagulation". Proc. ASCE, **95**: SA3, p. 481-502.
19. Hall, E.S., Packham, R.F., (1 July 1965), "Coagulation of Organic Color with Hydrolyzing Coagulants", Jour. AWWA, **57**: 9, p. 1149-1166.
20. Hansen, R.S. & Smolders, C.A., (1962), "Colloid and surface chemistry in the main stream of modern chemistry", J. Chem. Education, **39**: 167.
21. Harris, H.S., Kaufman, W.J., & Krone, R.B., (Dec. 1966), "Orthokinetic flocculation in water purification": Proc. ASCE, **92**: SA6, p. 95.
22. Harris, H.S., Kaufman, W., (July 1966), "Orthokinetic Flocculation of polydispersed systems", U.S. P.H.S. Serl. Report No. 66-2, University of California - College of Engineering, Berkeley.
23. Hudson, H.E., (Sept. 1966), "Coagulation and flocculation of surface waters". Jour. NEWWA, **80**: 3, p. 232.
24. Hudson, H.E., (Jul. 1965), "Physical aspects of coagulation", Jour. AWWA, **57**: 6, p. 885.
25. Hunter, R.L., & Alexander, A.E., (Dec. 1963), "Surface properties and flow behavior of kaolinite". Jour, Coll. Sci., **18**:12, p. 820, 833, y 846.
26. Jirgenon, B. & Straumanis, M.E., (1962), "A short textbook of colloid chemistry", 2nd ed., MacMillan Co. New York.
27. Kane, J.C., La Mer, V.K. & Linford, H.B., (Dec. 1964), "Effect of solid content on the adsorption and flocculation behavior of silica suspensions". Jour, Phys. Chem., **68**: 12, p. 3539.
28. Kane, J.C., La Mer, V.K., & Linford, H.B., (Oct. 1964). "The filtration of amorphous and sized chystalline silica suspensions flocculated by high polymers". Jour. Phys. Chem., **68**: 8, p. 2273.
29. Kane, J.C., La Mer, V.K., & Linford, H.B., (Oct. 1963), "The filtration of silica dispersions flocculated by high polymers". Jour. of Physical Chemistry, **67**: 10, p 1977.

30. Kaufman, W. J., (20 Sept. 1951), "Colloid chemistry in water coagulation". United States Atomic Energy Commission Nyo - 1571.
31. Kawamura, S. (Sept. 1967), "Removal of color by alum coagulation", W. & S.W., Vol. 144, p. 324.
32. Kawamura, S., Tanaka, Y. (Sept. 1966), "Applying colloid titration techniques to coagulant dosage control". Water and Sewage Works, 113:9, p. 348.
33. La Mer, V.K., (1966), "Flocculation, subsidence and filtration of colloidal dispersions by polyelectrolites. Importance in water purification". Trans. of the 16th Annual Conf. on San. Engr., Univ. of Kansas Bull. No. 56, p. 31.
34. La Mer, V.K., & Healy, T.W., (Sept. 1963), "Adsorption-flocculation reactions of macromolecules at the solids-liquid interface". Reviews of Pure and Applied Chemistry, 13: p. 112.
35. Langelier, W.F. (1921), "Coagulation of water with alum by prolonged agitation", Eng. News Records, Vol. 86, p. 924.
36. Langelier, W.F., Ludwig, H.F. & Ludwig, R.G., (1952), "Flocculation phenomena in turbid water clarification". Proc. ASCE, 78: No. 118.
37. Linke, W.F., & Booth, R.D., (1960), "Physical chemical aspects of flocculation by polymers". Trans. AIME, 217: p. 364.
38. Mackrle, S., (May 1962), "Mechanism of coagulation in water treatment". Proc. ASCE, 88: SA3, p. 1.
39. Mac Smith, W. & Ledbetter, J.O., (Dec. 1967), "Radiation as a possible coagulation aid; W. & S. W., Vol. 144, P. 496
40. McMains, J.W., (1950), "Colloid Science", D.C. Health Co. Boston.
41. Michaels, A.S., (July 1954), "Aggregation of suspensions by polyelectrolytes". Industrial and Engineering Chemistry, 46: 7, p. 1485.
42. Michaels, A.S. & Bolger, J.C. (Feb. 1964), "Particle interactions in aqueous kaolin dispersions". J. Ind. and Engr. Chem. Fundamentals, 3: 1, p. 14.
43. Michaels, A.S. y Morelos, O., (Sept. 1955), "Polyelectrolyte adsorption by kaolinité". Ind. and Engr. Chem., 47: 9, p. 1801.
44. Mintz, D.M. (1964), "Aids to coagulation", General Report No. 5, Proc. Sixth Congress. IWSA, p. EI-E66.
45. Mysels, K.J. (1959), "Introduction to colloid chemistry", Interscience Publishers, Inc. New York.
46. O'Melia, C.R., (May 1969), "A review of the coagulation process". Public Works, 100: 5, p. 87.
47. O'Melia, Ch. R., (Mar. 1969), "The coagulation process: Theoretical concepts useful in design", ASCE. (Sin publicar).
48. Packham, R.F., (1967), "Polyelectrolytes in water clarification". Proc. Soc. Wat. Treat. Exam. 16: 2, p. 88.
49. Packham, R.F., Saunders, M. (1966), "Laboratory studies of activated silica-I effect on the coagulation of a clay with aluminum sulphate", Proc. Soc. for Water Treat. and Exam., Vol. 15, p. 245-270.
50. Pressman, M. (Feb. 1967), "Cationic polyelectrolytes as prime coagulants in natu-

- ral water treatment"., Jour. AWWA, 59: 2, p. 169.
51. Report of the Research Committee on Coagulation, 1970 Annual Conference of the American Water Works Association, Washington D.C., Jun 1970.
 52. Riddick, T.M., (1966), "The role of zeta potential and polymers in the coagulation of raw waters". Trans. of the 16th Annual Conf. on San. Engr., Univ. of Kansas Bull. No. 56, p. 37.
 53. Ruehrwein, R.A., & Ward, D.W., (Jun. 1952), "Mechanism of clay aggregation by polyelectrolytes". Soil Sci., 73: 6, p. 485.
 54. Sawyer, C.N. (1960) "Chemistry for Sanitary Engineers", McGraw-Hill Book Company.
 55. Stumm, W. & Morgan, J.J., (Aug. 1962), "Chemical aspects of coagulation". Jour. AWWA, 54: 8, p. 971.
 56. Stumm, W., & O'Melia, C.R., (May 1968), "Stoichiometry of coagulation", Jour. AWWA, 60: 5, p. 514.
 57. Stumm, W. (Sept. 1966), Discussion on: "Coagulation and flocculation of surface waters". Jour. NEWWA, 80: 3, p. 246.
 58. Vold, M.J., Vold, R.D. (1964), "Colloid Chemistry", Reinhold Publishing Corp.
 59. Theriault, E.J., Clark, W.M., (Feb. 1923), "An experimental study of flocculation of hydrogen ion concentration to formation of floc in alum solutions", Public Health Reports, Vol. 38, p. 181.
 60. Wachtel, R.E., & La Mer, V.K., (Aug. 1962), "The preparation and size distribution of some mono-dispersed emulsions". Jour. of Colloid Science, 17: 8, p. 531.
 61. Walles, W.E., (1968), "Role of flocculant molecular weight in the coagulation of suspensions". Jour. Colloid and Interface Sci. 27: 797.
 62. Weiser, H.B., Milligan, W.O., & Purcell, W.R., (1940), "Alumina - Floc Ray diffraction study". Ind. and Eng. Chem., Vol. 32. p. 1487.
 63. Yao, K.M. (Jul. 1967), "Particle aggregation in water pretreatment", Part I, W. & S.W., Vol. 114, p. 216.
 64. Yao, K.M., (Aug. 1967), "Particle aggregation in water pretreatment", Part II, W. & S.W., Vol. 144, p. 496.
 65. Verwey, E.J.W. & Overbeek, J. Th. C., "Theory of the stability of lyophobic colloids", Jour. Collid Sci., 19: 313, (1964).
 66. Packham, R.F. (1962) "The Theory of the Coagulation Process - A Survey of the Literatura - 1. The Stability of Colloids. 2. Coagulation as a water treatment process" - Proc. Soc. Water Treat. & Examination - Vol. II.
 67. Packham, R.F. (Dic. 1962) "The coagulation process - I. Effect of pH and the nature of turbidity - II. Effect of pH on precipitation of aluminum hidroxide" J. Appl. Chem. Vol. 12.
 68. Thompson, C.G., Singley J.E. y Black, A.P., (Ene. y Feb. 1972) - "Magnesium Carbonate - A recycled coagulant" (I y II) - Jour. AWWA, Vol. 64, pág. 11 y pág. 93.
 69. A.P. Black y R. V. Vilaret - Effect of particle size on turbidity removal- (April 1969) Journal AWWA Vol. 61. pág. 209.

III

CONCEPTOS MODERNOS SOBRE EL DISEÑO DE MEZCLADORES Y FLOCULADORES

Introducción

El proceso de coagulación-floculación se realiza en las plantas de tratamiento en tres pasos separados.

- I. Adición de los coagulantes
- II. Dispersión de los coagulantes (mezcla rápida)
- III. Aglutinación de partículas (mezcla lenta)

I. Adición de los coagulantes

Los coagulantes metálicos Al (III) y Fe (III), siempre deben aplicarse en solución verdadera. El aplicarlos en suspensión o peor aún en polvo, sin que las partículas del compuesto hayan tenido tiempo de disolverse, disminuye notablemente la efectividad del proceso, lo que se traduce en un desperdicio de dichas sustancias químicas.

La solución de coagulantes puede prepararse en dos formas:

1. Dosificando el polvo en forma continua en un tanque de hidratación, desde donde la solución se lleva al punto de aplicación, lo que impropriadamente se llama dosificación en seco.
2. Preparando la solución previamente, y dosificándola por gravedad o por bombeo en el punto de aplicación, lo que se suele llamar dosificación en húmedo. Tanto en el primero como en el segundo caso, los coagulantes están ya mezclados con el agua cuando se aplican.

Preparación de las soluciones

(a) Soluciones de coagulantes metálicos

Se pueden usar soluciones saturadas o no saturadas para dosificar coagulantes. Se dice que una solución es saturada cuando contiene a una determinada temperatura, tanto soluto cuanto puede retener en presencia de un exceso de dicho soluto.

En la figura 3-1 se muestra una curva de solubilidad de sulfato de Aluminio ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$) a diferentes temperaturas.

Se ve que entre 0 y 10°C la concentración de saturación puede variar en un 8.3 % ; entre 10°C y 20°C, 10 % ; y entre 20°C y 30°C, 13.3 % . Esto quiere decir que un cambio de sólo 5°C entre el día y la noche puede aumentar o disminuir la cantidad de coagulantes en 4 a 7 % cuando se usan concentraciones saturadas.

Cuando se usan soluciones no saturadas, los cambios de temperatura no le afectan, pero debe evitarse al preparar este tipo de disoluciones, la hidrólisis del coagulante. El pH de la solución debe ser siempre ácido, inferior a 4, para que la especie primariamente presente la constituya iones hidratados como se explicó en el capítulo anterior. Al permitir la hidrólisis del coagulante antes de aplicarlo, esto es, al dejar que reaccione con las moléculas de agua para formar hidróxidos y compuestos poliméricos (lo que sucede a pH mayor de 4) se destruye buena parte de la efectividad del Al (III) y Fe (III).

Los coagulantes metálicos deben aplicarse en soluciones concentradas en lo posible superiores al 10 % . Sin embargo, estudios realizados recientemente en la planta de Deer Valley (Phoenix, Arizona) (33), por Griffith y Williams, parecen indicar que rebajar la solución del sulfato de aluminio hasta un 1.5 % no disminuye su eficiencia, y hasta puede mejorar los resultados del proceso al promover una más rápida dispersión del coagulante. Ensayos específicos deben realizarse en cada caso, para determinar la concentración óptima de la solución de Al (III) o Fe (III) que deberá aplicarse.

En los países industrializados, se está usando en la actualidad lo que se llama "sulfato de aluminio líquido" (21). Desde 1939 se expende en los Estados Unidos una solución de sulfato de aluminio que contiene entre el 6 y 9 % de Al_2O_3 lo que equivale a una concentración de 350 a 530 gm/lit de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ comercial. Frecuentemente se vende con 8.3 % de Al_2O_3 (48.8 %), peso específico de alrededor de 1300 gm/lit y un pH de 2.3. No obstante que el costo del sulfato de aluminio líquido por unidad, es menor que el del sulfato de aluminio en polvo, su gran volumen hace su transporte muy costoso, de modo que sólo puede usarse, cuando es producido cerca de la planta de tratamiento.

SOLUBILIDAD EN AGUA DEL
 $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$ A DIFERENTES TEMPERATURAS

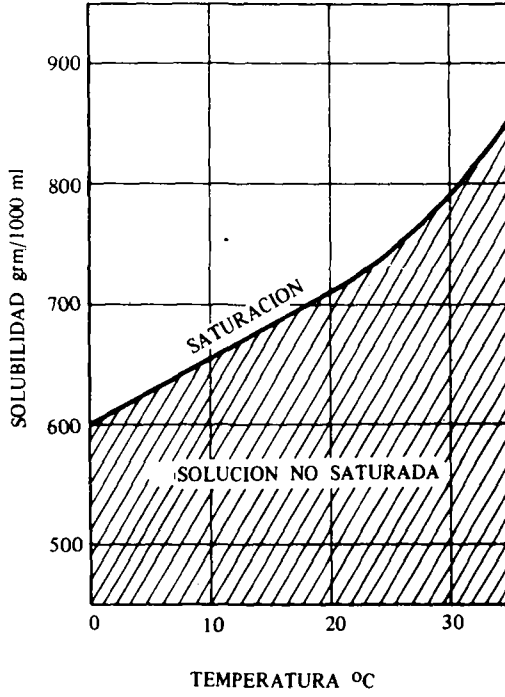


Fig. 3-1

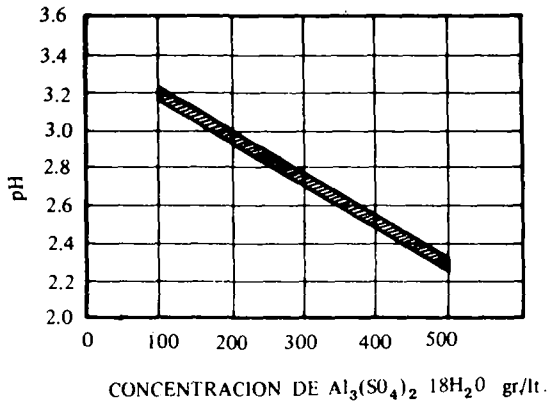


Fig. 3-2 Ph. de las soluciones de sulfato de aluminio

Se pueden preparar soluciones también con sulfato de aluminio en bloque, sin moler, lo que suele ser bastante económico en algunos países.

(b) Soluciones de polielectrolitos

Los polielectrolitos pueden conseguirse en polvo o en líquido. En ambos casos hay que aplicarlos en concentraciones bajas.

Cuando se piensa usar uno de estos compuestos, es necesario primero averiguar:

1. El nombre del polímero y de la casa fabricante.
2. Si está o no aprobada por las autoridades de Salud Pública del país o, en su defecto, si está aprobado por la Environmental Protection Agency de los Estados Unidos para uso en agua potable. Copia de esta lista se incluye.
3. Las características físicas y químicas del polímero: si es catiónico, aniónico o no iónicos. Si viene en polvo o en líquido.
4. La dosis de polímero requerida por el agua.
5. La concentración máxima que se aplica y volúmenes que deben manejarse.
6. Tipo de equipo para dosificarlo.

Este último punto depende de la concentración de la solución que el fabricante recomiende como la óptima. Esta concentración suele ser muy inferior a la que se usa para la aplicación de los coagulantes metálicos, pues varía entre el 2 % y el 0.25 % para los polielectrolitos sólidos. Para polielectrolitos líquidos se usan relaciones volumétricas entre 4:1 y 20:1, según la marca. Por lo general los polímeros son más efectivos cuando se aplican en suspensiones diluidas, por cuanto esto permite que las cadenas poliméricas se "abran" y puedan ser más fácilmente adsorbidas por las partículas de turbiedad.

La preparación de dichas suspensiones, sin embargo, no suele ser fácil en especial cuando se utilizan compuestos en polvo. Estos se preparan agitando la mezcla del polímero y el agua de dilución durante un tiempo que puede variar entre 1/2 hora y 2 horas, lo que requiere un equipo especial, que puede consistir o de un tanque grande con su agitador o de un sistema de dosificación continua. En ambos casos el polielectrolito se dosifica con una bomba de pistón o de diafragma.

Mucho cuidado debe ponerse en evitar las obstrucciones de equipos y tuberías, pues los polímeros tienen la tendencia a adherirse a ellos.

Tabla 3-1 Lista de polielectrolitos aprobados por la Agencia de Protección del Ambiente de los Estados Unidos, para ser usados en agua de consumo humano.

Abril de 1972		
FABRICANTE Y/O DISTRIBUIDOR	PRODUCTO	MAXIMA CONCENTRACION RECOMENDADA - mg/l
Allied Colloids, Inc. One Robinson Lane Ridgewood, N.J. 07450	Percol LT-20	1
	Percol LT-22	1
	Percol LT-24	5
	Percol LT-25	5
	Percol LT-26	1
	Percol LT-29	1
Allstate Chemical Co. Box 3040 Euclid, Ohio 44117	ALLSTATE NO. 2	3.0
	ALLSTATE No. 6	1
Allyn Chemical Co. 2224 Fairhill Road Cleveland, Ohio 44106	Claron	1.5
	Claron No. 207	2
American Cyanamid Co. Berdan Avenue Wayne, N.J. 07470	Superfloc 127	1
	Magnifloc 521-C	10
	Magnifloc 570-C	10
	Magnifloc 571-C	10
	Magnifloc 573-C	10
	Magnifloc 575-C	10
	Magnifloc 577-C	10
	Magnifloc 579-C	10
	Magnifloc 845-A	1
	Magnifloc 846-A	1
	Magnifloc 847-A	1
	Magnifloc 860-A	1
	Magnifloc 971-N	1
	Magnifloc 972-N	1
Magnifloc 985-N	1	
Magnifloc 990-N	1	
Atlas Chemical Industries, Inc. Wilmington, Del. 19899	SORBO	20

FABRICANTE Y/O DISTRIBUIDOR	PRODUCTO	MAXIMA CONCENTRACION RECOMENDADA - mg/l
Berdell Industries 28-01 Thomson Avenue Long Island City, N.Y. 11101	Berdell N-489 Flocculant	1
	Berdell N-821 Flocculant	1
	Berdell N-902 Flocculant	1
	Betz Laboratories, Inc. Somerton Road Trevose, Pa. 19047	Betz Polymer 1100P
	Betz Polymer 1110P	1
	Betz Polymer 1120P	1
	Betz Polymer 1130P	1
	Betz Polymer 1150P	1
	Betz Polymer 1160P	1
	Betz Polymer 1200P	1
	Betz Polymer 1205P	1
	Betz Polymer 1210P	1
	Betz Polymer 1220P	1
	Betz Polymer 1230P	1
	Betz Polymer 1250P	1
	Betz Polymer 1260P	1
	Poly-Floc 4D	25
Bond Chemicals, Inc. 1500 Brookpark Road Cleveland, Ohio 44109	Bondfloc No. 1-101	5
The Burtonite Company Nutley, N.J. 07110	Burtonite No. 78	5
Calgon Corporation P. O. Box 1346 Pittsburgh, Pa. 15222	Coagulant Aid No. 2	1
	Coagulant Aid No. 18	15
	Coagulant Aid No. 233	1
	Coagulant Aid No. 243	1
	Coagulant Aid No. 253	1
	Coagulant Aid No. 961	5
	Cat-Floc	7
	Cat-Floc B	10
Commercial Chemical Products, Inc. 11 Paterson Avenue Midland Park, N.J. 07432	Coagulant Aid Speedifloc No. 1	10
	Speedifloc No. 2	5

FABRICANTE Y/O DISTRIBUIDOR	PRODUCTO	MAXIMA CONCENTRACION RECOMENDADA - mg/l
Dearborn Chemical Div. W. R. Grace & Co. Merchandise Mart Plaza Chicago, 111. 60654	Aquafloc 408 (liquid)	50
	Aquafloc 409	1
	Aquafloc 411	2
	Aquafloc 422	1
Dow Chemical U.S.A. Barstow Building 2020 Dow Center Midland, Mich. 48640	Dowell M-143	5
	PEI-1090	5
	Purifloc A-22	1
	Purifloc A-23 (PWG)	1
	Purifloc C-31	5
	Purifloc N-17	1
	Separan AP-30	1
	Separan AP-273 Premium	1
	Separan NP-10 Potable Water Grade	1
	SA-1704.2	1
	XD 7817	1
Drew Chemical Corp. 701 Jefferson Road Parsippany, N.J. 07054	Drewfloc 1 1:8 Alum; 0.5:10 Lime	
	Drewfloc No. 3	3
	Drewfloc No. 21	5
	Drewfloc 922	10
	AMERFLOC 265	1
	AMERFLOC 275	1
	AMERFLOC 307	1
	Drewfloc 4	5
DuBois Chemicals Div. of W.R. Grace & Co. 3630 E. Kemper Road Sharonville, Ohio 45241	FLOCCULITE 550	2
	Carboxymethyl- cellulose	1
E. I. DuPont de Nemours and Company Eastern Laboratory Gibbstown, N.J. 08027		
Henry W. Fink & Co. 6900 Silverton Ave. Cincinnati, Ohio 45236	No. 102	1
	No. 109 Kleer-Floc	1
	No. 116 Kleer Floc	5
	No. 119 Kleer Floc	1
	No. 730 Kleer-Floc	1
No. 735 Kleer-Floc	1	

FABRICANTE Y/O DISTRIBUIDOR	PRODUCTO	MAXIMA CONCENTRACION RECOMENDADA - mg/l
Gamlen Sybron Corp. 321 Victory Avenue S. San Francisco, Calif. 94080	Gamlose W	5
	Gamlen Wisprofloc 20	5
	Gamafloc NI-702	4
Garrett-Callahan 111 Rollins Road Millbrae, Calif, 94031	Coagulant Aid 72A	50
	Coagulant Aid 74B	30
	Coagulant Aid 76	40
	Coagulant Aid 76A	50
	Coagulant Aid 78B	50
	Formula 70A	50
	Formula 73	50
	Formula 74E	20
General Mills Chemicals 4620 W. 77th Street Minneapolis, Minn. 55435	SuperCol Guar Gum	10
	Guartec F	10
	Guartec SJ	10
Hercules, Inc. 910 Market Street Wilmington, Del. 19899	Carboxymethyl- cellulose	1
	Hercofloc 818 (Potable Water Grade)	1
	Hercofloc 821 (Potable Water Grade)	1
	Perfectamyl A5114/2	10
Frank Herzl Corp. 299 Madison Avenue New York, N.Y. 10017		
Illinois Water Treat- ment Co. 840 Cedar Street Rockford, Ill. 61102	Illco IFA 313	10
Kelco Company 8225 Aero Drive San Diego, Calif. 92123	Kelgin W	2
	Kelcosol	2
Key Chemicals 4346 Tacony Philadelphia, Pa. 19124	Key-Floc-W	25
Metalene Chemical Co. Bedford, Ohio 44014	Metalene Coagulant P-6	5

FABRICANTE Y/O DISTRIBUIDOR	PRODUCTO	MAXIMA CONCENTRACION RECOMENDADA - mg/l
The Mogul Corporation 20600 Chagrin Blvd. Cleveland, Ohio 44122	Ecco Suspension	3.5
	Catalyzer 146	
	MOGUL G0-980	2
	MOGUL C0-982	1.5
	MOGUL C0-983	1
	MOGUL C0-985	3.5
Nalco Chemical Co. 6216 W. 66th Place Chicago, Ill. 60638	MOGUL C0-986	5
	Nalcolyte 110A	5
	Nalcolyte 607	7
	Nalcolyte 671	1
	Nalcolyte 7870	1
	Nalcolyte 8170	1
	Nalcolyte 8173	1
	Nalcolyte 8175	1
Narvon Mining & Chem. Co Affiliate of Irl Daffin Assoc. Keller Ave. & Fruit- ville Pike Lancaster, Pa. 17604	Sink-Floc Z3 and AZ-3	10
	Sink-Floc Z4 and AZ-4	10
	Sink-Floc Z5 and AZ-5	10
	Zeta-Floc C	20
	Zeta-Floc K	20
	Zeta-Floc O	20
National Starch & Chem. Corp. 1700 W. Front Street Plainfield, N.J. 07063	Zeta-Floc WA	20
	Floc-Aid 1038	5
O'Brien Ind., Inc. 95 Dorsa Avenue Livingston, N.J. 07039	Floc-Aid 1063	5
	O'B Floc	10
Oxford Chemical Div. Consolidated Foods Corp. P.O. Box 80202 Atlanta, Ga. 30341	OXFORD-HYDRO-FLOC	10
	W.A. Scholten's Chem- ische Fabrieken M.V. Foxhol, Postbus 1 The Netherlands	Wisprofloc P
Standard Brands Chem. Ind., Inc. Div. of Std. Brands	TYCHEM 8035	1

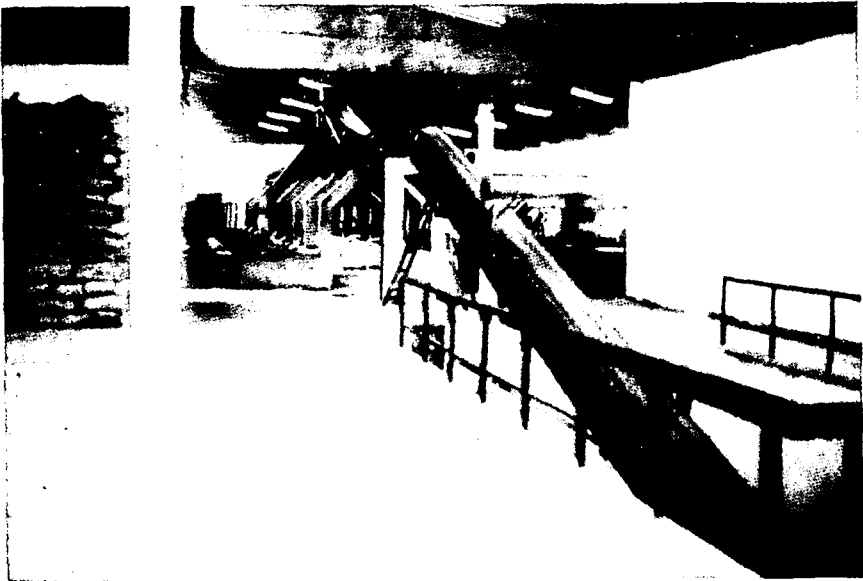
FABRICANTE Y/O DISTRIBUIDOR	PRODUCTO	MAXIMA CONCENTRACION RECOMENDADA - mg/l
P.O. Drawer K Dover, Del. 19901		
A.E. Staley Mfg. Co. P.O. Box 151 Decatur, Ill. 62525	HAMACO 196	5
Stein, Hall Hall & Co., Inc. 605 Third Avenue New York, N.Y. 10016	Hallmark 81	1
	Hallmark 82	1
	Jaguar	0.5
	MRL-14	1
	MRL-22	1
James Varley & Sons, Inc. 1200 Switzer Avenue St. Louis, Missouri 63147	Polyhall M-295 P.W.	1
	VARCO-FLOC	150
W.E. Zimmie, Inc. 810 Sharon Drive Westlake, Ohio 44145	Zimmite ZM-100	1
	Zimmite ZC-301	130
	Zimmite ZT-600	1
	Zimmite ZT-601	1
	Zimmite ZT-603	1

Nota: La Agencia de Protección del Ambiente de los Estados Unidos aclara que la aprobación de estos productos sólo se refiere a los aspectos de salud, pero que esto no significa ninguna recomendación respecto a la efectividad de ellos como ayudantes de coagulación o coagulantes. No es de esperarse que ellos produzcan adversos efectos fisiológicos cuando se usan en agua para consumo humano en las máximas concentraciones recomendadas, pero podrían eventualmente ser tóxicos para peces u otras especies.

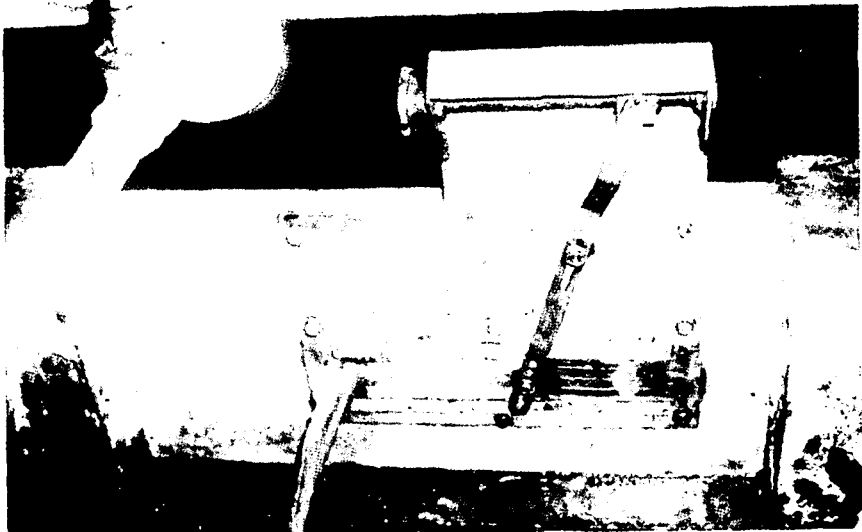
(c) Soluciones de álcalis

Cuando la alcalinidad del agua no es suficiente para reaccionar con los coagulantes de acuerdo con lo que se explicó en el capítulo anterior, se aplica alguna base conjuntamente con ellos. Los compuestos más comunes son: el carbonato de sodio (Na_2CO_3) y la cal viva (CaO) o apagada $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

La ceniza de soda (o soda ash) es una sal de sodio anhidra, que se expende como polvo blanco en concentraciones del 98 % y 99 % y que se disuelve fácilmente en agua. La preparación de soluciones de este compuesto no tiene por tanto mayor pro-



Dosificación de coagulantes por solución. Planta de Tratamiento de Guandú - Río de Janeiro, Brasil.



Dosificador de sulfato de aluminio de Guandú. Sistema de orificio variable - Río de Janeiro, Brasil.

blema. Su costo es en cambio alto, unas tres veces mayor, que el costo de la cal. Se usa por eso para plantas pequeñas, por la sencillez en su aplicación que puede hacerse con cualquier dosificador por gravedad o con bombeo.

Las plantas grandes requieren el uso de cal. El óxido de cal (CaO) se produce con concentraciones entre el 80 y 99 % .

El problema de la cal viva es que hay que "apagarla", esto es hacerla reaccionar con el agua. Esta es una reacción exotérmica que debe hacerse con la mínima cantidad de agua y que puede durar entre 15 y 60 minutos, según la calidad del material de que se disponga.

Terminado este proceso, la cal, ya en la forma de hidróxido de calcio (Ca(OH)_2) se le agrega más agua, para llevarla hasta la concentración que se necesita, según el equipo dosificador que se use. Queda entonces preparada una suspensión que se debe agitar mientras se aplica, para que no sedimente, pues su solubilidad en agua es baja, en proporción inversa a la temperatura. A mayor temperatura menor solubilidad.

Algunas plantas prefieren el uso directo de cal apagada, para evitar el tener que hidratar el CaO antes de dosificarla. El costo del Ca(OH)_2 suele ser mayor, pero tiene la ventaja de que no se deteriora con el almacenamiento.

La aplicación de cal en las plantas de tratamiento suele traer problemas de operación en especial cuando la pureza del material que se consigue comercialmente es baja, como sucede en algunos países latinoamericanos. En estos casos la alta proporción de sólidos inertes o "ripios" puede obstruir los equipos dosificadores o las mangueras.

Con el objeto de esquivar esta dificultad, en ciertas partes se ha encontrado útil construir sedimentadores para la lechada de cal, de corto período de detención, para separar las impurezas.

Método para dosificar compuestos químicos

Los compuestos químicos pueden medirse en:

1. En seco o polvo
2. En solución o líquido

El primer método permite una dosificación continua del compuesto, pues automáticamente va vertiendo el material granular en la cámara de solución, lo que hace que se requiera poca mano de obra, pero en cambio tiene las siguientes desventajas:

- (a) El costo de los equipos necesarios es entre 10 y 20 veces mayor que el de los alimentadores por solución.
- (b) El mantenimiento de los aparatos requiere piezas que hay que importar en algunos casos y que necesita de mano de obra especializada que a veces no está disponible.

Cuando se usa para dosificar coagulantes, tiene además las siguientes desventajas adicionales:

- (a) El pequeño tamaño de las cámaras de solución, hace que los coagulantes en algunas oportunidades no alcancen a disolverse completamente antes de ser aplicados, lo que deteriora notablemente el proceso de mezcla, e induce un serio desperdicio de dicho material, que es el que representa el mayor costo en sustancias

químicas, para la planta de tratamiento.

(b) La medida del coagulante no es exacta, pues está influenciada por el tamaño del grano.

(c) El coagulante en polvo es más caro que el coagulante en bloque sin refinar, o que el coagulante líquido.

Por todas estas razones, en Europa siempre se ha preferido la dosificación en solución, y en muchas plantas de los Estados Unidos se está volviendo a ella, en especial con la popularización del uso del sulfato de aluminio líquido, que es más barato.

Dosificadores en seco

Pueden ser *volumétricos* o *gravimétricos*. En los primeros el polvo es colocado en una tolva alta, desde donde el material cae hasta un mecanismo de medida consistente en un disco giratorio, un tornillo sin fin u otro elemento que se desplaza con una velocidad prefijada variable a voluntad, arrastrando un cierto volumen de sólidos y vertiéndolos en una cámara de solución con agua, provisto de un sistema de agitación. Los hay de muchos tipos y precios.

En los segundos, el polvo es dosificado por medio de una balanza que regula el peso del material que pasa y permite que una correa sin fin u otro mecanismo lo vierta en la cámara de solución, desde donde fluye por mangueras o tubos hasta el punto de aplicación. Estos dosificadores son más costosos que los volumétricos.

El diseño o la operación de la tolva de alimentación en este tipo de equipos es crítico. Si el ángulo que las paredes de la tolva hace con la horizontal no es mayor que el ángulo de reposo del material que se almacena en ella, éste se puede adherir a las paredes.

Además, según sea la calidad del compuesto que se emplee (tamaño del grano, humedad, etc), puede formar bóvedas dentro de la tolva que impidan el flujo, o sectores de menor porosidad junto a la salida que induzcan un sobreflujo.

Dosificadores en solución

Los dosificadores en solución son menos costosos que los anteriores, requieren un menor número de piezas y son, por eso, más fácilmente reparables por un operador no entrenado.

Desgraciadamente la costumbre de las naciones no industrializadas de imitar a las más industrializadas, ha traído como consecuencia en algunos países de la región el uso indiscriminatorio de costosos equipos de dosificación en seco, cuyo mecanismo es desconocido por los operarios locales y su trabajo es por eso deficiente y pobre.

La dosificación en solución puede hacerse de muchas formas. Generalmente se clasifica en: *sistemas por gravedad* y *sistemas por bombeo*.

Sistemas de dosificación en solución por gravedad

Los sistemas por gravedad constan básicamente de tres partes:

- (a) Tanques de solución
- (b) Tanque dosificador
- (c) Elemento hidráulico de medida.

En instalaciones pequeñas, (b) y (c) pueden incluirse dentro de (a), haciendo un

diseño integrado que por lo común resulta más económico.

Comercialmente se venden diferentes modelos, pero pueden también fabricarse con materiales locales de bajo precio. Plantas de tratamiento tan grande como las de Guandú, que abastece a Río de Janeiro, Brasil, y Las Viscachas, que abastece a Santiago de Chile, tienen diseños propios, construidos en el lugar, que han venido prestando servicios ininterrumpidos por largo tiempo.

Tanques de solución

El mayor problema para almacenar o transportar coagulantes en solución concentrada, es la corrosión. Como se explicó anteriormente el pH suele ser bajo, inferior a 4 por lo común.

Los siguientes materiales resisten el ataque del sulfato de aluminio líquido:

1. Acero inoxidable grado 316 que es una aleación de acero con 2.0 a 3.0 % de milibdeno, C = 0.08 % máximo, Mn = 2.0 % máx., P = 0.45 % máx., S = 0.030 % máx., Si = 1.0 % máx., Cr = 16 % al 18 %, Ni = 10 % al 14 % .
2. Caucho natural o sintético.
3. Madera.
4. Plásticos: PVC, Polyesteres, Polyetileno.
5. Resinas asfálticas (con concentraciones no mayores del 25 %) y epóxicas.
6. Vidrio.

El concreto y el asbesto-cemento, suelen corroerse en soluciones concentradas de sulfato de aluminio. Cuando se usan tanques de este material, deben protegerse debidamente con resinas asfálticas o a base de caucho o epoxy resistente a ácidos. Cobre, bronce, estaño, hierro fundido, son atacados con más o menos rapidez. Por tanto llaves, tubos o accesorios de estos materiales, no deben quedar en contacto permanente con la solución.

El cloruro férrico o ferroso es aún más corrosivo que el sulfato de aluminio. El acero, acero inoxidable 316, hierro fundido, plomo, níquel son atacados. Resisten mejor (2), (3), (4), (5) y (6).

El tanque de solución puede diseñarse para que trabaje con una solución concentrada o con una solución diluida.

En el primer caso hay que dejar un sector, o canastilla para depositar el sulfato de aluminio que se va a disolver.

En plantas grandes se requiere construir cámaras especiales para ello, en el cual se hace percolar el agua a través de un lecho de bloques de este coagulante para preparar la solución concentrada. Tal es por ejemplo, el sistema utilizado en Guandú, Río de Janeiro. La solución así preparada es medida en un simple sistema de orificios.

Cuando se usa una solución diluida, se agrega en el tanque una cantidad medida del coagulante, de acuerdo con la concentración que se desee, se revuelve durante cierto tiempo hasta que se disuelva. En este caso, hay que disponer por lo menos de dos unidades para poder trabajar en forma alternada con ellas.

Las soluciones de sulfato de aluminio, siempre contienen impurezas, de manera que es conveniente colocar la salida del flujo a una cierta altura sobre el fondo, para

evitar que los sedimentos que se depositen en él sean arrastrados por el líquido y obstruyan los aparatos de medida.

La agitación de las soluciones de coagulantes no es necesaria una vez que éstos se solubilizan totalmente. En cambio, en suspensiones de cal, sí es siempre esencial.

Tanques dosificadores por gravedad

Los más comunes son: (a) los de orificio regulable, (b) los de orificio fijo, (c) los proporcionales y (d) las torres de saturación.

(a) Orificios regulables

i. Modelo integrado

Una manera de hacer un dosificador de este tipo se muestra en la figura (3-3). Consiste esencialmente de una llave o válvula de plástico suspendida de un flotador de madera, corcho, caucho o plástico. La válvula se abre o se cierra desde arriba con un vástago de manejo largo.

Es preferible usar válvulas de apertura rápida, que con un giro de 180° abra o cierre completamente. De esta manera, una vez construido el dosificador, se puede calibrar para que produzca un flujo determinado para cada posición de la manija, y marcar en un círculo los centímetros cúbicos por segundo que produce.

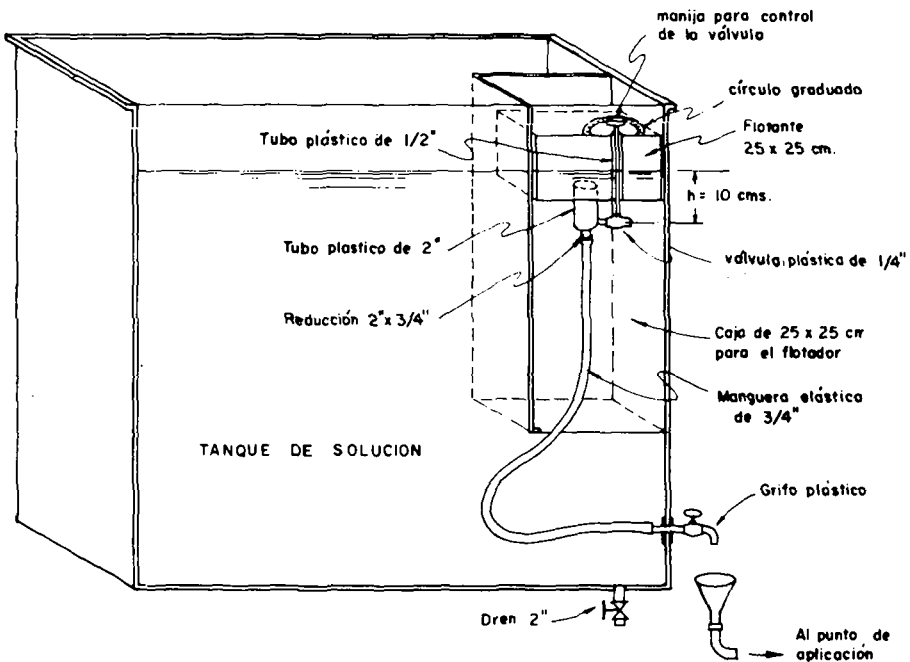


Fig. 3-3 DOSIFICADOR CON ORIFICIO VARIABLE - MODELO INTEGRADO

ii. Modelo separado (*)

El modelo (3-4) es un tanque de 15 cm de ancho por 30 a 45 cm de alto, que usa el principio conocido de la válvula a aguja "P" operada por un flotador. Este elemento permite conservar el nivel constante en las cámaras centrales "A" y "B" de forma que abriendo o cerrando la válvula plástica de salida "C", se mantenga una pérdida de carga diferencial constante Δh .

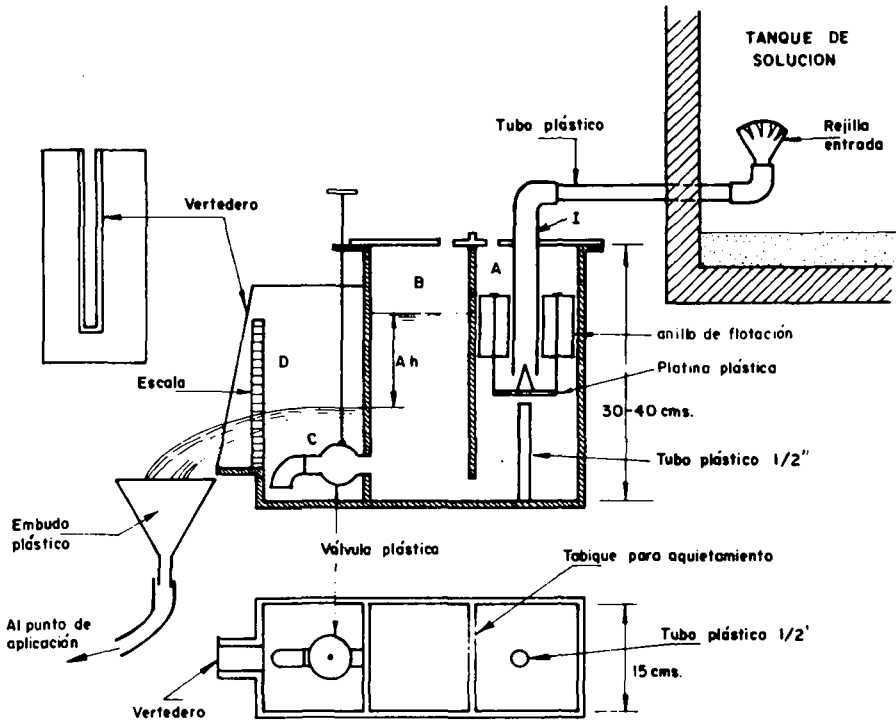


Fig. 3-4 DOSIFICADOR CON VERTEDERO - MODELO SEPARADO

La válvula viene a actuar en este caso, como un orificio sumergido, que evita la cristalización del sulfato de aluminio en los bordes de la constricción. El flujo que está pasando se mide en el vertedero D, cuya forma debe diseñarse de acuerdo con el grado de sensibilidad que se desea. Importante detalle es hacer que el flujo máximo que permita la válvula "I" cuando esté totalmente abierta, sea siempre mayor que el flujo máximo que permita el vertedero D trabajando rebosado, para evitar que las cámaras "A" y "B" puedan quedar en seco.

(*) Los diseños de dosificadores que se presentan a continuación, tienen por objeto estimular la creatividad y la inventiva de los ingenieros e industriales de los países en desarrollo, para que construyan aparatos sencillos, adaptados a las condiciones del ambiente local.

(b) Orificio fijo

i Modelo separado

Dosificadores de orificio fijo y carga variable se pueden construir de muchas maneras. En las figuras 3-5 se muestran dos ejemplos. El tipo (A) consiste de una cajilla separada de nivel constante B acoplado por manguera al tanque de solución A.

Una válvula de flotador mantiene el nivel en el tanque A. La cajilla B puede subir o bajar a través de una guía adosada a la pared del tanque, de manera que puede cambiarse la carga hidráulica al orificio dosificador.

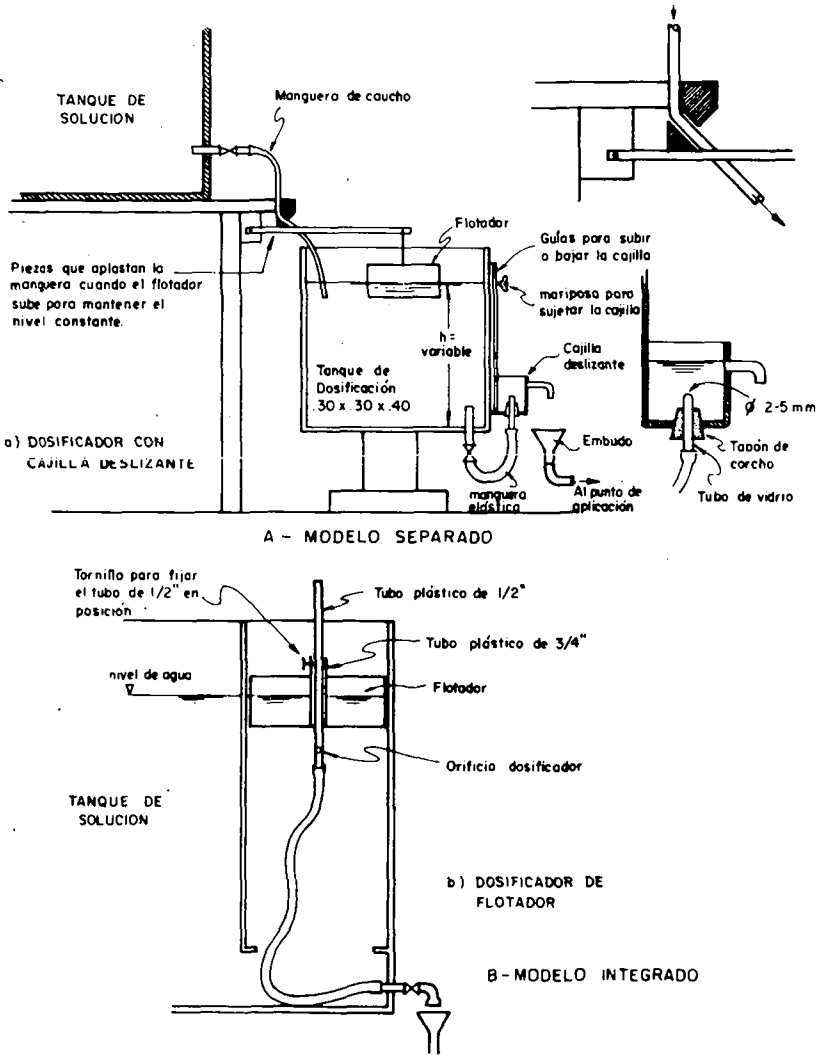


Fig. 3-5 DOSIFICADORES DE ORIFICIO FIJO

ii. **Modelo integrado**

El tipo (B) consiste de un flotador colocado en el tanque de solución como en el de la figura 3-5. Dicho flotador va perforado por un tubo de plástico dentro del cual va otro que puede deslizarse para variar la posición del orificio dosificador con respecto al nivel de agua. Con un tornillo se puede sujetar los tubos en la posición que se desee.

(c) **Dosificador proporcional**

Un interesante dosificador que aprovecha la energía del agua, se incluye en la figura 3-6 (ver referencia 28).

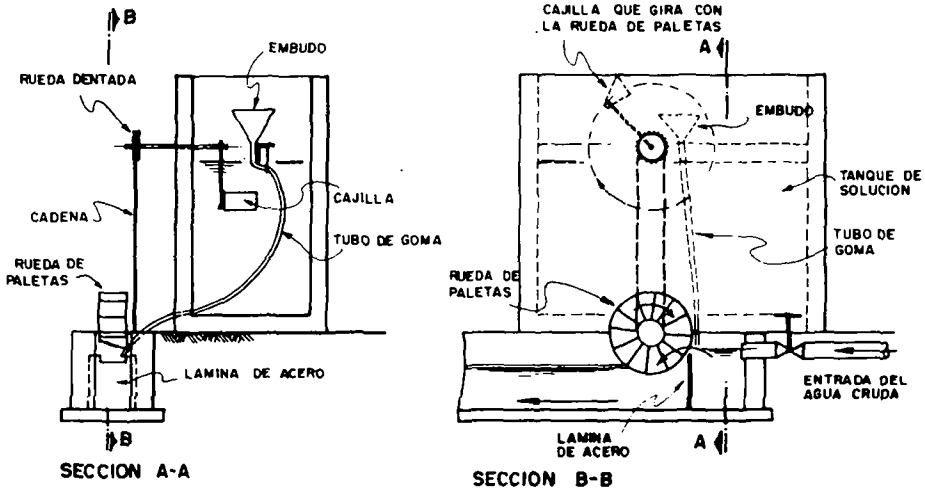


Fig. 3-6 Dosificador proporcional

El agua al pasar por la rueda de paletas A que debe colocarse en un canal con pendiente pronunciada, hace girar a través de un sistema de cadenas una cajilla dosificadora, la cual recoge cierta cantidad de solución y la vierte en el embudo C. El flujo de allí regresa a un punto debajo de la rueda, utilizando así la turbulencia creada por ella para la mezcla.

El número de revoluciones es proporcional a la velocidad del flujo. Si el flujo se suspende en la planta, la dosificación también se suspende.

(d) **Torres de saturación**

En la planta de tratamiento de Los Viscachas (Santiago de Chile) que trata hasta 6 m³/seg. el sulfato de aluminio se dosifica en bloques producidos localmente a bajo costo, los cuales se colocan en una torre de madera de pared doble, como la que muestra la figura 3-7.

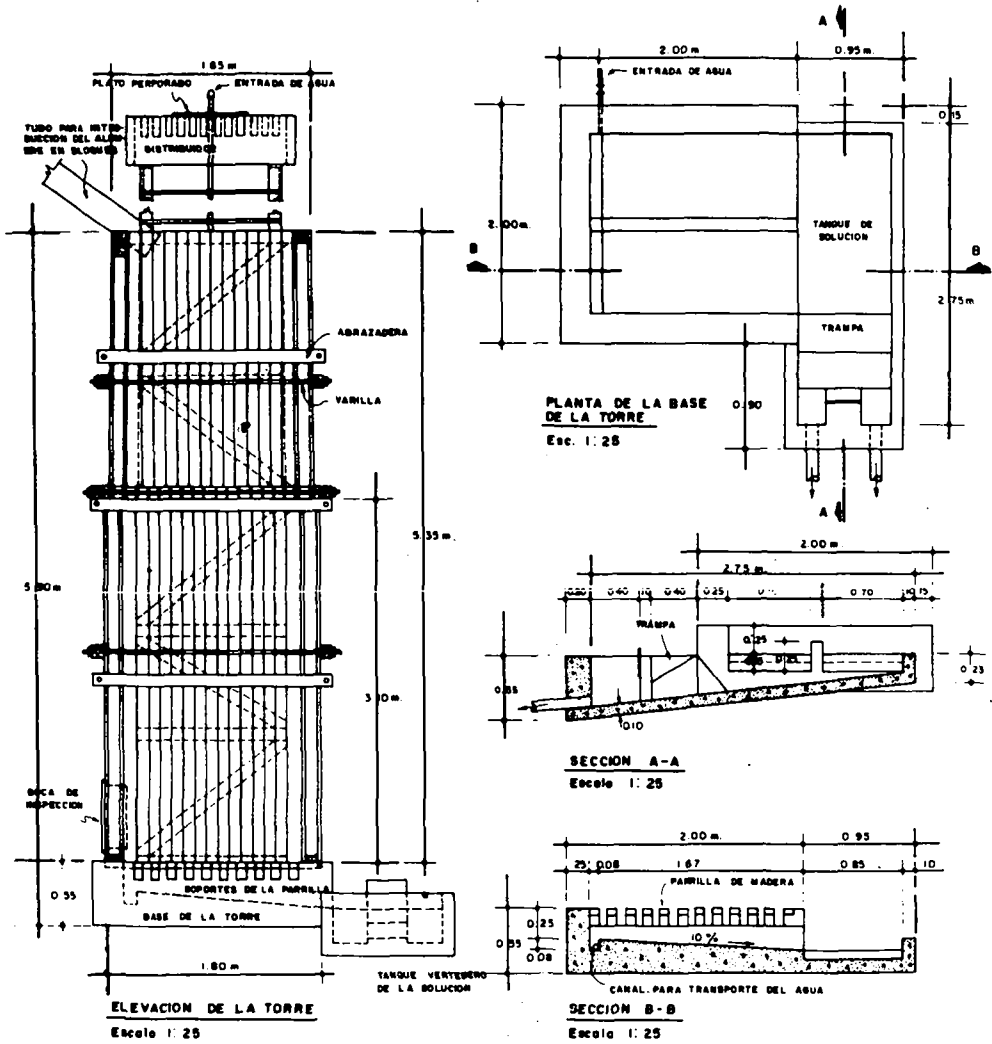


Fig. 3-7 Torre de solución de coagulantes.

El agua se inyecta (con el flujo de dosificación) por la parte superior de la torre, a través de un difusor, de manera que descienda filtrándose en el lecho poroso formado por los bloques de coagulantes. Se produce así una solución saturada.

Este tipo de dosificadores tiene la ventaja de la simplicidad, ya que el flujo se regula antes de que se produzca la solución, lo que puede hacerse con mucha facilidad, pues no se presenta problemas de corrosión.

Hay que advertir sin embargo, que la concentración de saturación varía con la temperatura. Por tanto, si hay cambios fuertes de ella, deben ajustarse las dosis, ya que una variación de 10°C a 30°C puede cambiar la concentración hasta en un 20 %.

Sistemas por bombeo

Los sistemas de bombeo constan de:

- (a) Tanques de solución y
- (b) Bombas dosificadoras.

El uso de este sistema está bastante generalizado. Se emplea preferentemente bombas reciprocantes (pistón), de diafragma, rotatorias, o de canjilones.

Las bombas de pistón son quizás las más comunes, pues inyectan un determinado volumen de solución a cada carrera del pistón, independientemente de la carga hidráulica (de succión o de impulsión) contra la cual trabajan, lo que produce una dosificación muy precisa. Son además mucho más baratas que los dosificadores en seco, y permiten mayor flexibilidad en el diseño pues pueden colocarse más bajo y a gran distancia del punto de aplicación.

Las hay de doble cabeza que trabajan con dos diferentes coagulantes o sustancias químicas al mismo tiempo.

Aplicadores de cal

La cal puede aplicarse en solución concentrada o en suspensión.

En el primer caso debe tenerse en cuenta que la solubilidad del CaO y el Ca(OH)₂ varía con la temperatura como se indica a continuación:

T°C	Solubilidad grms/litro	
	CaO	Ca(OH) ₂
0	1.40	1.85 pH = 12.8
10	1.33	1.76
20	1.25	1.65
25	1.20	1.59 pH = 12.6
30	1.16	1.53
40	1.06	1.40 pH = 12.5

El tamaño de las partículas influencia la solubilidad. Cuanto más pequeñas sean éstas, mayor solubilidad tienen en el agua, por eso la cal recién apagada es más soluble que la cal vieja.

La cal en solución se puede aplicar como indica la figura 3-7a, que es un sistema similar al descrito en la figura 3-7 para el sulfato de aluminio.

Este saturador de cal ampliamente usado en Brasil, consiste de un tanque de nivel constante A y un tanque cónico hecho de concreto o metálico debidamente protegido. El agua entra por la cajilla A, es medida por un medidor de tipo domiciliario B, y llega al tanque cónico C en donde se satura de cal. La solución saturada sale por E. El material inerte y los depósitos de carbonato de calcio, se extraen por el dren I. Este sistema es muy adecuado cuando la pureza de la cal es baja.

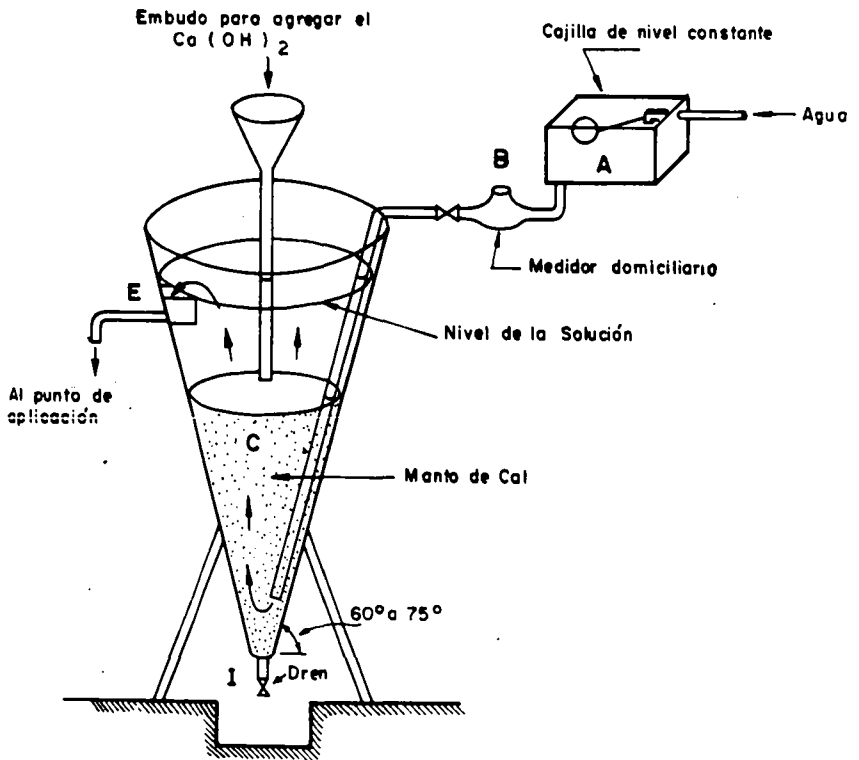


Fig. 3-7a Saturador de cal

La carga superficial de diseño suele hacerse entre 1.0 y 1.5 kg/hora de CaO por metro cuadrado de área horizontal. Puede aumentarse hasta 4.0 kg haciendo continua la alimentación de cal en el tanque C. Puede ubicarse fuera del edificio de la planta y utilizarse para pre y post alcalinización simultáneamente.

II. DISPERSION DE LOS COAGULANTES

Introducción

Una de las conclusiones que se desprende de las recientes publicaciones (12), (32), (33), (34) y (35), es la importancia que tiene la rapidez con que se dispersan los coagulantes en el agua, para todo el proceso de clarificación posterior. Este era un concepto que en forma más o menos empírica se había ya establecido, pero eran pocos los estudios que entraron a analizar a fondo puntos tales como: ¿qué rapidez debe tener la mezcla rápida? O ¿cuál es la eficiencia comparada de los diferentes tipos de reactores?

Aún es mucho lo que queda por hacer, para contestar cabalmente estas preguntas, pero ya tenemos al menos una mejor comprensión del problema.

La dispersión de los coagulantes puede considerarse que progresa en tres fases distintas que son conceptual y prácticamente diferentes:

1a. fase: Hidrólisis de los iones de Al (III), Fe (III). Según Hahn y Stumm (12) esta fase se realiza en un tiempo extremadamente corto, que ha sido estimado entre 10^{-10} seg y 10^{-3} seg.

2a. Fase: Polimerización o reacción de los iones hidratados, para formar especies diméricas y poliméricas. Se realiza en un tiempo que puede variar entre 10^{-2} seg y 1 segundo.

3a. Fase: Difusión de los compuestos formados y adsorción de ellos en las partículas coloidales. De acuerdo con los autores citados, el tiempo necesario para cubrir el coloide y desestabilizarlo puede variar entre 8.5×10^{-5} segundos mínimo y 2.4×10^{-4} segundos máximo.

Una vez desestabilizados los coloides, empiezan a aglutinarse formando primero microflóculos o partículas con diámetro inferior a una micra, lo que puede tardar menos de 60 segundos; luego estos núcleos se aglutinan en partículas mayores (16.8 segundos a 546 segundos) y, por último, se hidratan aumentando su volumen. Según Camp (4) la floculación puede completarse virtualmente de 3 a 6 minutos con muy poco incremento posterior del volumen de floc.

Los varios productos que se forman, no sólo aparecen con diferente velocidad, sino que tienen distinta capacidad para desestabilizar las partículas coloidales. Se cree que los monohidróxidos simples y polímeros por ejemplo, son varias veces más eficientes como coagulantes que los hidróxidos neutros $Al(OH)_2$, $Fe(OH)_3$ que resultan como producto al final de la serie de reacciones hidrolíticas (Véase el capítulo II).

De aquí se deduce que si las reacciones físico-químicas entre el agua y los coagulantes se completan antes de que estos últimos o sus productos iniciales, hayan tenido oportunidad de ser adsorbidos por las partículas coloidales, la eficiencia del proceso disminuye notablemente, lo que se traduce en un desperdicio de coagulante, pues hay que dosificar más para obtener los resultados, que se hubieran podido conseguir si la mezcla hubiera sido adecuada.

Vral y Jordan (32) consideran que la velocidad aparente de aglutinación de las partículas, puede aumentar hasta 3.5 veces con sólo mejorar la mezcla rápida. Como ejemplo práctico, se puede citar el hecho de que en la planta de tratamiento de Guandú (Río de Janeiro, Brasil), en donde el sulfato de aluminio era agregado en un canal abier-

to muchos metros antes del salto hidráulico producido por la canaleta Parshall de aforo, con sólo mover el sitio de aplicación al área de flujo crítico en la canaleta, se logró una economía del 12 % en el uso de coagulantes.

Shannon (38) informa de resultados aún más halagadores obtenidos en 1960 en la planta de tratamiento de Detroit, en donde el cambio en el punto de aplicación y la colocación de difusores en la cámara de mezcla, consistentes en tubos de 3" de diámetro, con huecos de 1" espaciados 15 cm centro a centro, produjeron una reducción del 33 % en el empleo de coagulantes y disminuyeron entre el 60 y el 75 % la turbiedad del agua sedimentada. Véase la figura 3-8.

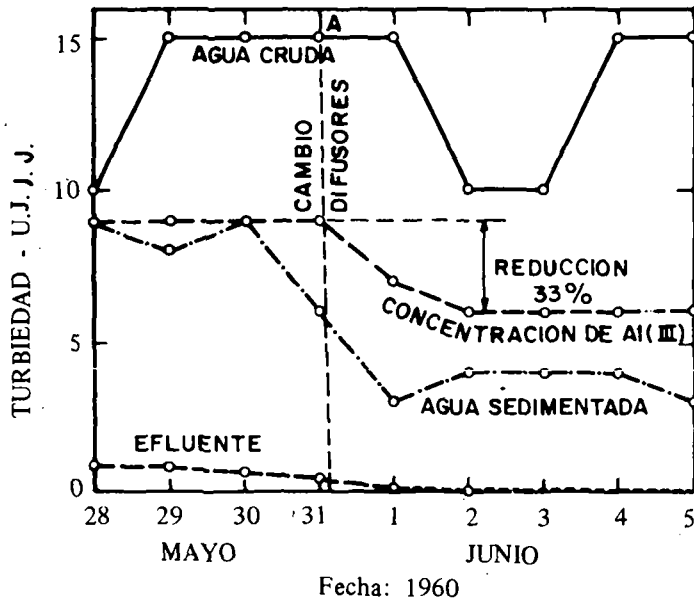


Fig. 3-8 EFECTO DEL CAMBIO EN EL PUNTO DE APLICACION DEL $Al_2(SO_4)_3$ Y USO DE DIFUSORES EN SPRINGWELLS (según Shannon)

Resulta de aquí que el punto que se escoja para aplicar los coagulantes tienen una definitiva importancia.

Debe seleccionarse siempre el lugar donde se produzca una mayor turbulencia en el reactor.

En mezcladores de paletas, éste generalmente está en el fondo y debajo del eje. En canaletas Parshall, en el sector donde se produce el salto hidráulico, etc.

Velocidad de la mezcla

La velocidad con la cual los coagulantes deben dispersarse en toda la masa de agua, depende de la velocidad de las reacciones de éstos con la alcalinidad y con el agua misma.

Si el coagulante es agregado en el tiempo $t = t_1$ y alcanza a ser dispersado completamente en el tiempo $t = t_2$; $(t_2 - t_1)$ = será el tiempo que tardó en efectuarse la mezcla. Por otro lado, si $t = t_R$ es el tiempo que tarda en completarse la reacción de los coagulantes con el agua y la alcalinidad, para que la mezcla sea eficiente, t_M (tiempo de mezcla) debe ser menor que t_R (tiempo de reacción).

Ahora bien, el tiempo de reacción t_R parece estar influenciado por las características de la fase acuosa, esto es por el pH y la alcalinidad del agua.

Los estudios realizados por Stenquist y Kaufman (34) demostraron que a medida que la alcalinidad del agua cruda es mayor, el proceso de floculación queda más afectado por la velocidad con que se dispersan los coagulantes. Con poca alcalinidad (< 30 mg/lit) la mezcla puede ser más lenta. En cambio con la alcalinidad del orden de 70 mg/lit la dispersión debe ser casi instantánea, si se quiere optimizar el proceso.

Aparentemente la alcalinidad por su capacidad amortiguadora o por una acción más directa con los iones $[\text{HCO}_3^-]$ ó (OH^-) , influencia la velocidad y extensión de las reacciones, demorando la formación de los productos de hidrólisis iniciales y la aparición de los hidróxidos neutros menos activos.

Métodos para realizar la mezcla rápida

En plantas de tratamiento la mezcla rápida se puede realizar en dos formas:

- (a) Con mezcladores de flujo de pistón y
- (b) Con retromezcladores.

En los primeros, la adición de coagulantes se hace al pasar la masa de agua por un punto determinado, en el cual se produce una fuerte turbulencia inducida por un aparato hidráulico (orificio, vertedero, constricción, etc.).

En los segundos, el agua es retenida en una cámara especial por un tiempo de detención nominal V/Q de 10-60 seg., en donde se aplican los coagulantes, mientras se agita con una turbina o paleta rotatoria o cualquier otro sistema para crear turbulencia.

La diferencia entre ambos métodos es amplia. En los retromezcladores, el agua que entra y acaba de ser dosificada con el coagulante, se mezcla con el agua previamente retenida en la cámara y que hace algún tiempo recibió la dosis de coagulante. Esto produce una interacción entre los compuestos químicos iniciales, que se forman en la masa de agua que llega y los previamente formados en la masa de agua retenida en el tanque, lo que no parece beneficiar el proceso como se verá más tarde.

En los reactores de flujo de pistón, en cambio, no parece existir este fenómeno, pues, el flujo a medida que va pasando va recibiendo su inyección de coagulante, y la intermezcla entre las masas de agua es mínima.

En ambos casos la turbulencia puede crearse hidráulica o mecánicamente, esto es utilizando la energía cinética que trae el agua o introduciendo en el flujo energía procedente de una fuente externa.

Mezcladores de flujo de pistón

Los sistemas más comunes son: (a) Salto hidráulico, (b) Canaleta Parshall, (c) Tubo Venturi, (d) Dispersores. Debemos insistir en que para que los mezcladores de flujo de pistón sean eficientes, los coagulantes deben estar completamente en solución antes de ser inyectados.

(a) Salto Hidráulico(*)

Ya en 1927, Levy y Ellms (17) habían propuesto el uso del salto hidráulico para mezclar los coagulantes, debido a la gran energía consumida por él, la cual se transforma en turbulencia.

La condición básica para que se pueda producir es:

$$\frac{y_2}{y_1} = \frac{1}{2} \left(\sqrt{1 + 8 F_1^2} - 1 \right) \tag{3-1}$$

donde y_1 = profundidad del agua inmediatamente antes del salto.

y_2 = profundidad del agua después del salto.

$$F = \text{número de Froude} = \frac{v}{\sqrt{g \frac{A}{L}}} \quad \begin{array}{l} v = \text{velocidad del flujo} \\ A = \text{área transversal del canal} \\ L = \text{ancho del canal a nivel del agua} \end{array}$$

El salto se forma mejor a F entre 4.5 y 9(**). La energía consumida en turbulencia en este caso puede estar entre el 45 % y el 70 %, lo que lo hace un mezclador muy eficiente. El cálculo de ésta se hace a partir de las diferencias en energía específica antes y después del salto. Así:

$$\Delta E = E_1 - E_2 = \frac{(y_2 - y_1)^3}{4 y_1 y_2} \tag{3-2}$$

(b) Canaleta Parshall (*)**

La canaleta Parshall (***) es una de las formas más comunes de producir una mezcla hidráulica. Debido a su forma la velocidad del flujo aumenta en la sección de aproximación y pasa por la profundidad crítica (F = 1) al comienzo de la garganta. El incremento brusco de la pendiente (2.67: 1) acelera el agua creando régimen supercrítico, el cual se resuelve en un salto hidráulico al encontrar la pendiente negativa de la

(*) Para mayor información sobre los aspectos hidráulicos del problema, ver Ref. (39) Cap. 15.

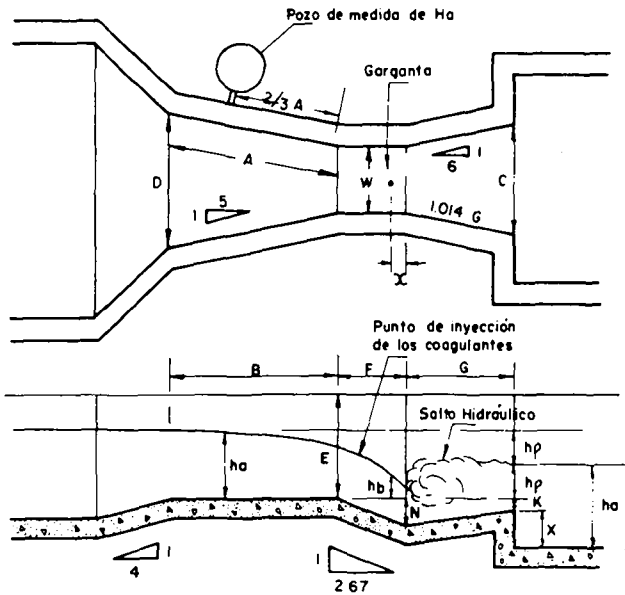
(**) El salto hidráulico con F entre 4.5 y 9 se llama salto estable.

(***) La canaleta Parshall se llamó así en honor al ingeniero Ralph L. Parshall (1881-1960) del Departamento de Agricultura de Estados Unidos quien a partir de 1915 realizó los estudios sobre la canaleta que lleva su nombre.

Para mayor información sobre los aspectos hidráulicos ver Ref. (26) pag. 218, y Ref. (36) pag. 536

sección G, en la que el régimen es subcrítico. Este salto hidráulico es el que se puede usar como sistema de mezcla. A fin de que trabaje en forma eficiente, la canaleta debe funcionar con descarga libre.

La relación H_b/H_a (ver Fig. 3-9) se llama grado de sumersión. Para que la descarga sea libre, el grado de sumersión debe ser menor de 0.60, si la canaleta tiene w menor de 0.30 m; y de 0.70 m, si w está entre 0.30 y 2.50 m. En el salto hidráulico se produce una pérdida de carga H_p que representa la energía consumida en turbulencia, y que es la que se utiliza para la mezcla. Para el 70 % de sumersión $H_b = 0.30 H_a$, lo que permite calcular la pérdida de carga y la energía disipada.



DIMENSIONES DE LAS CANALETAS PARSHALL, Cms.

W	A	B	C	D	E	F	G	K	N
7.6	46.6	45.7	17.8	25.9	45.7	15.2	30.5	2.5	5.7
15	62.3	61.0	39.4	40.3	61	30.5	61	7.6	11.4
30	137.5	134	60.5	83.8	91.5	61	91.5	7.6	22.8
50	148	144	80.5	107.7	91.5	61	91.5	7.6	22.8
75	158	156	105.5	137.5	91.5	61	91.5	7.6	22.8
100	171	168	130.5	167.5	91.5	61	91.5	7.6	22.8
150	197	193	180.5	226.9	120	61	91.5	7.6	22.8

Fig. 3-9

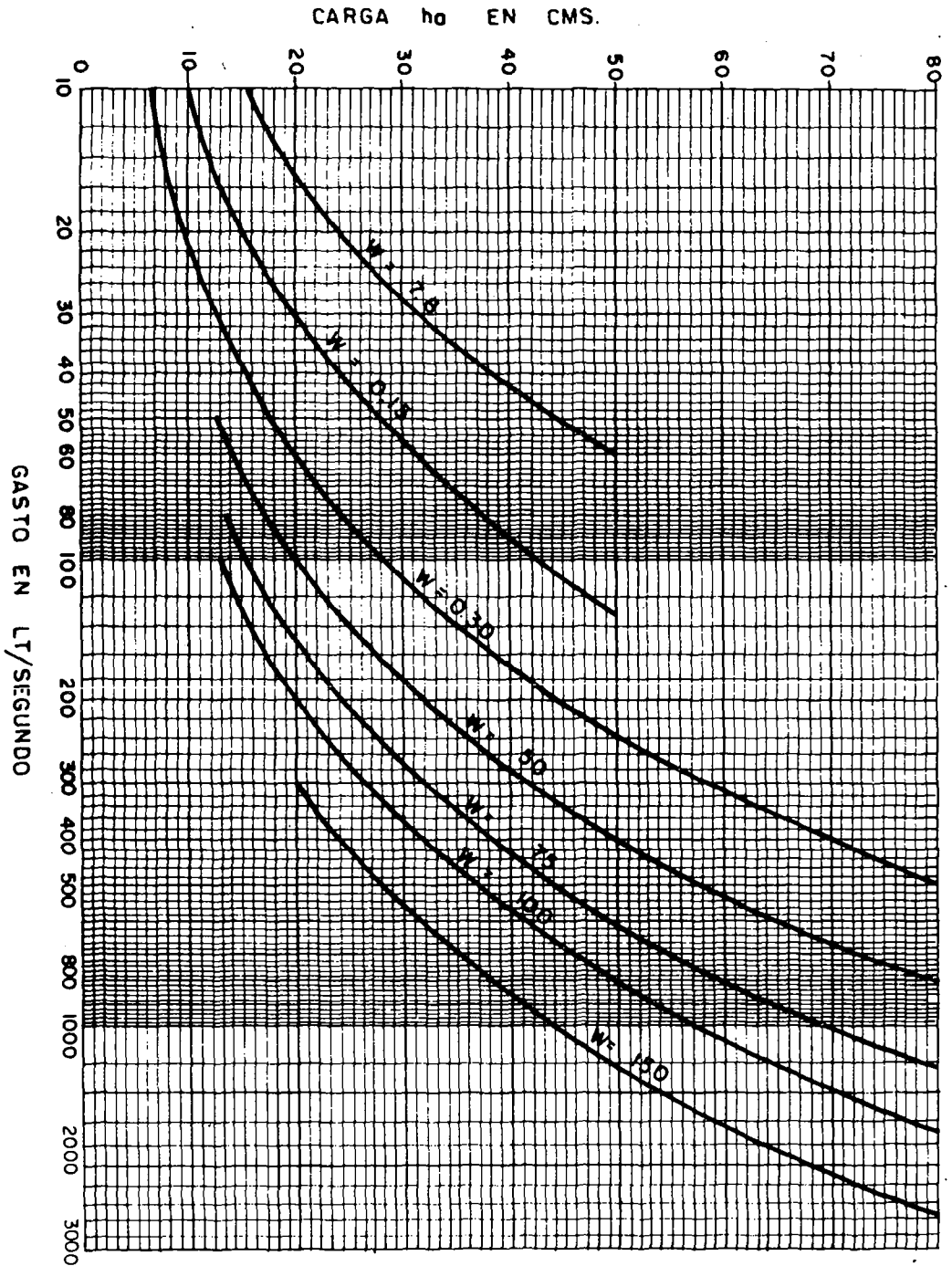


Fig. 3-10 Gasto dado por canaletas Parshall trabajando con descarga libre.

(c) **Tubo Venturi**

Algunos diseñadores prefieren utilizar el tubo Venturi, como mezclador rápido a la vez que como sistema de medida. La eficiencia del tubo Venturi al respecto es incierta, ya que no se sabe cuánto de la pérdida de carga que se produce, se debe a la energía disipada en turbulencias y cuánto en fricción contra las paredes del tubo.

(d) **Dispersores**

Los dispersores pueden producir una mezcla extremadamente rápida de los coagulantes en el agua y su uso está despertando por eso un creciente interés.

Se basan en el empleo de múltiples puntos de aplicación. Habiendo uno solo, la solución de coagulante se difunde de acuerdo con la velocidad del flujo formando un ángulo con la pared del conducto. La mezcla con el agua sólo viene a ser completa después de una distancia L . Si en cambio se tienen varios puntos de aplicación, el fenómeno se superimpone y la mezcla llega a ser uniforme a una distancia L mucho menor que en el caso anterior.

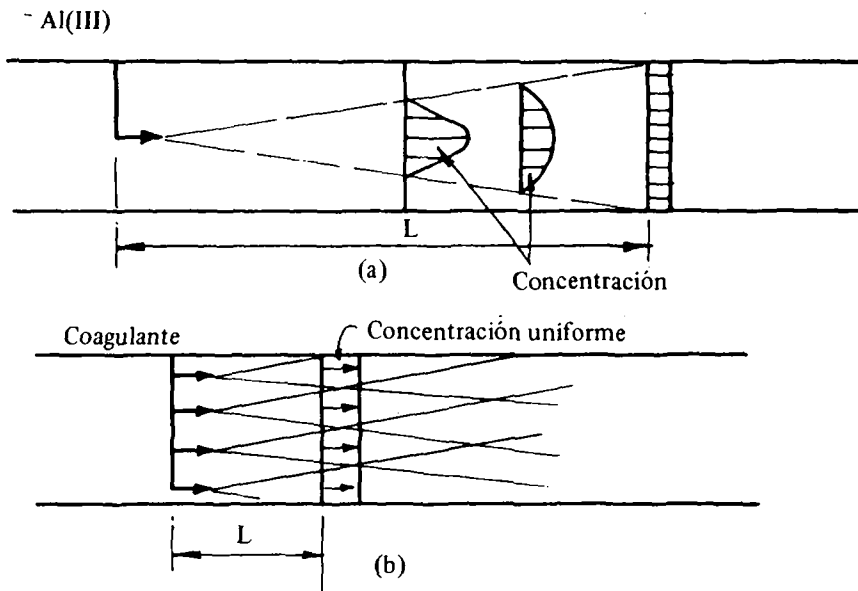


Fig. 3-11

Se deduce de aquí que entre más puntos de aplicación se tengan, más rápida es la dispersión.

En la práctica, se pueden construir mallas de tubos perforados que se introducen en el conducto afluente de entrada, como indica la figura 3-12.

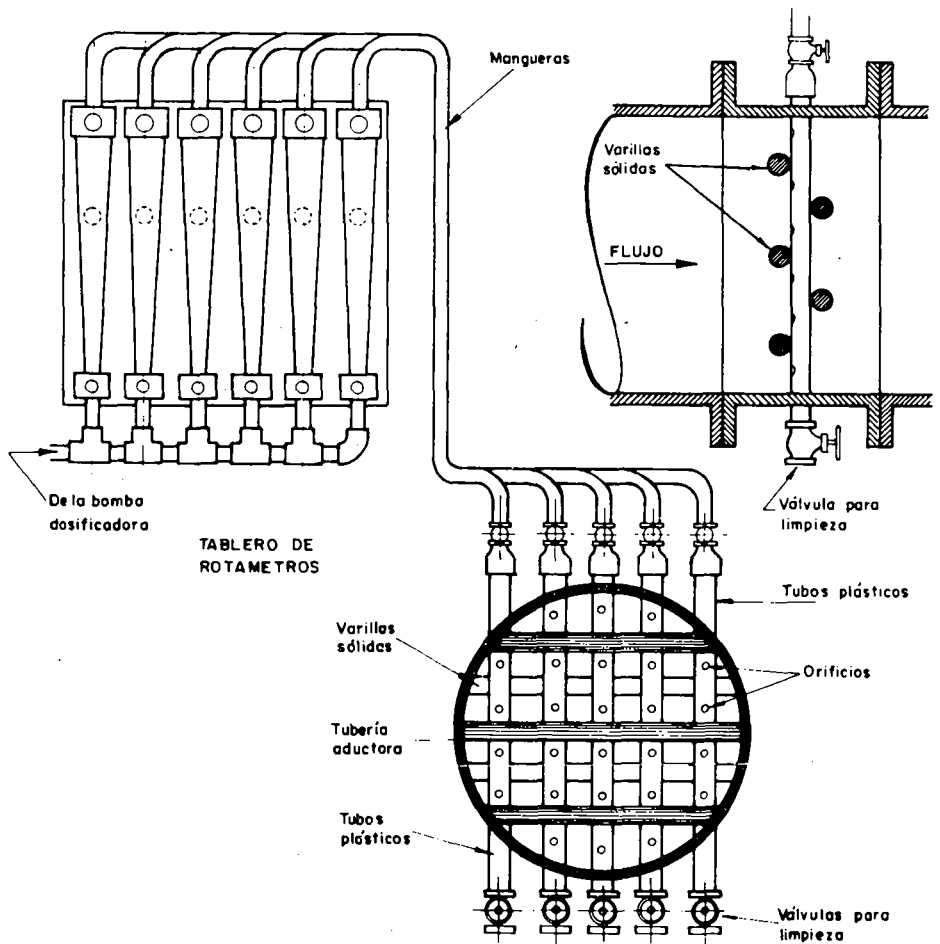


Fig. 3-12 SISTEMA DE MEZCLA CON DIFUSORES

Stenquist y Kaufman (34) encontraron que era necesario llegar hasta un orificio por pulgada cuadrada (16 orificios por decímetro cuadrado) para obtener una mejora significativa en el proceso en comparación con otros tipos de reactores. Esto puede ser difícil de realizar en la práctica, pues el diámetro de ellos resultaría demasiado pequeño y podrían taponarse con frecuencia. Podría pensarse por tanto en hacer el mayor número de orificios posibles, considerados los problemas de operación.

Si E es el espaciamento, centro a centro, entre los elementos de la malla y d el diámetro externo de ellos, para un E/d mayor de 3 la pérdida de carga es menor de 15cm como se ve en la tabla 3-2.

La pérdida de carga h_L puede calcularse con la fórmula:

$$h_L = K_L \frac{v^2}{2g} \tag{3-3}$$

En donde v = velocidad de aproximación del flujo.

$$K_L = \frac{S^2}{(1-S)^2} \quad S = \frac{\text{Area transversal de los difusores}}{\text{Area total del tubo matriz}}$$

Tabla 3-2 Pérdida de carga producida por una malla de tubos

v m/seg	h_L (cms)	
	E/d = 4 S = 0.45	E/d = 2 S = 0.75
0.30	0.51	1.52
0.60	2.03	6.35
0.90	4.30	14.50
1.20	7.60	25.40
1.50	12.00	40.00

Este tipo de mezcladores produce dos clases de turbulencias: la creada localmente por el impacto del flujo en la malla, y la que se produce aguas abajo de la malla. Es la primera la que tiene mayor influencia en la mezcla.

Teniendo en cuenta esto Vrale y Jordán (32) experimentaron con un mezclador de dispersión que tiene menor número de orificios y alta turbulencia local producida por una restricción, como el que aparece en la figura 3-13(a). Su eficiencia resultó ser más alta que la de los retromezcladores convencionales.

Otro tipo de reactor de flujo de pistón usado en algunas plantas de los Estados Unidos es el que aparece en la figura 3-13(b).

FIG. 3-13 (a) DISPERSOR DE ANILLO

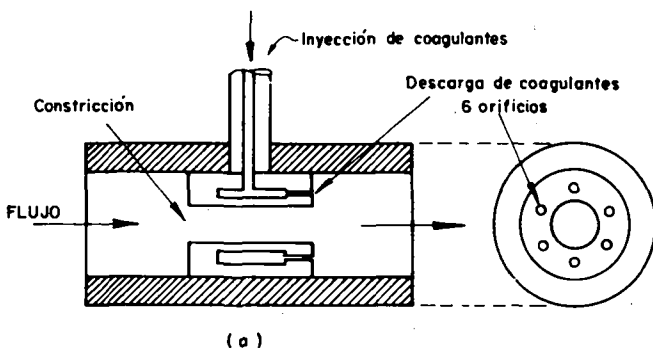


FIG. 3-13 (b)
DISPERSOR DE TURBINA
(In line instamix) Cortesía
de Walker Process USA.

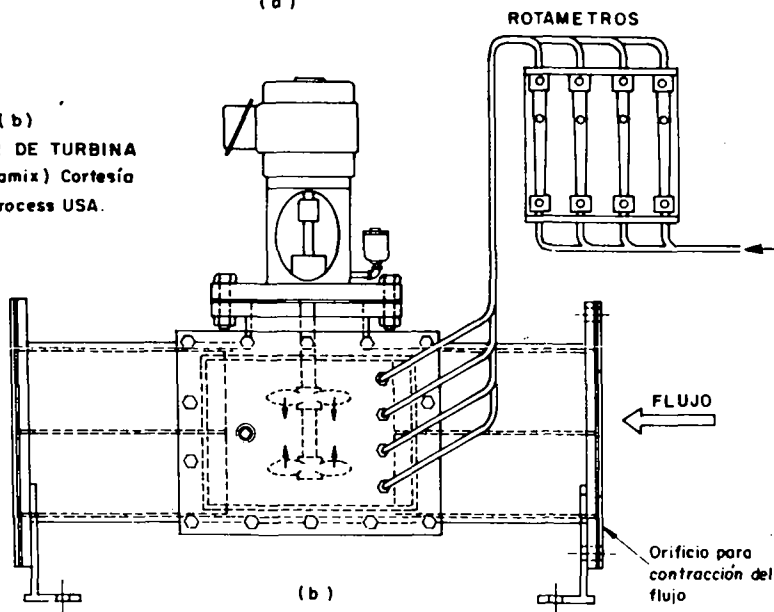


Fig. 3-13 Sistemas de inyección de coagulantes en el tubo y velocidad

La turbulencia es producida por un sistema mecánico con una turbina, a diferencia de los anteriores en que la dispersión es hecha por un sistema hidráulico.

Retromezcladores

Introducción

La retromezcla se hace en tanques rectangulares o cilíndricos donde el flujo queda retenido por un tiempo t , y es agitado por sistemas hidráulicos o mecánicos con el objeto de producir turbulencia. Los coagulantes son generalmente inyectados en un solo punto.

La pregunta básica que podría hacerse con respecto a este tipo de reactores es: ¿cuál es la rapidez de dispersión de las sustancias químicas que se puede realizar con ellos?

Los estudios de Vrale y Jordán (32), y Stenquist y Kaufman (34) coinciden en demostrar que los retromezcladores producen consistentemente los peores resultados cuando se comparan con otros sistemas de mezcla. La velocidad de dispersión parece ser mucho menos alta de lo que se había creído, y el aumento del gradiente de velocidad en las paletas no parece mejorar el proceso. Los autores antes citados coinciden en este punto con Tekippe y Ham (35), quienes informaron que los distintos valores de G usados en sus experimentos no produjeron diferencias significativas en la eficiencia del mezclador rápido de turbina.

En todos estos estudios, se ha utilizado una planta piloto de flujo continuo, en la cual se mezcló el agua cruda y los coagulantes con distintos dispositivos, se ha floculado durante 15-30 minutos y luego se ha dejado sedimentar por un cierto tiempo. Se ha tomado el sobrenadante y se le ha determinado la turbiedad residual. Esta se ha considerado como el dato básico para caracterizar la eficiencia de la mezcla inicial, por cuanto si se conservan constantes los gradientes en la floculación y el período de detención en la sedimentación, el único factor que se ha variado es la forma como se dispersan los coagulantes.

La figura 3-14 muestra la turbiedad residual del agua, para los diferentes valores de G con que se efectuó la mezcla rápida en una cámara experimental con agitación mecánica.

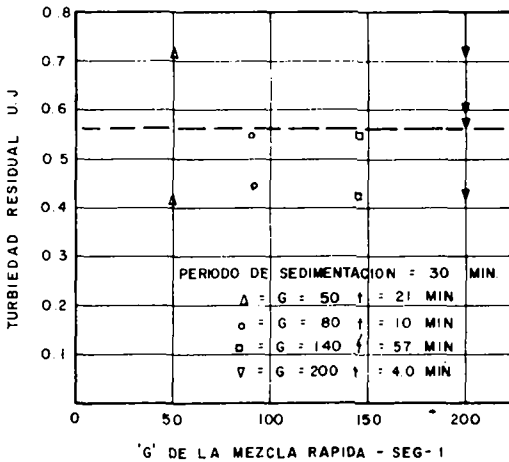


Fig. 3-14 EFICIENCIA DE UN RETROMEZCLADOR PARA DISTINTOS VALORES DE 'G' (SEGUN TEKIPPE Y HAM)

Se ve en ella como, cualquiera sea los gradientes usados en la mezcla inicial, la turbiedad residual después de 30 minutos de período de sedimentación no parece variar.

La figura 3-15 tomada de Stenquist y Kaufman (34) compara el efecto que tiene en la floculación un dispersor de 120 orificios por dm^2 y 20 orificios por dm^2 respectivamente con un retromezclador con agitación de turbina. La eficiencia está evaluada como la relación $n_1^0 =$ turbiedad del agua que entra al floculador sobre $n_1^3 =$ turbiedad del agua que sale del tercer compartimiento del floculador y se ha dejado sedimentar por 30 minutos.

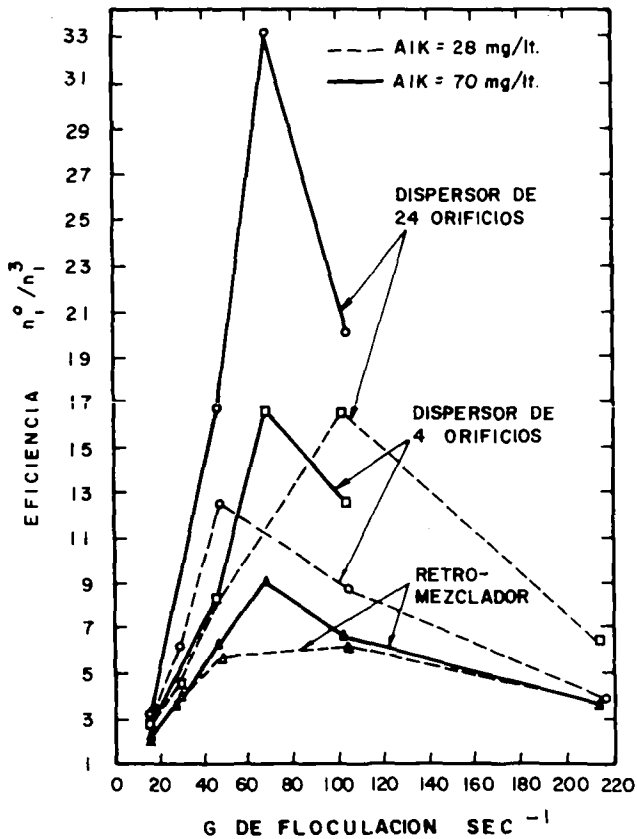


Fig. 3-15 EFECTO DEL APARATO USADO PARA MEZCLA EN LA EFICIENCIA DE LA FLOCULACION
 $t = 15$ MIN. (SEGUN STENQUIST Y KAUFMAN)

Se ve claramente que la peor eficiencia fue producida por el retromezclador, pero que la disminución de ésta fue menor cuando la alcalinidad fue menor (28 mg/lit) punto que ya se había mencionado antes.

Igualmente se ve que con mayor número de orificios mejor eficiencia se consigue, pues se logra una más rápida dispersión de los coagulantes. Los autores citados (34) dicen al respecto: "Se demostró que en un experimento de flujo continuo, una alta velocidad en el mezclador de turbina produjo remociones de turbiedad que no fueron mejores que las obtenidas cuando se agregó la solución de sulfato de aluminio, directamente en el primer compartimiento del floculador, lo que debe considerarse como una mezcla inicial muy pobre".

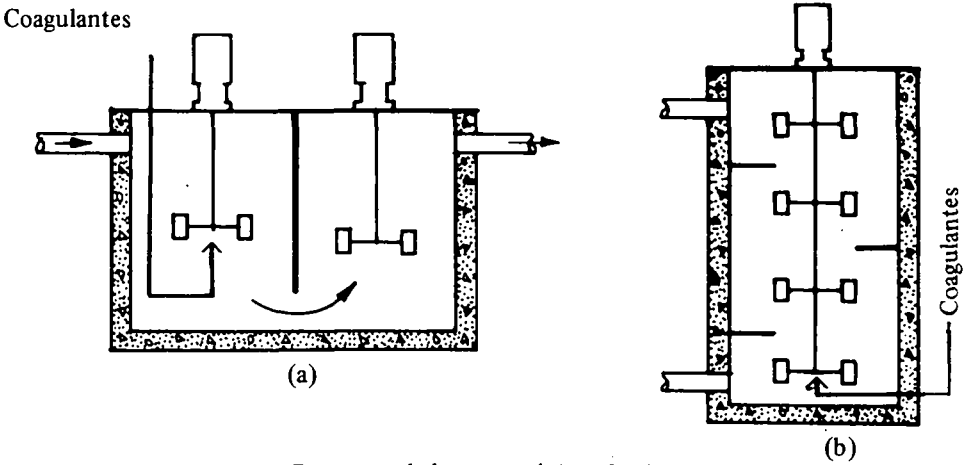
Resultados similares obtuvieron Vrale y Jordan quienes concluyen: "El retromezclador es un tipo de reactor muy ineficiente como mezclador rápido".

Varias razones podrían aducirse para explicar esto:

- (a) Podría permitir la segregación de los coagulantes, haciendo que éstos reaccionen solamente con un fracción del flujo, sobredosificando una parte de la masa de agua y subdosificando otra. Este problema es agravado cuando los coagulantes son arrojados en la superficie del reactor.
- (b) Los cortocircuitos pueden hacer que sólo un porcentaje del volumen de agua, sea retenido suficiente tiempo como para ponerse en contacto con los coagulantes.
- (c) Los compuestos químicos recientemente formados se mezclan con los ya formados, estimulando la aparición de especies menos activas.

Diferentes diseños de retromezcladores

La figura 3-16a muestra dos tipos de retromezcladores, proyectados para tratar de evitar los cortocircuitos.



Retromezcladores mecánicos 3-16A



Aplicación de sulfato de aluminio y cal en una canaleta Parshall.
Planta de Río de los Belhas - Belho Horizonte, Brasil.



Dosificación de coagulantes en seco. Planta de Tratamiento de
Tibitoc, Bogotá, Colombia.

En el caso (a), se han dejado dos cámaras con la inyección de coagulantes al centro del eje de rotación de la primera turbina. En el segundo caso (b), se ha diseñado una cámara alta con tabiques horizontales e inyección de los coagulantes en el fondo.

Los períodos de detención nominal suelen hacerse de 10-60 segundos más frecuentemente de 30-45 segundos.

La retromezcla puede hacerse también por sistema hidráulico, cuando se dispone de suficiente energía cinética en el flujo de entrada. La figura 3-16B presenta dos modelos.

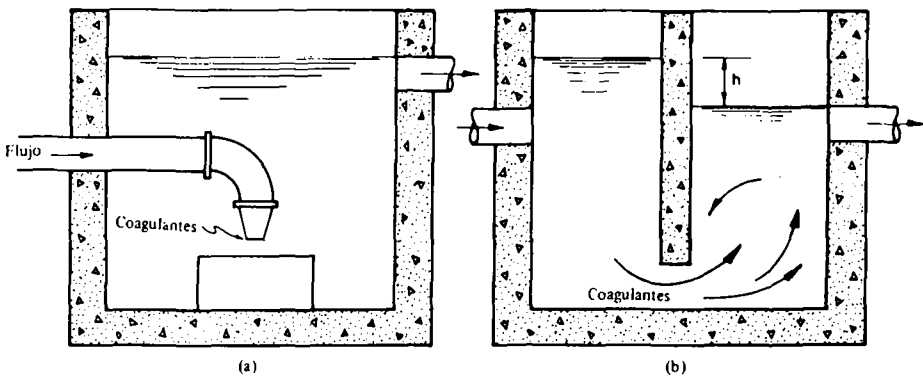


Fig. 3-16B Retromezcladores hidráulicos

Cuando se usan paletas giratorias, la componente tangencial del flujo induce un movimiento de rotación alrededor del eje llamado vórtice. El vórtice baja la eficiencia del agitador por cuanto disminuye la velocidad relativa del flujo con respecto al eje. Algunos diseñadores prefieren por eso dejar en las cámaras de mezcla tabiques transversales a la dirección del flujo o deflectores, los cuales cortan el movimiento rotacional del fluido y producen una turbulencia adicional. Tampoco se forma vórtice cuando el agitador está profundamente sumergido en el líquido. Las cámaras de mezcla deben ubicarse en puntos convenientes, preferiblemente cerca del cuarto de dosificación para disminuir la longitud de las líneas de alimentación de los coagulantes. Este requerimiento es más crítico cuando se usa cal como alcalinizante.

Cinética de la mezcla rápida

(a) Potencia consumida

En todo proceso de mezcla hay un consumo de energía para producir turbulencia, que puede ser: hidráulica o mecánica.

En el primer caso el trabajo efectuado para distorsionar las líneas de flujo es el producido por la pérdida de energía denominada pérdida de carga. Por tanto la potencia

disipada en mezcladores hidráulicos puede calcularse a partir de ella según Camp (4), así:

$$P = \frac{\gamma Q h_f}{V} \quad (3-4)$$

Donde Q = gasto o caudal
 V = volumen del mezclador
 h_f = pérdida de carga
 γ = peso específico del agua

Como $V = Al$ y $Q = Av$

$$P = \gamma v \frac{h_f}{l} \quad (3-5)$$

Donde v = velocidad promedio del flujo
 l = longitud en la cual se produce la pérdida de carga h_f .

En mezcladores mecánicos la potencia disipada es la aplicada al eje del motor, excluidas las pérdidas por eficiencia del motor y rozamiento. Su cálculo está sujeto a ciertas limitaciones por cuanto el análisis de este proceso unitario no está todavía completo.

Una hélice al girar dentro del agua establece un régimen de flujo que varía con la forma de la cámara, los deflectores que tengan y el tipo de impelente que se use. Al hablar del régimen de flujo se debe tener en cuenta todos estos factores, considerando tanto el sentido y forma de las líneas de flujo como la turbulencia que se produce al chocar las masas de baja energía de rotación con las masas de alta energía de rotación.

Por tanto en un régimen de flujo producido por una hélice, deben analizarse tres fuerzas: la fuerza de inercia caracterizada por el número de potencia, la fuerza de la viscosidad caracterizada por el número de Reynolds y la fuerza gravitacional caracterizada por el número de Froude, así:

$$\text{Número de potencia} = N_p = \frac{Pg}{\rho n^3 D^5} \quad (3-6)$$

$$\text{Número de Reynolds} = N_R = \frac{D^2 n \rho}{\mu} \quad (3-7)$$

$$\text{Número de Froude} = N_F = \frac{D n^2}{g} \quad (3-8)$$

En donde:

- P = potencia en grs. cm/seg
- n = revoluciones por segundo
- D = diámetro del impelente en cm
- ρ = densidad del fluido en gr/cm³
- μ = viscosidad absoluta gr masa/cm x seg
- g = aceleración de la gravedad en cm/seg²

El número de Froude sólo tiene importancia cuando se forma vórtice, de forma que la fuerza gravitacional actúe. Cuando no se forma vórtice, las ecuaciones (3-6) y (3-7) son las que se aplican, las cuales van relacionadas así:

$$N_p = K (N_R)^p$$

En donde K es una constante y p exponente que depende del régimen de flujo. Cuando el número de Reynolds es igual o mayor que 10⁵, se desarrollan reacciones turbulentas. En este caso, siempre y cuando se evite el vórtice, p = 0. Por tanto:

$$N_p = \frac{Pg}{\rho n^3 D^5} = K \left[\frac{D^2 n \rho}{\mu} \right]^0 \tag{3-9}$$

De donde:

$$P = \frac{K}{g} \rho n^3 D^5 \tag{3-10}$$

El mayor problema para usar esta fórmula es la evaluación del coeficiente K, el cual varía por lo general entre 2 y 7 de acuerdo con la velocidad de rotación del eje, el tipo de impelente que se usa y las dimensiones y forma del tanque. Obsérvese que la expresión (3-10) se aplica sólo para cámaras con deflectores en los cuales se ha evitado el vórtice, y que N_p es función de N_R. Para N_R > 10,000, N_p se vuelve constante.

Se han encontrado curvas (7) (39) que dan los valores de K para distintos valores de N_R. Son aplicables sólo para tanques e impelentes con condiciones similares a las de los experimentos. La figura 3-17 incluye algunos datos.

(b) Gradientes de velocidad

El gradiente de velocidad en mezcladores rápidos se calcula a partir de la potencia disipada por unidad de volumen según se vio en el capítulo anterior.

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu}} \tag{3-11}$$

- Donde P = potencia en la unidad de volumen
- μ = viscosidad absoluta

Cuando la viscosidad μ viene expresada en poises y P en gr-cm/seg-cm³ para homogenizar unidades:

$$G = \sqrt{\frac{981}{\mu}} \sqrt{P} \quad (3-12)$$

Haciendo $\sqrt{\frac{981}{\mu}} = \beta$ (3-13)

$$G = \beta \sqrt{P} \quad (3-14)$$

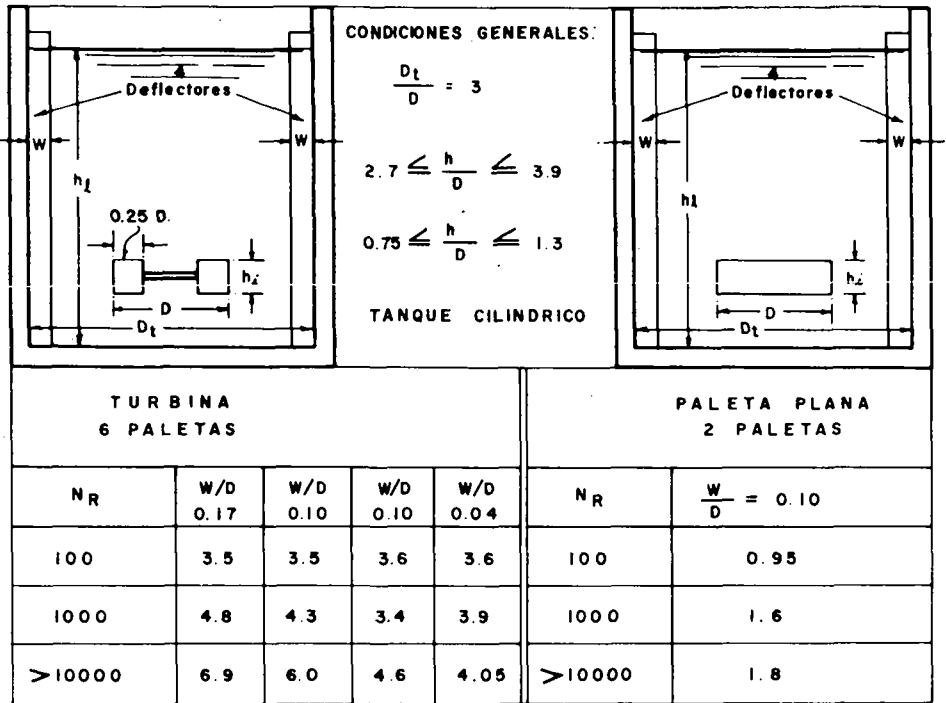


Fig. 3-17 Valores de K para diferentes anchos de tabiques deflectores

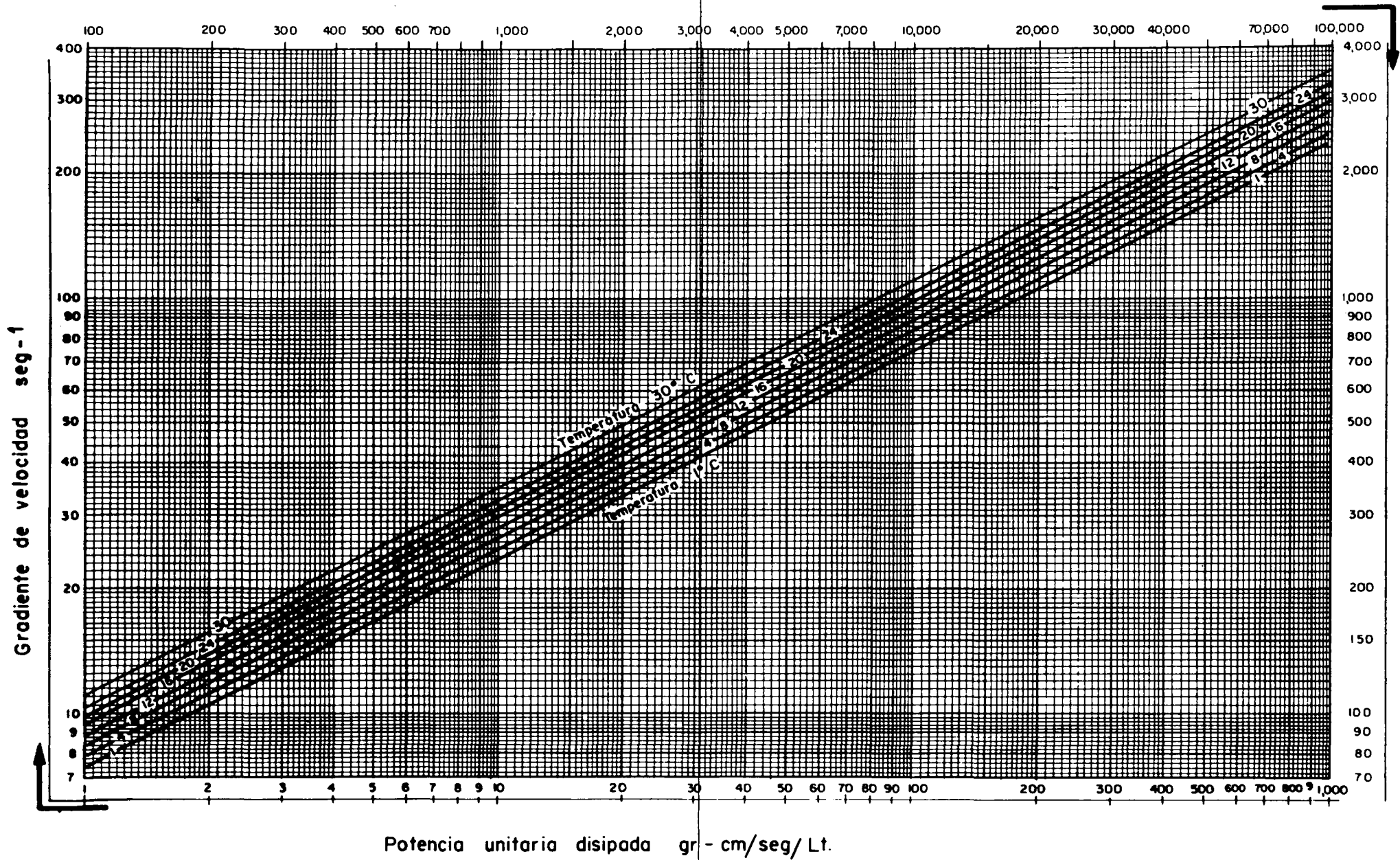


Gráfico 3-1 GRADIENTES DE VELOCIDAD PARA DIVERSOS VALORES DE LA POTENCIA UNITARIA DISIPADA

Nota.- Abscisas en la parte inferior del diagrama se leen con ordenadas del lado izquierdo. Abscisas en la parte superior se leen con las del lado derecho

La tabla 3-3 presenta valores de β para diferentes temperaturas desde 0°C hasta 30°C.

El gráfico 3-1 sirve para facilitar el cálculo de los gradientes de velocidad.

Tabla 3-3 valores de β para usar en la fórmula $G = \beta \sqrt{P}$

Temperatura °C	β	Temperatura °C	β
1	238.48	16	296.08
2	242.32	17	299.92
3	246.16	18	303.76
4	250.00	19	307.60
5	253.84	20	311.44
6	257.68	21	315.28
7	261.52	22	319.12
8	265.36	23	322.96
9	269.20	24	326.80
10	273.04	25	330.64
11	276.88	26	334.48
12	280.72	27	338.32
13	284.56	28	342.16
14	288.40	29	346.00
15	292.24	30	350.00

La tabla 3-4 incluye los valores de la densidad y viscosidad del agua para temperaturas entre 0°C y 30°C.

Valores del gradiente de velocidad en mezcladores

Cuando se usan mezcladores de flujo de pistón, se emplean gradientes de velocidad muy altos por tiempo muy corto. Aunque faltan datos concretos que permitan fijar normas al respecto, podría decirse tentativamente que gradientes entre 1000 y 2000 seg^{-1} son los más aconsejables. Por tanto cuando se utilizan canaletas Parshall como sistema de mezcla, la descarga debe ser libre y los tirantes de agua o profundidades de la lámina h_a deben hacerse mayores de 35 cm para $W \geq 30$ cms. Esto representa una pérdida de carga de $0.3 \times 30 = 10.5$. La figura 3-18 da valores de G para diferentes valores de h_a en este tipo de canaletas y una temperatura del agua de 12°C.

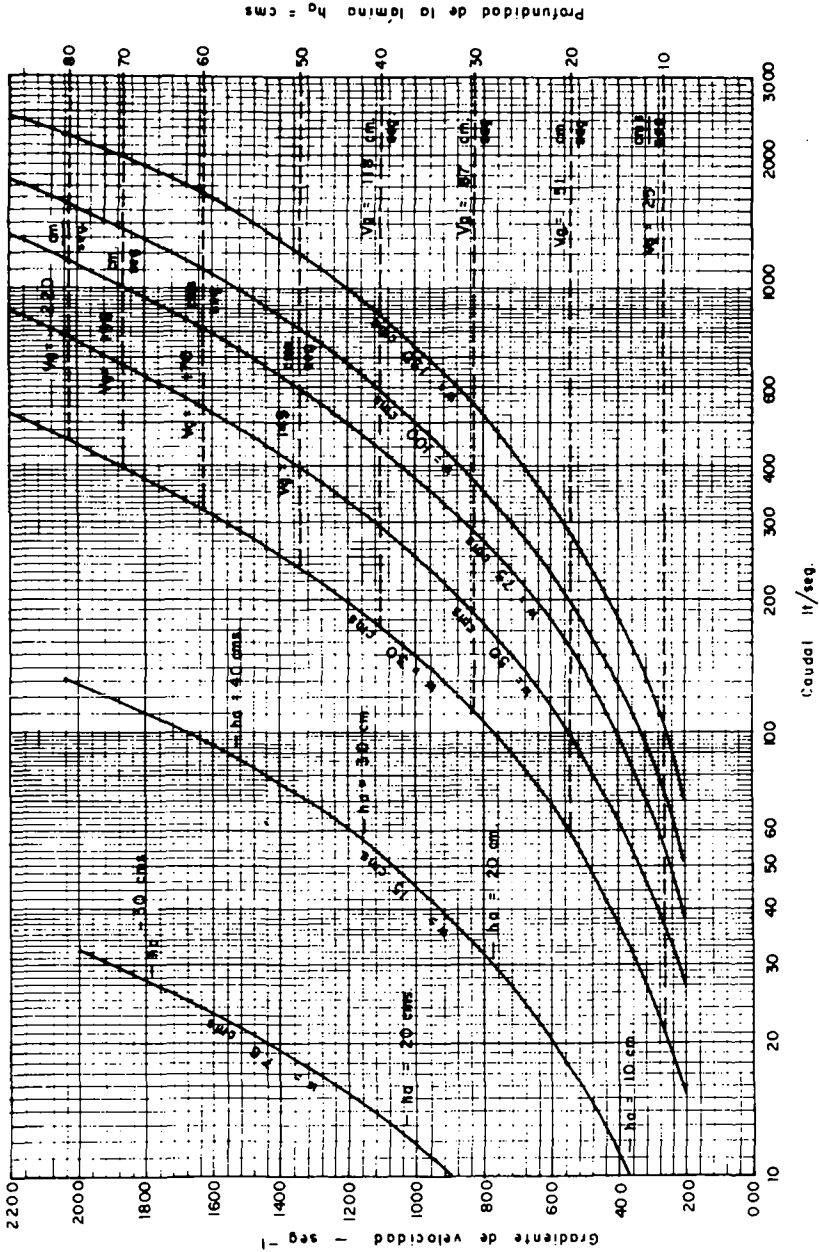


Fig. 3-18 Gradientes de velocidad y velocidad en la garganta V_g para diferentes caudales en canales Parshall.

Tabla 3-4 Densidad y viscosidad del agua

Temperatura °C	Densidad ρ gm/cm ³	Viscosidad	
		Absoluta μ grms masa (poises) cm - seg	Cinemática $\nu = \mu / \rho$ cm ² /seg (stokes)
0	0.99987	0.01792	0.01792
1	0.99993	0.01732	0.01732
2	0.99997	0.01674	0.01674
3	0.99999	0.01619	0.01619
4	1.00000	0.01568	0.01568
5	0.99999	0.01519	0.01519
6	0.99997	0.01473	0.01473
7	0.99993	0.01429	0.01429
8	0.99988	0.01387	0.01387
9	0.99981	0.01348	0.01348
10	0.99973	0.01310	0.01310
11	0.99963	0.01274	0.01274
12	0.99952	0.01239	0.01240
13	0.99940	0.01206	0.01206
14	0.99927	0.01175	0.01176
15	0.99913	0.01145	0.01146
16	0.99897	0.01116	0.01117
17	0.99880	0.01088	0.01089
18	0.99862	0.01060	0.01061
19	0.99843	0.01034	0.01036
20	0.99823	0.01009	0.01010
21	0.99802	0.00984	0.00986
22	0.99780	0.00961	0.00963
23	0.99757	0.00938	0.00940
24	0.99733	0.00916	0.00919
25	0.99707	0.00895	0.00897
26	0.99681	0.00875	0.00877
27	0.99654	0.00855	0.00858
28	0.99626	0.00836	0.00839
29	0.99597	0.00818	0.00821
30	0.99568	0.00800	0.00804

En mezcladores de dispersión con malla de tubos perforados como los descritos anteriormente, parecería que los gradientes pueden variar entre 1500 seg^{-1} y 4000 seg^{-1} con pérdida de carga no mayores de 7 cms.

Cuando se usan retromezcladores, el gradiente de velocidad que se le dé al rotor no parece guardar relación directa con la eficiencia del proceso como se observó antes. De los estudios de Vrale y Jordan (32) se podría concluir que G mayores de 300 seg^{-1} no mejoran la velocidad de aglutinación aparente de las partículas.

Por tanto el gradiente de velocidad en el eje de rotación puede hacerse entre 200 y 300 seg^{-1} y los tiempos de detención entre 15 y 30 seg^{-1} lo que da valores de Gt de 2250 mínimo a 7500 máximo.

Valores mayores de $G = 1000 \text{ seg}^{-1}$ sostenidos por 120 seg, según Camp (5), pueden retardar la formación del floc por un tiempo más o menos largo. Véase la tabla (3-5).

Tabla 3-5 Formación del floc a diferentes gradientes en mezcla rápida (según Camp)

Tiempo de mezcla rápida minutos	G seg^{-1}	Tiempo para iniciar la formación del floc - minutos
2	12.500	más de 45
2	10.800	30
2	4.400	10

Debe observarse que en los retromezcladores el gradiente de velocidad no se distribuye uniformemente en toda la masa de agua. Alrededor de las paletas del agitador puede alcanzar valores varias veces mayores que en la periferia del tanque.

Tabla 3-6 Conversiones útiles en cálculos de potencia

Unidad	Multiplicado por	Unidad resultante
gr-cm/seg	$1/10^5$	kg-mt/seg
Kg-mt/seg	$1/75$	HP
HP	0.746	KW
gr-cm/seg/cm ³	10^3	gr-cm/seg/lt
ft-lb/seg	0.1365	kg-mt/seg
ft-lb/seg/ft ³	483	gr-cm/seg/lt

Para dejar mayor flexibilidad en la operación, los motores que impulsan los agitadores deben ser de velocidad variable con relación 1:3 ó 1:4 ya sea por sistema de correas o cajas de velocidad. El factor de servicio debe estar entre 1.25 y 1.50, por cuanto se requiere funcionamiento permanente (29).

III. AGLUTINACION DE PARTICULAS

Generalidades

Una vez dispersados los coagulantes hay que producir una lenta agitación en el agua para permitir el crecimiento de floc. Este crecimiento es inducido por el contacto entre partículas de diámetro mayor de "1 μ " creado por el gradiente de velocidad de la masa líquida (*).

Tres características esenciales deben por eso estudiarse en toda floculación:

- (a) La forma de producir la agitación
- (b) El gradiente de velocidad
- (c) El tiempo de detención

Los dos objetivos básicos que se persiguen son:

- (a) Reunir los microfloculos para formar partículas mayores con peso específico superior al agua
- (b) Compactar el floc (disminuyendo su grado de hidratación) para producir una baja concentración volumétrica, que permita una alta eficiencia en la fase de separación (sedimentación - filtración).

Es muy importante tener en cuenta al respecto que la materia sólida en el floc representa entre el 2-11 % (4) de su volumen, y que el grado de hidratación depende del gradiente de velocidad que se comunique a la masa líquida, lo cual influencia el peso específico de las partículas formadas y su velocidad de asentamiento.

Concentración volumétrica del floc

Si como sugiere Camp (5) coagulamos una muestra de agua, la dejamos sedimentar, la colocamos frente a un microscopio, contamos el número de partículas presentes y medimos su diámetro, podemos calcular el volumen total del floc en un determinado volumen de agua. Este volumen puede expresarse en ml de floc por litro de agua, lo que los autores denominan concentración volumétrica de floc o concentración de floc en una muestra dada. Ahora bien, despejando αV en la fórmula (2-51) de Hudson obtenemos:

$$\alpha V = \frac{\ln \frac{N_0}{N_t}}{Gt} \pi \quad (3-15)$$

(*) Como ya se dijo en el capítulo anterior, las partículas menores de 1 μ están influenciadas más por el movimiento browniano que por el gradiente de velocidad.

Por tanto la concentración de floc V es inversamente proporcional al gradiente de velocidad G y al tiempo de floculación t , conclusión ésta de gran valor práctico. En otras palabras, esto quiere decir que es posible variar el volumen de floc, cambiando la energía que se le comunique a la masa líquida o el período de detención del floculador. La figura 3-19, dibujada básicamente con los datos aportados por Camp (5), muestra el porcentaje de agua al volumen en el floc y su concentración, para diferentes gradientes de velocidad. El agua usada fue la de la ciudad de Boston.

Se observa en dichas curvas claramente que al aumentar el gradiente de velocidad, disminuye la concentración de floc por cuanto disminuye el porcentaje de agua en él. Esto significa que si bien el floc es más pequeño se hace más compacto y puede tener una mayor velocidad de caída.

Lagvankar y Gemmel (37) sugieren que este incremento de concentración puede deberse a que por la mayor agitación del líquido, se produce una distribución de partículas por tamaños, tal que el floc grande que es el más hidratado y voluminoso, o no se forma o se forma y se rompe cuando alcanza un tamaño límite.

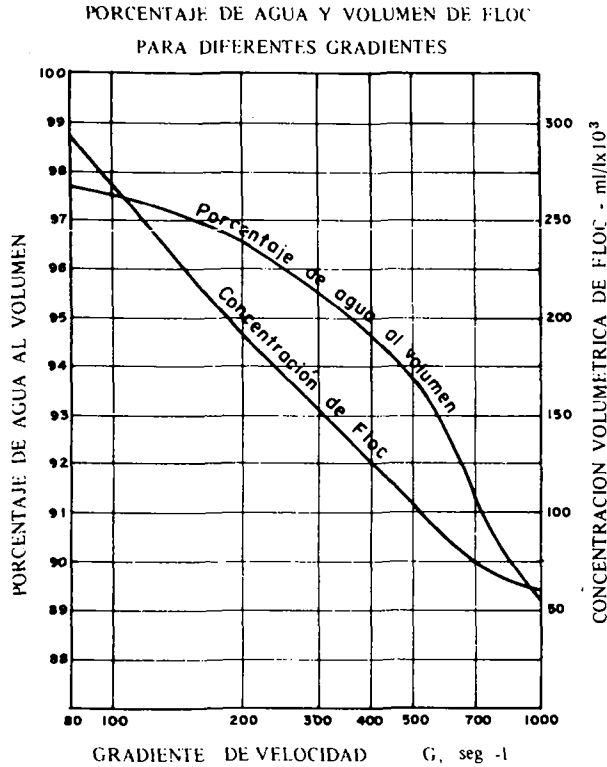


Fig. 3-19

De esta manera el volumen de floc producido con baja velocidad de agitación, puede ser hasta 25 veces más grande que el producido con alta velocidad de agitación (14). Tal cosa representa una gran diferencia en la fase de separación de sólidos que se realiza en los procesos de sedimentación y filtración. Según Hudson (14), el floc producido con un alto Gt puede reducir el trabajo de los filtros hasta 10 veces. También menciona haber observado rápido asentamiento de floc con tamaño inferior a 0.5 mm, pero que había sido obtenido con un Gt elevado.

El floc esponjoso y grande suele por eso ser inconveniente, porque sedimenta con dificultad y llena rápidamente por su gran volumen los poros del medio filtrante.

Por otra parte el volumen del floc depende de la dosis de coagulante que se aplique. Para el mismo gradiente, a mayor dosis mayor concentración volumétrica. Esto se puede deducir de la fórmula 2-53 presentada en el capítulo anterior.

Clasificación de los floculadores

Según el tipo de energía usada para producir la agitación, los floculadores pueden clasificarse en hidráulicos y mecánicos.

Los primeros según el sentido del flujo, se clasifican en: de flujo horizontal, de flujo vertical y de flujo helicoidal.

Los segundos asimismo según el sentido del movimiento, se clasifican en reciprocantes y rotatorios. Así:

Tabla 3-6 Clasificación de floculadores

Según la energía de agitación	Clasificación	Ejemplo
I. Hidráulicos	1. Flujo horizontal	Tabiques intercalados a lado y lado del tanque
	2. Flujo vertical	Tabiques colocados arriba y abajo del tanque
	3. Flujo helicoidal	- - - - -
II. Mecánicos	1. Rotatorios	Paletas giratorias de eje horizontal o vertical
	2. Reciprocantes	Paletas o cintas oscilantes.

Por lo general en Norte y Sudamérica, la floculación se realiza en una unidad separada. En Europa y Asia, en cambio, la floculación y la sedimentación se realizan conjuntamente en unidades llamadas de contacto con sólidos, de los que se hablará en el capítulo VI.

I. Floculadores hidráulicos

Floculadores de tabiques.

Los floculadores hidráulicos derivan su energía para la agitación de la masa líquida, de la carga de velocidad que el flujo adquiere al escurrir por un conducto. Puede ser de tabiques o de flujo helicoidal.

Los primeros consisten en tanques provistos de pantallas en los cuales el agua circula con una velocidad fija, produciendo cierta turbulencia en cada cambio de dirección del flujo.

Los más comunes son los de flujo horizontal y los de flujo vertical. En los primeros, el flujo va y viene alrededor de los tabiques haciendo un giro de 180° al final de cada uno. En los segundos, el flujo sube y baja en condiciones similares.

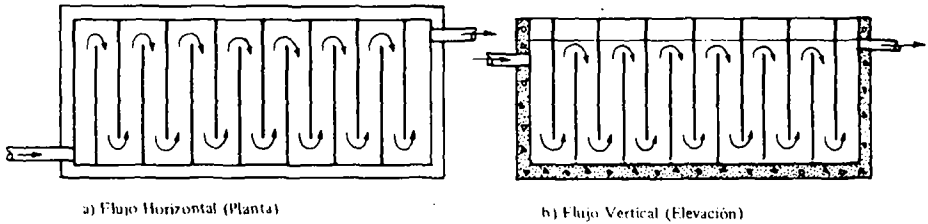


Fig. 3-20 Floculadores hidráulicos de tabiques

En ambos casos se produce una pérdida de carga h_f .

(a) Por el cambio de dirección y turbulencia h'

(b) Por ensanchamiento y contracción de la sección h''

(c) Por la fricción en los tramos rectos h_2

La suma de estas pérdidas de carga constituyen la pérdida de carga total h_f .

En los floculadores de flujo horizontal $h' + h'' = h_1$, es proporcional a la carga de velocidad $v^2/2g$, así:

$$h_1 = kN \frac{v^2}{2g} \quad (3-16)$$

donde k = constante empírica

N = número de tabiques

v = velocidad promedio del flujo = Q/A = gasto/sección transversal.

Esta velocidad promedio suele variar entre 0.10 y 0.60 mt/seg. Algunos diseñadores suelen hacer dos o tres sectores, incrementando el espaciamiento de los tabiques para producir una alta velocidad al principio (0.30-0.60 mt/seg) y baja al final (0.10-0.20 mt/seg).

Las velocidades altas (0.80 mt/seg) pueden romper el floc, mientras que las bajas (0.10 mt/seg) permiten la sedimentación de los lodos. Cada agua de acuerdo con las fuerzas que mantiene aglutinadas las partículas y los coagulantes que se usen, requiere un estudio especial al respecto.

El coeficiente k es adimensional y varía en proporción directa con la pérdida de carga e e inversa con el cuadrado de la velocidad:

$$k = \frac{2g}{N} \frac{h_1}{v^2} \quad (3-17)$$

Suele tomarse $k = 3.5$ como valor promedio, pero en realidad varía entre 2 y 4 según la rugosidad de los tabiques, el espaciamiento entre el extremo de los tabiques y la pared, la temperatura, viscosidad del agua, la forma de la punta de los tabiques (redondeada o cuadrada), etc. De los estudios de Cordón y Samayoa (10) se podría deducir que el valor más frecuente de k tiende hacia 3.0.

La pérdida de h_2 se puede calcular con la fórmula de Manning. Así:

$$h_2 = sL = \frac{(vn)^2}{R^{4/3}} L \quad (3-18)$$

donde s = pendiente del canal

$$v = \frac{Q}{A} \quad \frac{\text{gasto}}{\text{sección transversal}}$$

$$R = \text{radio medio hidráulico} = \frac{A}{P} = \frac{\text{área}}{\text{perímetro mojado}} \quad (3-19)$$

n = coeficiente de Manning (puede tomarse 0.013 para superficies de cemento y 0.012 para asbesto-cemento).

La pérdida de carga h_1 es la que predomina y puede representar hasta el 70 % de la pérdida total.

En los floculadores de flujo vertical, el espesor de la lámina de agua en la parte superior de los tabiques varía con la velocidad y el gasto y, por tanto, la pérdida de carga no es función de $v^2/2g$.

Este tipo de floculador es más compacto que el de flujo vertical, pues puede hacerse más profundo (2.0 a 3.0 mts) y por tanto requieren menor área superficial. Su principal problema consiste en la acumulación de lodos en la parte inferior de los compartimientos, los cuales son difíciles de extraer. En Brasil para solucionar este problema, se deja en la base de cada tabique que llega hasta el fondo, una abertura con un área equivalente al 5 % del área horizontal de cada compartimiento.

En esta forma se permite que el flujo se divida, y mientras la mayor parte asciende, una pequeña proporción pase directamente por el fondo, creando una turbulencia adicional e impidiendo la acumulación de sedimentación como lo muestra la figura 3-20(b). Se usa para plantas relativamente grandes (mayores de 50 lt/seg). En plantas pequeñas por razones estructurales es preferible el flujo horizontal.

Gradiente de velocidad en mezcladores hidráulicos

La potencia disipada en floculadores hidráulicos se calcula como en el caso de los mezcladores hidráulicos. Así:

$$P = \frac{\gamma Q h_f}{V} \quad (3-20)$$

$$P = \gamma v \frac{h_f}{l} \quad (3-21)$$

donde l = longitud en la cual se produce la pérdida de carga h_f .

$$\text{Como } \frac{V}{Q} = t_0 \quad P = \frac{\gamma h_f}{t_0} \quad (3-22)$$

t_0 = tiempo nominal de detención

A partir de P se calcula G , así:

$$G = \left(\frac{P}{\mu}\right)^{1/2} = \left(\frac{v h_f \gamma}{\mu}\right)^{1/2} \quad (3-23)$$

Generalmente G promedio en floculadores de pantallas varía entre 10 y 100 seg^{-1} y más frecuentemente entre 30 y 60 seg^{-1} .

Debe notarse en la fórmula 3-21 que la potencia unitaria disipada y por tanto el gradiente de velocidad, dependen de la pendiente hidráulica h_f/l , o sea, que cuanto mayor pérdida de carga h_f se produzca en la distancia l , mayor gradiente de velocidad se consigue.

Las principales desventajas de este tipo de floculadores son:

(a) Se produce mucho más pérdida de carga y por tanto gradiente de velocidad en los giros de 180° del flujo que en los tramos rectos.

(b) Cuando los tabiques son fijos, la velocidad es constante para cada flujo. Si se quiere cambiar Q la velocidad v cambia también, pudiendo ser o muy alta o muy baja.

La figura 3-21 aclara el primer punto. Se ve por ella que para una velocidad de 60 cm/seg por ejemplo, el gradiente de velocidad en los tramos rectos es de sólo 22 seg^{-1} , mientras que en las puntas de los tabiques puede alcanzar hasta 600 seg^{-1} para una pendiente hidráulica del 5.51 %.

Por tanto es conveniente disminuir la velocidad del agua en los giros de 180° del flujo para evitar la ruptura del floc. Velocidades no mayores de 15 cms/seg . son aconsejables. Por eso tradicionalmente el espaciamiento entre el extremo del tabique y el muro se ha hecho igual a 1.5 veces la separación entre tabiques, pero tal regla no debe tomarse como absoluta.

La figura 3-22 muestra la forma que adopta el gradiente de energía en mezcladores de flujo horizontal.

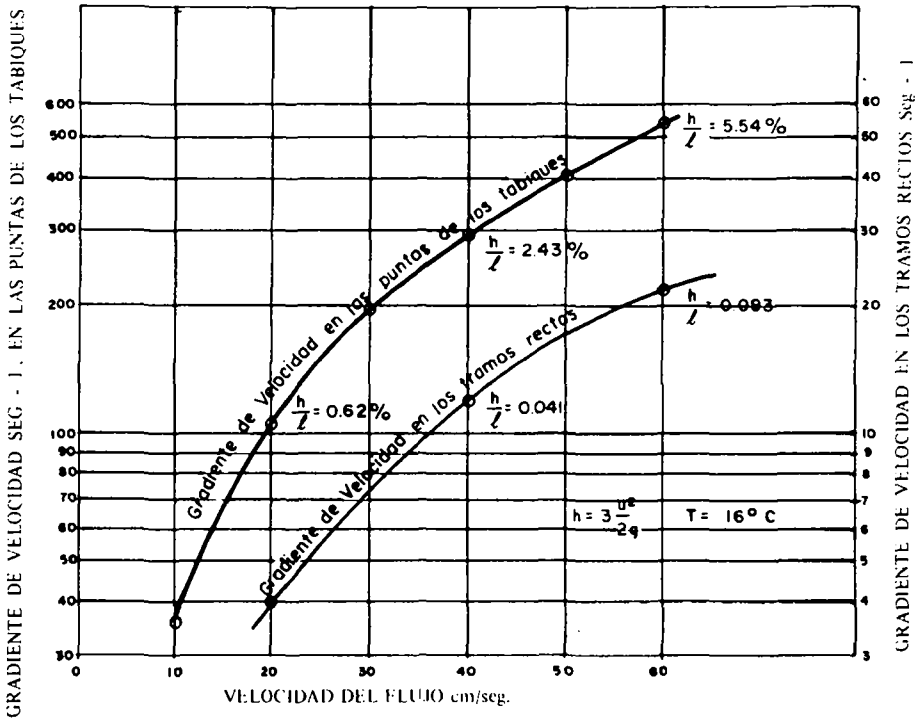


Fig. 3-21 Gradientes de velocidad en floculadores de tabiques

La segunda dificultad en este tipo de floculadores es su falta de flexibilidad. Efectivamente habiendo una sección constante en los canales, no se puede variar el gasto de la planta sin que varíe la velocidad del flujo.

Por otra parte, la longitud del canal necesario y por tanto el número de tabiques es función de la velocidad del flujo y del tiempo de retención ($L = vt$) y no del gasto, el cual sólo determina la sección (ancho - profundidad) del canal. Véase la tabla 3-7. Por tanto si se quiere hacer dos floculadores en lugar de uno, se disminuye el espaciamiento entre tabiques y el tamaño de cada tanque, pero el número de tabiques se multiplica por dos, lo que puede aumentar el costo de construcción.

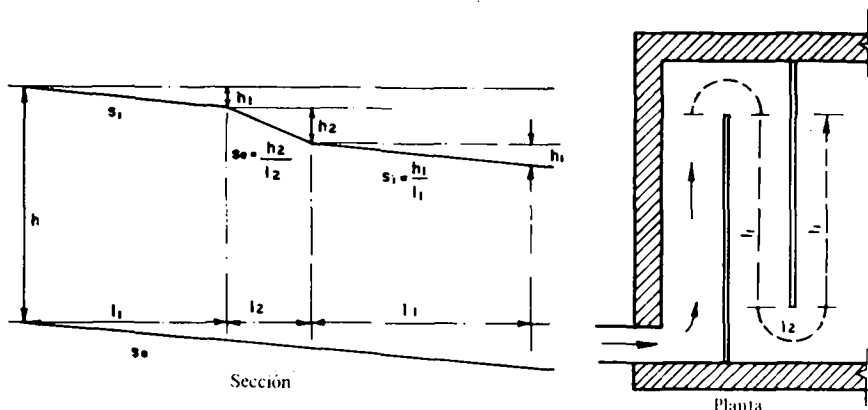


Fig. 3-22 Gradiente de energía en mezcladores de flujo horizontal

Tabla 3-7 Longitud en mts de canal requerido en floculadores hidráulicos

Velocidad del flujo cms/seg	Tiempo de detención, minutos			
	15	20	25	30
5	45	60	75	90
10	90	120	150	180
20	180	240	300	360
30	270	360	450	540
40	360	480	600	720
50	450	600	750	900
60	540	720	900	1080

Estas limitaciones de los floculadores hidráulicos hicieron que en países industrializados como los Estados Unidos, se prescindiera de ellos desde hace más de tres décadas, y se adoptaran en cambio los floculadores mecánicos.

Sin embargo, el floculador hidráulico tiene una serie de ventajas que no deben subestimarse.

(a) No tienen corto circuitos, esto es, el flujo queda retenido durante un tiempo casi igual al período de detención nominal. En el capítulo IV se ahondará más en este concepto.

(b) No tiene partes móviles, de forma que su operación y mantenimiento son

más simples que de los equipos mecánicos.

(c) Si bien la pérdida de carga necesaria para producir un determinado gradiente de velocidad es mayor, no requiere consumo externo de energía, lo que es una considerable ventaja cuando el flujo llega por gravedad a la planta.

Esto hace especialmente atractivos a los floculadores hidráulicos en países no industrializados, sobre todo si se modifica el diseño para salvar algunas de las dificultades que se presentan.

En primer lugar la velocidad puede hacerse baja (0.15-0.20 mts/seg) confiando en el alto gradiente que se produce en las puntas de los tabiques, con lo cual se disminuye la longitud de canal requerida. El tiempo de detención puede hacerse por la misma razón entre 15 y 20 minutos, ya que no se presentan cortocircuitos.

Se pueden hacer también tramos cortos con tabiques de asbesto-cemento o madera, removibles y colocables con espaciamiento variable lo que trae dos ventajas: se le da flexibilidad de operación a la unidad y se aumenta el número de puntos en que se produce un gradiente elevado, proporcionando así la compactación del floc. En este caso debe dejarse en el diseño original del perfil hidráulico, suficiente diferencia de nivel entre el final de la mezcla y el inicio de la floculación como para que el flujo no se represe si se aumenta el número de tabiques. Los cálculos para el diseño de un floculador que incorpora estos conceptos se incluyen a continuación.

EJEMPLO:

La planta de tratamiento de una población, se ha diseñado con una capacidad promedio de 36 lts/seg. Se ha proyectado un floculador de tabiques móviles con un período de detención total de 19 minutos. Se han considerado dos zonas: (a) $t_0 = 9$ minutos, $v = 0.21$ mt/seg, (b) $t_0 = 10$ minutos, $v = 0.14$ mt/seg.

De acuerdo con esto las longitudes de los canales serán:

$$L_1 = 0.21 \times 9 \times 60 = 113.4 \text{ mts}$$

$$L_2 = 0.14 \times 10 \times 60 = 84 \text{ mts}$$

Secciones del canal $A = Q/v$

$$A_1 = \frac{0.036}{0.21} = 0.172 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{0.036}{0.14} = 0.257 \text{ m}^2$$

Usando tabiques planos de asbesto-cemento de 1.20 x 2.40 con borde libre de 0.10 mt la profundidad de los canales será 1.10 mts. Los espaciamientos serán por tanto:

$$a_1 = \frac{0.172}{1.10} = 0.156 \text{ mt}$$

$$a_2 = \frac{0.257}{1.10} = 0.234 \text{ mt}$$

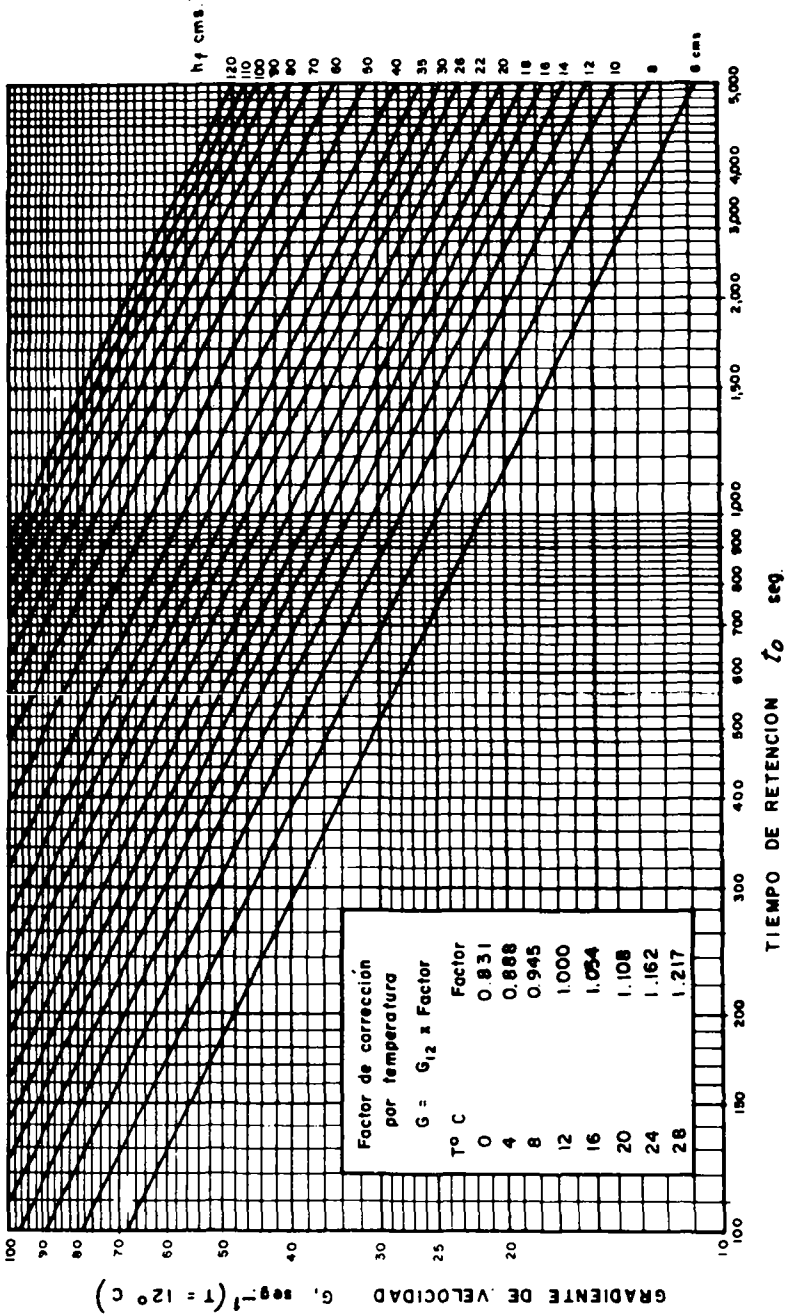


Fig. 3-23 Gradiente de velocidad en floculadores hidráulicos para diferentes tiempos de retención t_0 y pérdidas de carga h_f a temperatura de 12°C

Debe notarse que con el dispositivo que se indica en la figura 3-24, el espaciamiento de los tabiques puede ser cambiado a voluntad.

Los espaciamientos entre la punta del tabique y la pared serán

$$1.5 \times 0.156 = 0.234 \text{ mt}; 1.5 \times 0.234 = 0.351 \text{ mt};$$

$$\text{Por tanto el ancho del tanque será } l_1 = 2.40 + 0.234 = 2.63 \text{ mts};$$

$$l_2 = 2.40 + 0.351 = 2.75 \text{ mts};$$

$$1^{\text{º}} \text{ tramo } N_1 = \frac{113.4}{2.63} = 43 \quad 43 \times 0.156 = 6.70 \text{ mts de largo}$$

$$2^{\text{º}} \text{ tramo } N_2 = \frac{84}{2.75} = 29 \quad 29 \times 0.234 = 6.78 \text{ mts de largo}$$

Incluyendo el espesor de los tabiques (1 cm), las dimensiones del tanque de floculación serán: 15.20 mts de largo dividido en dos secciones de 7.13, 7.07 mts cada una; 1.40 mts de profundidad y 2.63, 2.75 mts de ancho cada sección.

Los valores de las pérdidas de carga se calculan en la tabla siguiente:

Tramo	cm/seg	$\frac{v^2}{2g}$ cms	$h_1 = 3N \frac{v^2}{2g}$ cms	$s = \left(\frac{vn}{r}\right)^2$	$h_2 = SL$ cms	$h_f = h_1 + h_2$ cms
1	21	0.225	33.0	24×10^{-5}	2.7	35.7
2	14	0.100	8.7	6.4×10^{-5}	0.5	9.2

La potencia disipada se calculó con la fórmula 3-22 y el gradiente con el gráfico 3-1. Así:

$$P = \frac{35.7}{9 \times 60} \times 10^3 = 66 \frac{\text{gr-cm}}{\text{seg-lt}} \quad G = 70 \text{ seg}^{-1}$$

$$P = \frac{9.2}{600} \times 10^3 = 15.5 \frac{\text{gr-cm}}{\text{seg-lt}} \quad G = 35 \text{ seg}^{-1}$$

Debe tenerse en cuenta que existe la posibilidad de poner más o menos tabiques para aumentar o disminuir el gradiente cuando haga falta. Véase la figura 3-24. El diagrama de la figura 3-23 permite hallar fácilmente el valor de G a partir de h_f .

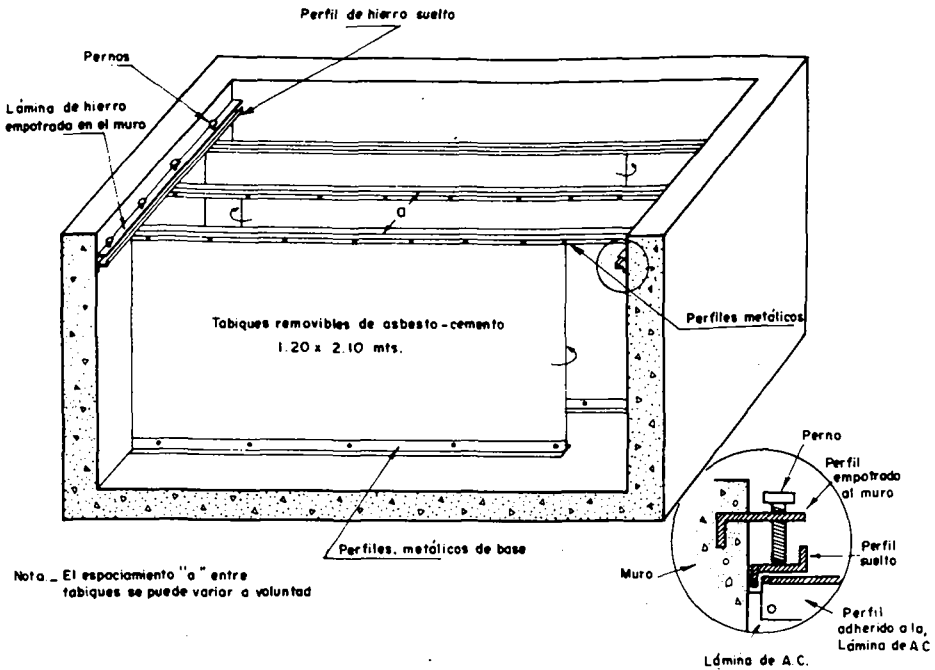


Fig. 3-24 Floculador hidráulico con tabiques removibles

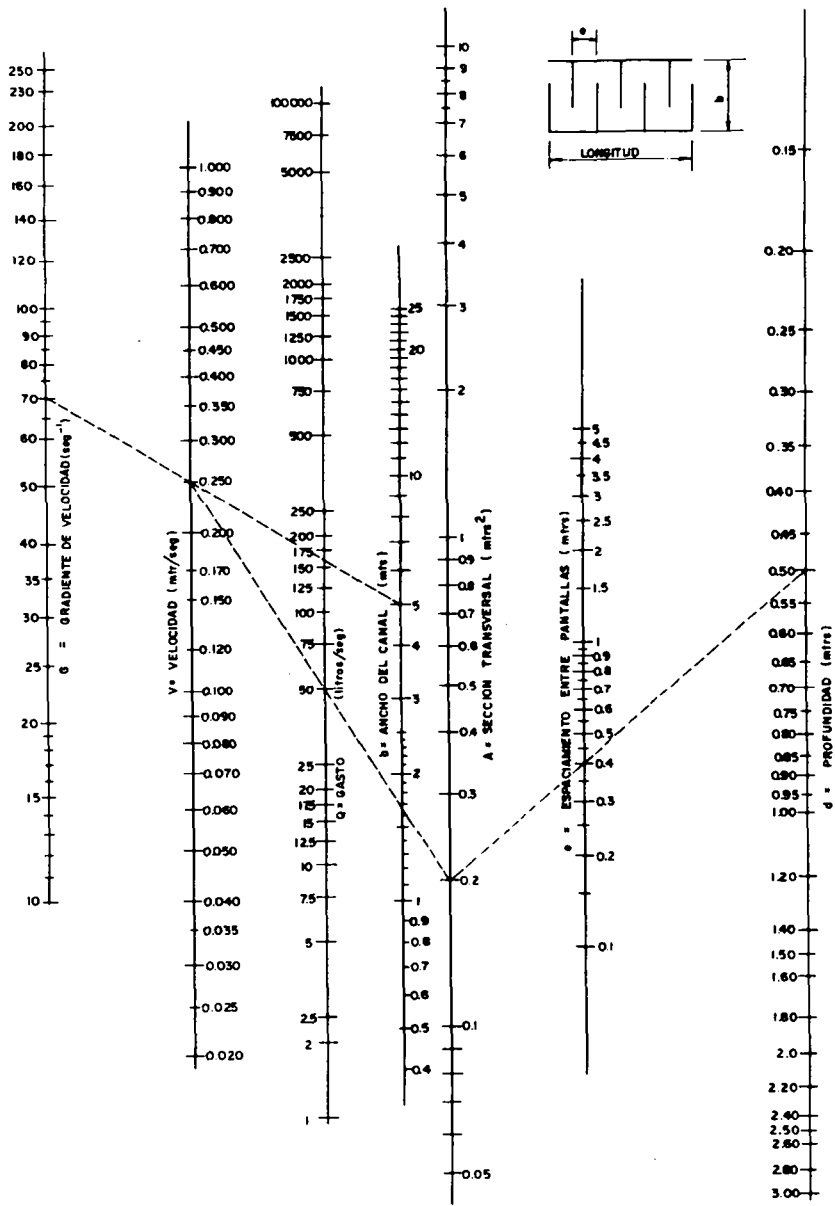
El diagrama de la figura 3-25 elaborado por Cordon y Samayoa, facilita grandemente el cálculo de los floculadores de tabiques. En él se tomó $K = 3.5$.

Floculadores de flujo helicoidal

Los floculadores hidráulicos con flujo helicoidal son poco usados. Hay algunos funcionando en plantas pequeñas en Brasil. Recientemente en el Instituto de Ingeniería de UNAM (México) se hizo una investigación (19) sobre este tipo de unidades.

El flujo entra en la celda por dos orificios diametralmente opuestos, creando un par mecánico que imprime un movimiento de rotación a la masa líquida.

Como el tiempo de retención en cada celda es limitado (210 segundos para el caso del modelo de UNAM), deben usarse una serie de celdas para obtener un tiempo de retención adecuado (normalmente cinco a siete). La comunicación entre las celdas se hace por medio de un vertedero ahogado y el flujo en ellas es ascendente en una y descendente en la siguiente. El ancho se hizo igual a 1.48 veces la profundidad.



24, 5 cm

Fig. 3-25 Abaco para diseño de canaletas de mezcla con pantallas (K 3.5) (Según O. Cor-don y O. Samayoa)

Según el estudio antes citado:

(a) El volumen de cada celda se obtiene al multiplicar el gasto por el tiempo de detención por celda.

(b) El diámetro de los conductos se calcula con la relación $D = 1.13 \sqrt{\frac{Q}{v}}$ siendo v la velocidad del agua en los conductos (menor de 0.23 mt/seg).

(c) El área de las entradas se puede variar por medio de unas compuertas. La velocidad en las entradas variará de 0.5 a 0.7 mt/seg.

(d) La posición de los conductos superiores se determina haciendo que la clave de los mismos esté 10 cms abajo de la superficie libre del agua en la celda de entrada superior de más bajo nivel. Todos los demás se instalarán a la misma altura.

Debe tenerse en cuenta que el sistema hay que diseñarlo para evitar gradientes de velocidad altas al pasar el agua de una celda a otra. Se recomienda velocidades de 0.1 mt/seg. Esto hace que los conductos que van incrustados dentro de los muros puedan resultar voluminosos y en consecuencia limita el tamaño del floculador que económicamente se pueda construir.

Los floculadores de este tipo originalmente usados en Brasil consisten en una serie de celdas, en las cuales el flujo pasa de una a otra por segmentos de tubos colocados en los muros divisorios alternativamente en las esquinas de cada una. Esto produce un movimiento rotacional del agua.

En otros países se ha ensayado floculadores con entrada en la parte superior del tanque en una esquina y salida por el fondo, lo que induce un movimiento de vórtice. El problema en este diseño es la ruptura del floc al pasarlo del floculador al sedimentador. Sin embargo, algunas unidades de este tipo parecen trabajar exitosamente en Rosario, Argentina.

Poco o nada es, no obstante, lo que se conoce en forma científica, de los floculadores de flujo helicoidal. Existe aquí un amplio campo de estudio para el ingeniero latinoamericano.

Floculadores mecánicos

Se entiende por floculadores mecánicos aquellos que requieren una fuente de energía externa que mueva un agitador en un tanque o una serie de tanques, en donde el agua permanece un tiempo teórico de detención t_0 .

Según el sentido del movimiento del agitador se clasifican en: **giratorios y recíprocos.**

Los primeros pueden ser de baja velocidad de rotación (paletas) o de alta velocidad de rotación (turbinas). Pueden ser de eje horizontal o de eje vertical.

Los segundos consisten ya sea en parrillas de madera que suben y bajan alternativamente (walking beams) o en sistemas oscilantes como cintas (ribbons flocculator) que van y vienen dentro del tanque. En ambos casos la energía comunicada a la masa líquida es directamente proporcional a la energía con que se desplace el elemento mecánico dentro de ella.

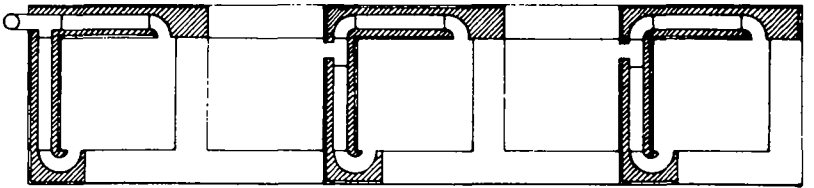
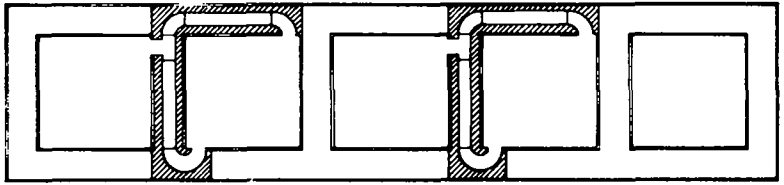
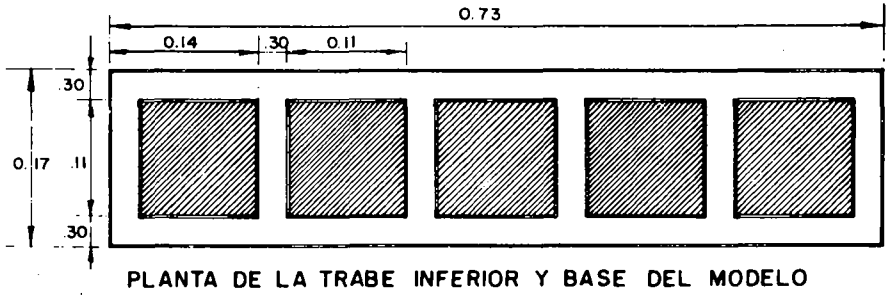
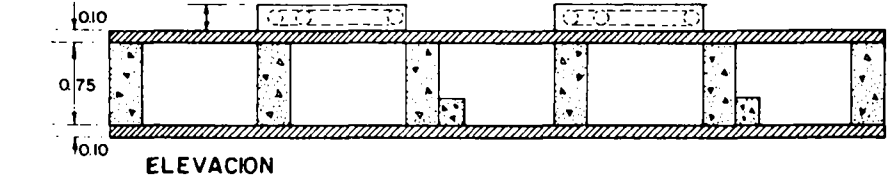


Fig. 3-26 Floculadores hidráulicos de flujo helicoidal

Floculadores giratorios

Los floculadores giratorios constan de un sistema de paletas adheridas a un eje horizontal o vertical como lo muestran las figuras 3-27 y 3-28, el cual gira impulsado por un motor eléctrico desplazando el agua y produciendo un trabajo.

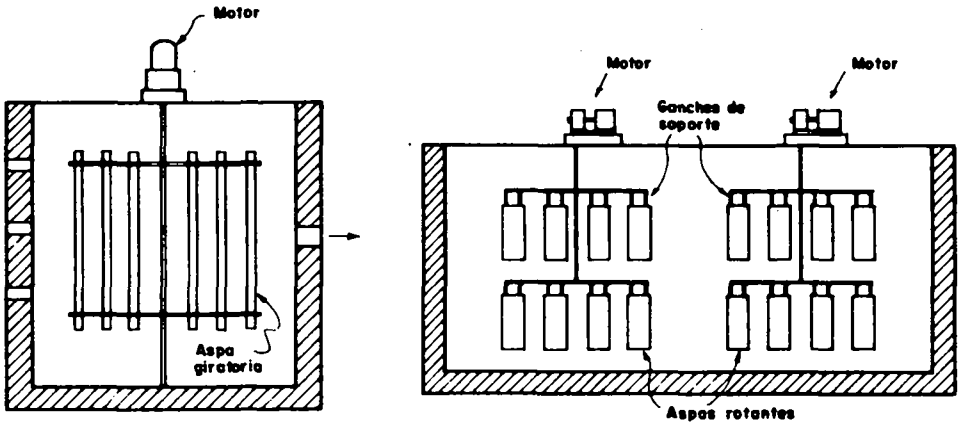


Fig. 3-27 Floculadores de eje vertical

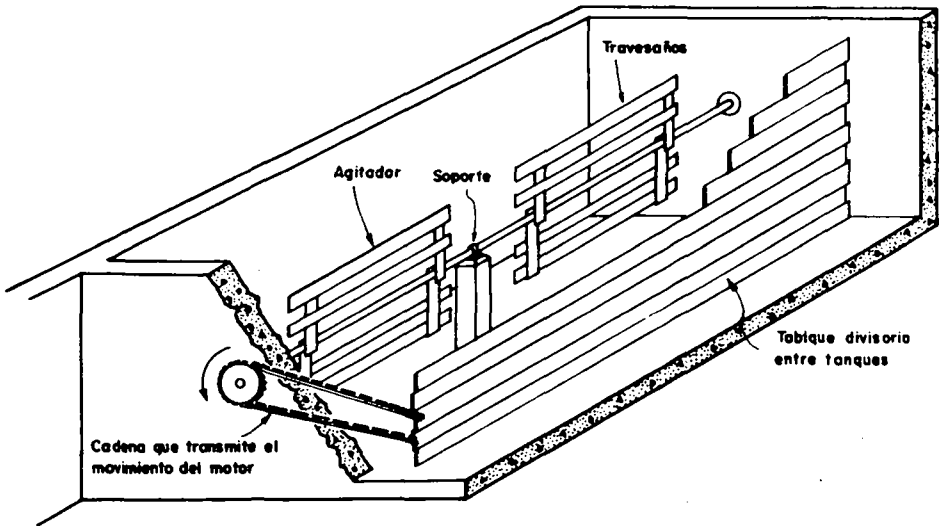


Fig. 3-28 Floculador de paletas de eje horizontal

Los agitadores pueden tener dos, tres o cuatro brazos como indica la figura 3-29 y en cada brazo puede haber dos, tres o varias paletas o travesaños unidos por una pieza central al eje. Pueden colocarse perpendicular a la dirección del flujo o paralelo a éste, con el objeto de disminuir los cortocircuitos.

Cuando se usan agitadores de eje horizontal, se requiere por lo general un pozo seco al lado del tanque de floculación para acomodar los motores y mecanismos que impulsan el sistema. Puede evitarse el pozo seco utilizando una correa en V y colocando el motor en el borde del tanque. Especial cuidado debe ponerse en este caso para evitar la corrosión.

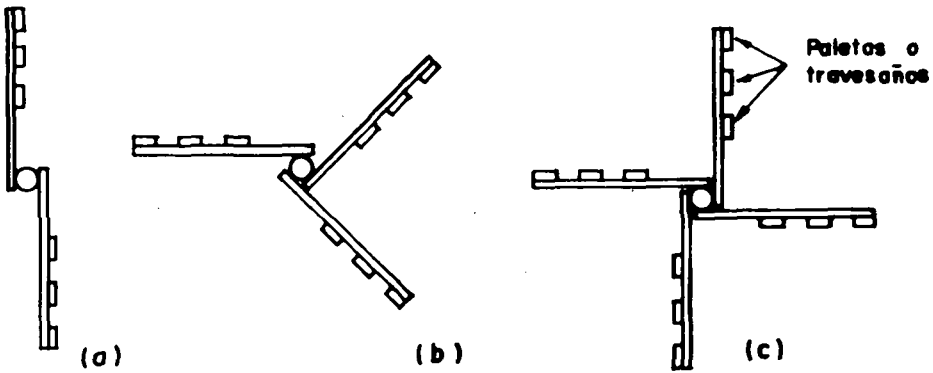


Fig. 3-29 Diferentes arreglos de agitadores de paletas para floculadores

Con agitadores de eje vertical no es necesario el pozo seco, pero puede inducirse en el agua más fácilmente un movimiento de rotación que estimule los cortocircuitos.

El número de agitadores y de paletas en los agitadores determina la energía comunicada al líquido.

Bean (1) considera que el área total de paletas no debe ser mayor del 15 al 20 % de la sección transversal del tanque con el objeto de prevenir la rotación general del líquido alrededor del eje, disminuyendo de esta manera la eficiencia de la agitación. Para evitar esto, algunos diseñadores prefieren colocar deflectores fijos en los muros del tanque.

La distancia entre los extremos de los agitadores se suele hacer no menor de 0.60 m y el espacio entre ellos y el fondo del tanque no menor de 0.15 m pero preferiblemente no menor de 0.30 m.

Los floculadores de turbina son más compactos y pueden generar mayor energía cuando son operados a alta velocidad. Esencialmente consisten en un eje en el cual van colocados una serie de discos giratorios provistos de aletas. La velocidad de rotación es

mayor que en los floculadores de paletas y tienen por eso menor tendencia a comunicar un movimiento de rotación a la masa de agua. Son por lo común de menor costo y pueden acomodarse en tanques alargados. En algunas plantas modernas se usan floculadores de turbinas en las primeras cámaras (que requieren mayor gradiente de velocidad) y de paletas en las finales.

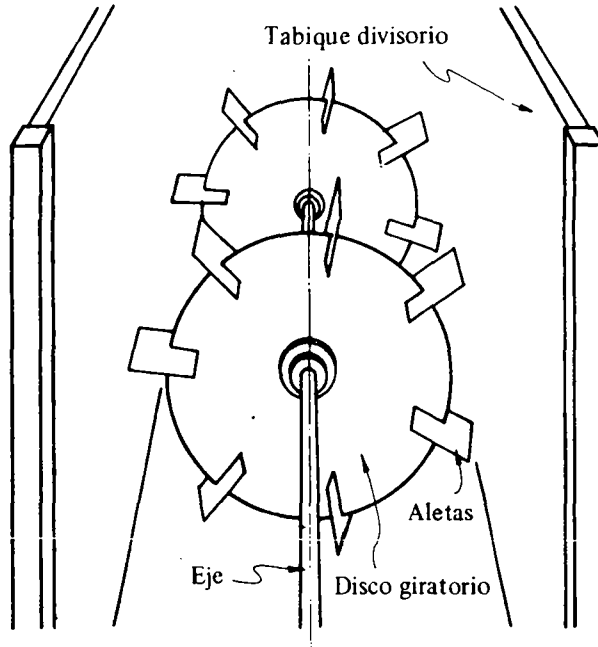


Fig. 3-30 FLOCULADORES DE TURBINA

El principal defecto de los floculadores mecánicos es la facilidad con que producen cortocircuitos, reduciendo notablemente el tiempo que permanece retenido el flujo en el tanque, con lo que se disminuye la eficiencia del proceso. Dicen al respecto Hudson y Wolfman(13) "Comparaciones de la prueba de jarras y los datos de la planta son difíciles de hacer por una variedad de razones, la más importante de las cuales es la de que en la prueba de jarra no existen cortocircuitos. El agua y los reactivos están retenidos en su totalidad en los vasos durante todo el tiempo del ensayo. Lo contrario sucede en las cámaras de floculación de las plantas de tratamiento donde parte del agua pasa rápidamente mientras otra es retenida por largos períodos".

Tradicionalmente los tanques floculadores se han dividido en varias cámaras. En el capítulo II se vio que la eficiencia de la floculación expresada como $(1 - N/N_0)$ es función del número "m" de compartimentos del floculador. Esto se comprende claramente si se tiene en cuenta quecuantomayor sea el número de cámaras menor es la posibilidad

de cortocircuitos. La forma como los diversos compartimientos se comunican tiene por otra parte una gran importancia. En la figura 3-31 se muestran algunos arreglos.

La solución (a) con muros divisorios perforados es bastante común. Sin embargo, no impide adecuadamente por lo general el paso directo al sedimentador de un buen porcentaje de la masa de agua. La solución (d) es quizás mejor al respecto, pero es costosa de operar puesto que las turbinas consumen más energía que las paletas. En las solucio-

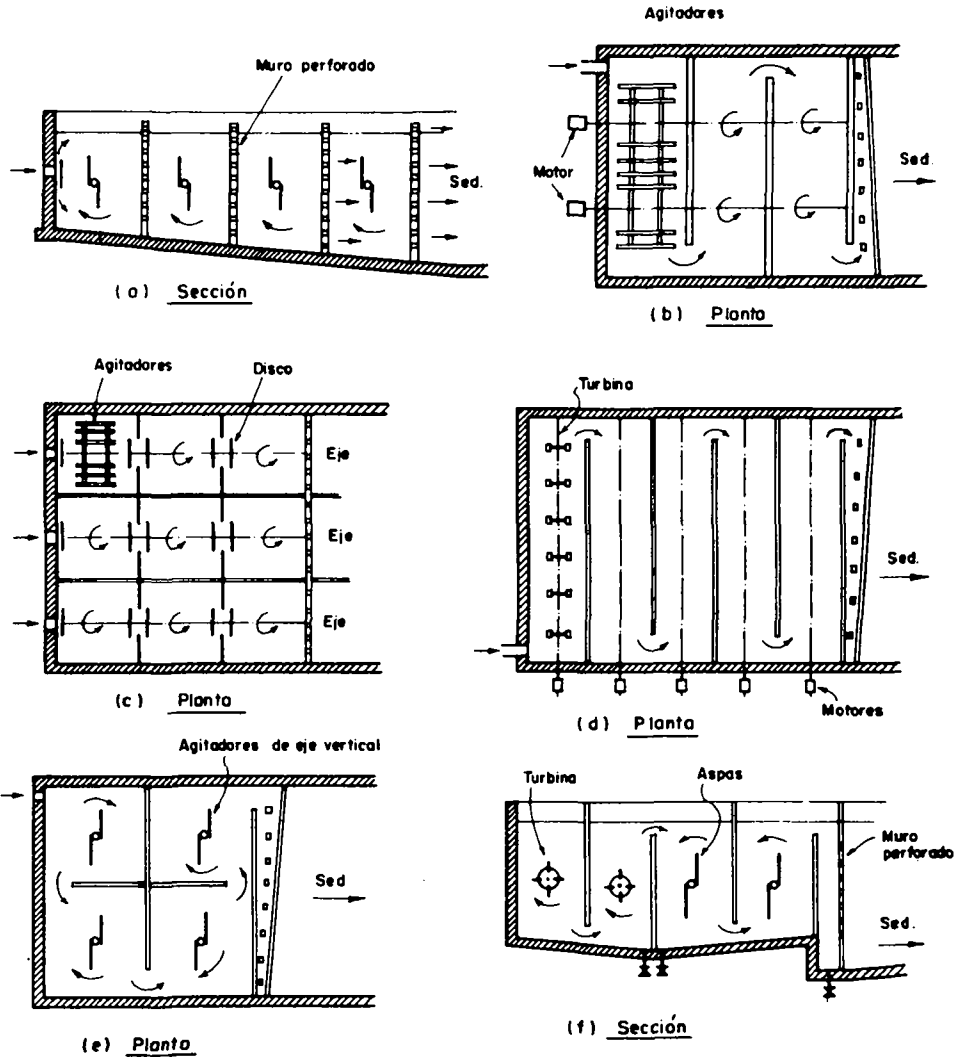


Fig. 3-31 DIFERENTES DISEÑOS DE FLOCULADORES

nes (b), (d), y (e) debe diseñarse con cuidado el paso del flujo al sedimentador para evitar la ruptura del floc. La solución (c) consiste de un disco adherido al eje de rotación de las paletas, que obliga al agua a pasar por un orificio y evitar que fluya en sentido contrario. La solución (f) es una combinación de la (b) y (d) pero con flujo de arriba hacia abajo.

Los muros perforados se puede hacer de ladrillo o de concreto con orificios que permitan velocidades de 0.30 m/seg o mayores para impedir que se presenten corrientes en el sentido opuesto al avance del flujo y se intermezclen las masas de agua de las cámaras. Cuando se usan tabiques de madera se suelen hacer dobles dejando un espacio libre entre las tablas, el cual varía entre 0.8 y 2.5 cm según la velocidad que se desee mantener.

Potencia disipada en floculadores mecánicos giratorios

Tanto en los agitadores de paletas como en los de turbina, el área de las caras planas de los travesaños o aletas, medida transversalmente al sentido de rotación, es constante; y la única forma de variar la energía comunicada al líquido, es variando la velocidad de rotación del eje. Por lo general, la velocidad de las paletas más alejadas del eje se mantiene entre 0.30 y 0.90 m/seg, dependiendo de las características del floc que se produce y del grado de compactación que se desee.

Según Camp (3), la fuerza de roce originada por el movimiento del líquido es igual a:

$$F_r = C_D A \rho \frac{(v_2 - v_1)^2}{2} \quad (3-24)$$

Donde: v_1 = velocidad de rotación del líquido
 v_2 = velocidad periférica de rotación de las paletas
 A = área transversal de las paletas.

y por tanto:

$$P = C_D A \rho \frac{(v_2 - v_1)^3}{2V}$$

Como $v_2 = 2\pi r n$ en donde n es el número de revoluciones y $v_1 = \kappa v_2$

$$P = C_D A \rho \frac{(2\pi r n - 2\pi r n \kappa)^3}{2V} = C_D A \rho \frac{[2\pi r n (1 - \kappa)]^3}{2V}$$

Por tanto:

$$P = 124 C_D A \rho r^3 \frac{(1 - \kappa)^3 n^3}{V}$$

Para obtener P en kilográmetros/seg: $\rho = \frac{w}{g} = \frac{1000}{9.81}$

n = rps.; r = mts; A = m²; v = m³

$$P = 12.600 C_D n^3 \frac{(1 - \kappa)^3}{V} A r^3 \quad (3-25)$$

Esto para el caso de una sola paleta, como generalmente se tienen varios travesaños colocados en el mismo agitador a diferentes distancias "r" del eje:

$$P = 12.600 \frac{C_D n^3 (1 - \kappa)^3}{V} \sum A r^3 \quad (3-26)$$

$\sum A r^3$: suma de los productos del área de las paletas A por su distancia al eje de rotación r al cubo.

Según Rouse (24) para secciones rectangulares que se desplazan en el agua, el valor de C_D puede estimarse así:

L/a	N_R	C_D
1	$>10^3$	1.16
5	$>10^3$	1.20
20	$>10^3$	1.50
∞	$>10^3$	1.95

L = longitud de la paleta

a = ancho de la paleta

N_R = Número de Reynolds

Camp por su parte encontró trabajando con los floculadores de Cambridge (EE.UU.) que una vez que se establece el equilibrio κ varía entre 0.24 y 0.32 y que este valor tiende a decrecer al incrementar la velocidad de rotación del eje. Fair (8) sugiere un valor de $\kappa = 0.25$. La fórmula 3-26 puede reescribirse, así:

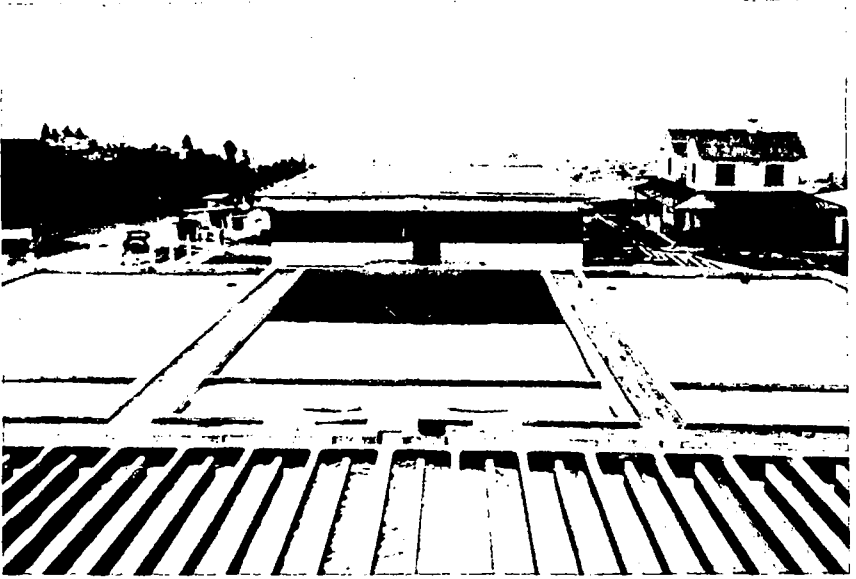
$$P = 12.600 C_D (1 - \kappa)^3 n^3 \frac{\sum A r^3}{V} = \alpha n^3 \left(\frac{\sum A r^3}{V} \right) \quad (3-27)$$

Donde $\alpha = 12.600 C_D (1 - \kappa)^3$ y puede variar entre 6.000 y 10.000 según los valores de C_D y κ que se adopten. Para $C_D = 1.5$ y $\kappa = 0.25$, $\alpha = 8000$ valor que puede usarse en diseño a falta de mejor información.

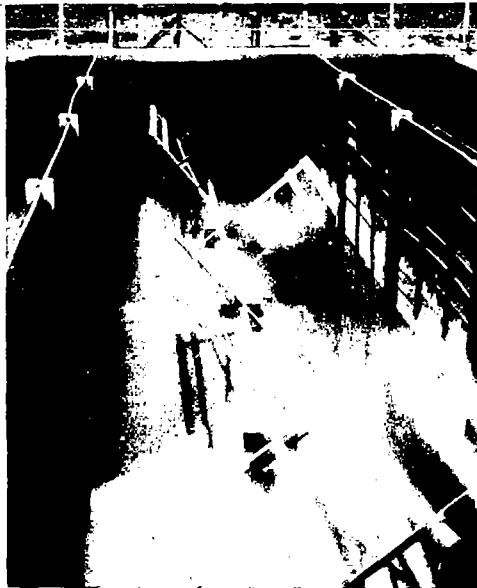
En reciente trabajo, Camp (2) propone fórmulas más complejas pero de más difícil uso,

$$\text{Haciendo } \alpha \frac{\sum A r^3}{V} = \epsilon$$

$$P = \epsilon n^3 \quad (3-28)$$



Floculadores hidráulicos de tabiques de flujo horizontal.
Planta de Tratamiento de Cuenca, Ecuador.



Floculadores mecánicos de paletas. Planta de Río de los Belhas-
Belho Horizonte, Brasil.

El valor ϵ es un "factor de forma" que depende solamente de la geometría de los agitadores en relación al volumen del tanque. Si $\bar{\epsilon}$ es grande, una lenta rotación de las paletas produce un alto gradiente.

De la fórmula 3-23 se deduce que para un floculador determinado, la potencia disipada varía con el cubo del número de revoluciones dadas en la unidad de tiempo.

Cuando lo que se conoce es la velocidad periférica de las paletas la potencia unitaria puede expresarse también así:

$$P = 5 (1 - \kappa)^3 \frac{C_D}{V} \sum A v_2^3 \quad (3-29)$$

Gradientes de velocidad en floculadores mecánicos giratorios

El gradiente de velocidad en floculadores mecánicos giratorios es igual a:

$$G = \frac{\sqrt{\epsilon n^3 \times 981}}{\mu} \sqrt{\frac{981 \epsilon}{\mu}} \sqrt{n^3} \quad (3-30)$$

En que μ viene expresado en poises. Para homogeneizar unidades, el valor de P hay que expresarlo en grm-cm/seg. x cm^3 . Como ϵ, g, μ son constantes para un determinado floculador y una determinada temperatura, G puede calcularse así:

$$G = \phi n^{3/2} \quad \text{donde } \phi = \sqrt{\frac{981 \epsilon}{\mu}}$$

o sea que G es proporcional al número de revoluciones elevado a tres medios.

El gráfico 3-2 incluido, relaciona $\frac{\alpha}{10} \frac{\sum A r^3}{V}$, n, p y G lo que facilita notable-

mente el cálculo del gradiente para este tipo de unidades.

Como sucede con los floculadores hidráulicos, el gradiente de velocidad en los floculadores mecánicos se distribuye en forma muy desigual en la masa de agua. En las paletas más alejadas del eje, el gradiente es varias veces mayor que en las paletas cercanas al eje o junto al eje. El floc está por eso rompiéndose y volviéndose a formar continuamente. Este fenómeno es más acentuado aún, cuando se usan turbinas cuya velocidad de rotación es mayor.

Camp (3) estimó (1955) que el gradiente de velocidad óptimo estaba entre 20 y 40 seg^{-1} . En 1957 Hudson (13) consideraba que valores de Gt menores de 10^4 eran poco satisfactorios y que valores de G en exceso de 40 seg^{-1} producían un floc que se asentaba pobremente.

En 1963 Fair y Gemmel; (6) resumiendo trabajos anteriores concluyen que "Un rango de gradiente medio de velocidad en seg^{-1} parece ser $2 \leq G \leq 40$ y un tiempo aceptable de floculación t en segundos generalmente satisface la condición $5000 \leq Gt \leq 50.000$ donde el producto Gt es un número adimensional"

La tendencia hoy día es usar gradientes de velocidad más elevados, en especial

cuando se usan ayudantes de coagulación (polielectrolitos). La AWWA (29) recomienda valores entre 50 y 100 seg^{-1} y Gt entre 100 y 150×10^3 .

No obstante que esto puede producir un floc más compacto, el valor de G está limitado por el máximo esfuerzo cortante, que puede resistir la partícula sin desintegrarse permanentemente, por falta de oportunidad de volverse a aglutinar.

Es costumbre por eso disminuir el gradiente de velocidad en los diferentes compartimientos del floculador, de manera que el mayor valor de Gt se produzca al comienzo del proceso, cuando los grumos son más pequeños, y el menor, cuando el floc ha crecido y es más sensible a la ruptura por esfuerzos cortantes.

El uso de ayudantes de coagulación aumenta la cohesión entre partículas y, por lo mismo, permite gradientes más altos. La cantidad de coagulantes usados modifica también las fuerzas de cohesión interparticular, como se explicó en el capítulo anterior y por tanto su resistencia a la ruptura.

Es pues muy difícil predecir de antemano, la resistencia que un floc puede tener y es más prudente por eso, evitar las generalizaciones.

EJEMPLO:

La planta de tratamiento de cierta localidad, necesita duplicar su capacidad actual de 260 lts/seg para lo cual se va a ampliar la capacidad de floculación. Los nuevos floculadores van a consistir de cuatro cámaras con paletas de eje horizontal, movidas por polea en V. Se necesita conocer el volumen del nuevo floculador, para un tiempo de retención nominal de 30 minutos y las características de los agitadores. T°, 4° C

(a) **Volumen del tanque**

$$260 \text{ lts/seg} \times 30 \text{ min} \times 60 = 468 \text{ m}^3$$

(b) **Dimensiones**

Para profundidad de 3.5 mts el área superficial será $468/3.5 = 134 \text{ m}^2$. Se pueden hacer cámaras de 3.35 mts de longitud por 10 mts de ancho.

(c) **Area de paletas**

El área transversal de la cámara será $10 \times 3.5 = 35 \text{ m}^2$. El área de paletas será $\frac{20}{100} 35 = 7 \text{ m}^2$. Se pueden colocar 6 paletas de 0.165 m de ancho cada una por 3.5 mts de largo, como indica el esquema de la figura 3-32.

(d) **Factor de forma del floculador**

El área por paleta será $0.165 \times 3.50 = 0.577 \text{ m}^2$. La suma de sus áreas por el radio al cubo será:

$$2 \times 0.577 \times 1.32^3 = 2.654$$

$$2 \times 0.577 \times 0.95^3 = 0.989$$

$$2 \times 0.577 \times 0.59^3 = 0.236$$

$$\Sigma A r^3 = 3.88$$

El volumen de cada cámara es igual a $468/4 = 117 \text{ m}^3$. Tomando $\alpha = 8000$ el factor de forma del floculador será:

$$\epsilon = \alpha \frac{\Sigma A r^3}{V} = 8000 \times \frac{3.88 \times 2}{117} = 533$$

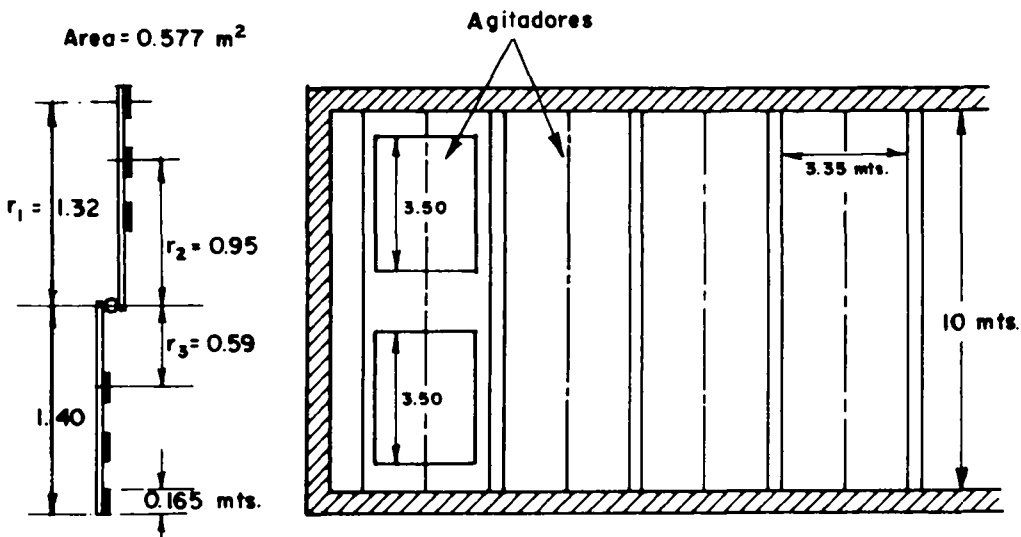


Fig. 3.32

(e) Potencia y gradiente

Para entrar al gráfico 3-2 multiplicamos el valor de $\epsilon \times \frac{10^5}{10^6}$ ó por $\frac{1}{10}$

Luego tomando $\frac{\alpha}{10} \frac{\sum A r^3}{V} = 53$ en la abscisa del gráfico podemos encontrar los siguientes valores de la potencia y el gradiente de velocidad para distintos valores de n, así:

n(rps)	n(rpm)	P ($\frac{\text{gr-cm}}{\text{seg-lt}}$)	G (seg^{-1} a 40° C)
0.100	6.0	53.0	60.0
0.075	4.5	24.0	39.0
0.050	3.0	7.0	21.0
0.030	1.8	1.5	9.8

Por tanto, se puede adquirir cuatro motores de velocidad variable que trabajen con 3 hasta 6 rpm, para conseguir gradientes de velocidad entre 21 y 60 seg^{-1} .

La potencia neta total requerida será:

$$\frac{0.053 \times 468 \times 10^6}{75 \times 10^5} = \frac{248}{75} = 3.2 \text{ HP}$$

$$\frac{0.007 \times 468 \times 10^6}{75 \times 10^5} = \frac{32.8}{75} = 0.437 \text{ HP}$$

La potencia real puede ser entre un 30 % hasta un 50 % mayor que la potencia neta.

Floculadores con agitadores recíprocos

El uso de floculadores con agitadores recíprocos es menos común que el de floculadores con agitadores giratorios.

Los agitadores recíprocos consisten esencialmente de una parrilla, serie de parrillas, o cintas colocadas en un balancín, de modo que se desplazan verticalmente hacia arriba y hacia abajo dentro del agua, comunicando un movimiento de agitación al líquido. La figura 3-33 presenta un ejemplo de este tipo de floculadores.

La velocidad de las paletas al desplazarse verticalmente varía durante el recorrido al igual que la velocidad relativa de las paletas con respecto al agua.

Camp (3) resumiendo el trabajo de Krause Ignacio (1943) deduce las fórmulas básicas para el cálculo de la energía disipada y el gradiente de velocidad en este tipo de floculadores.

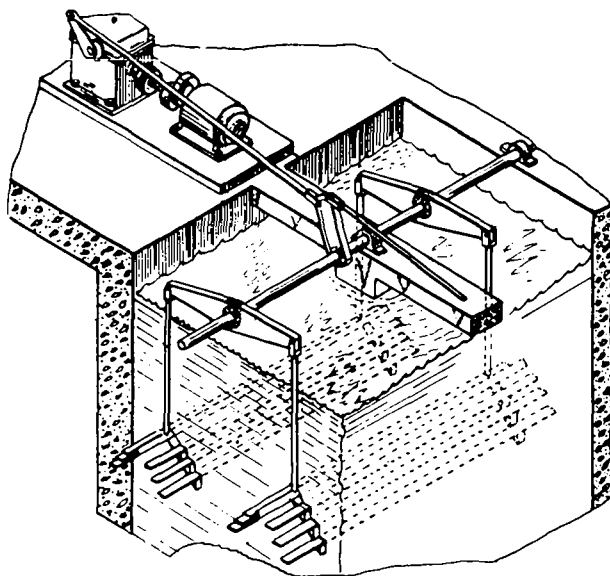


Fig. 3-33 FLOCULADOR OSCILANTE (CARTER COMPANY)

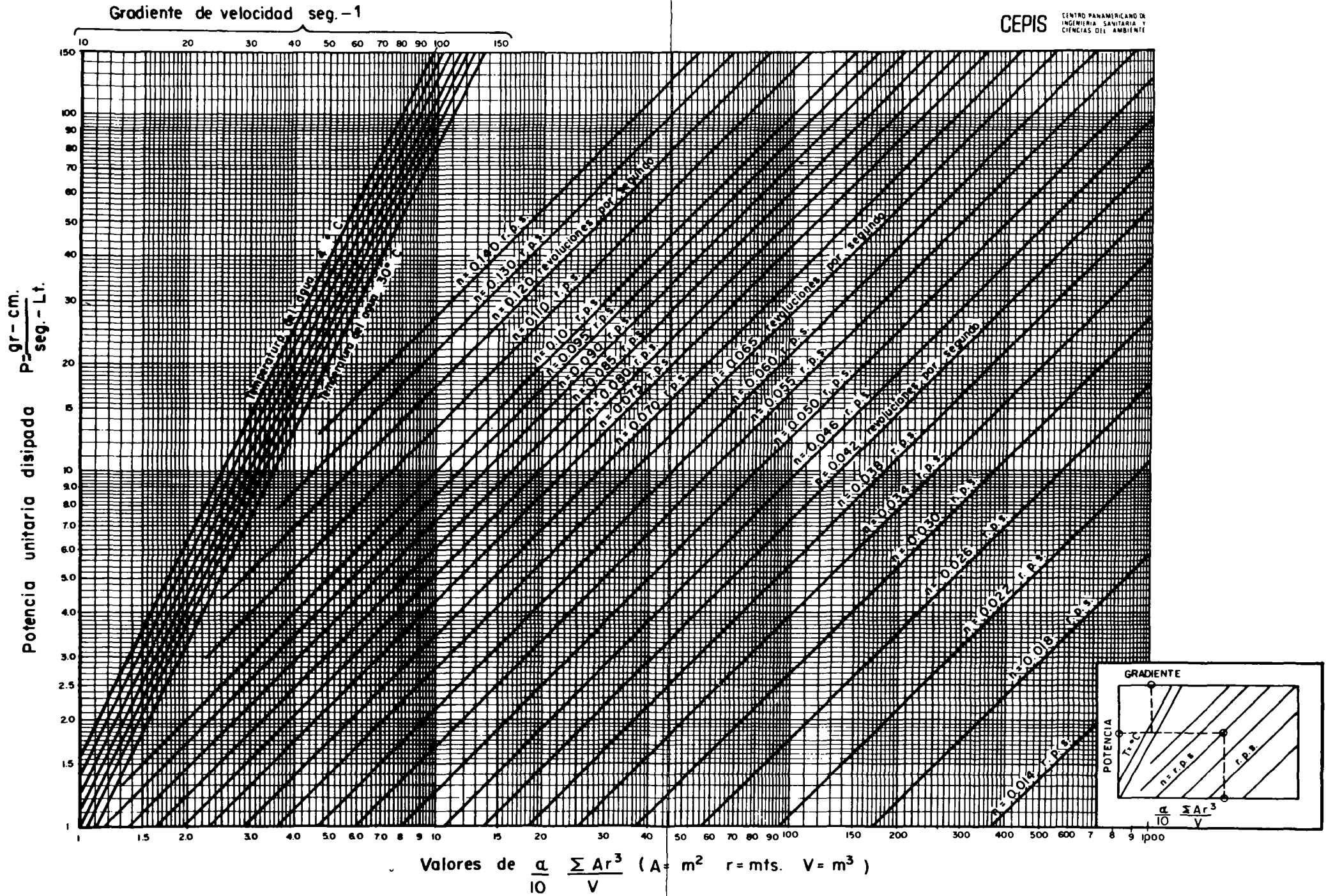
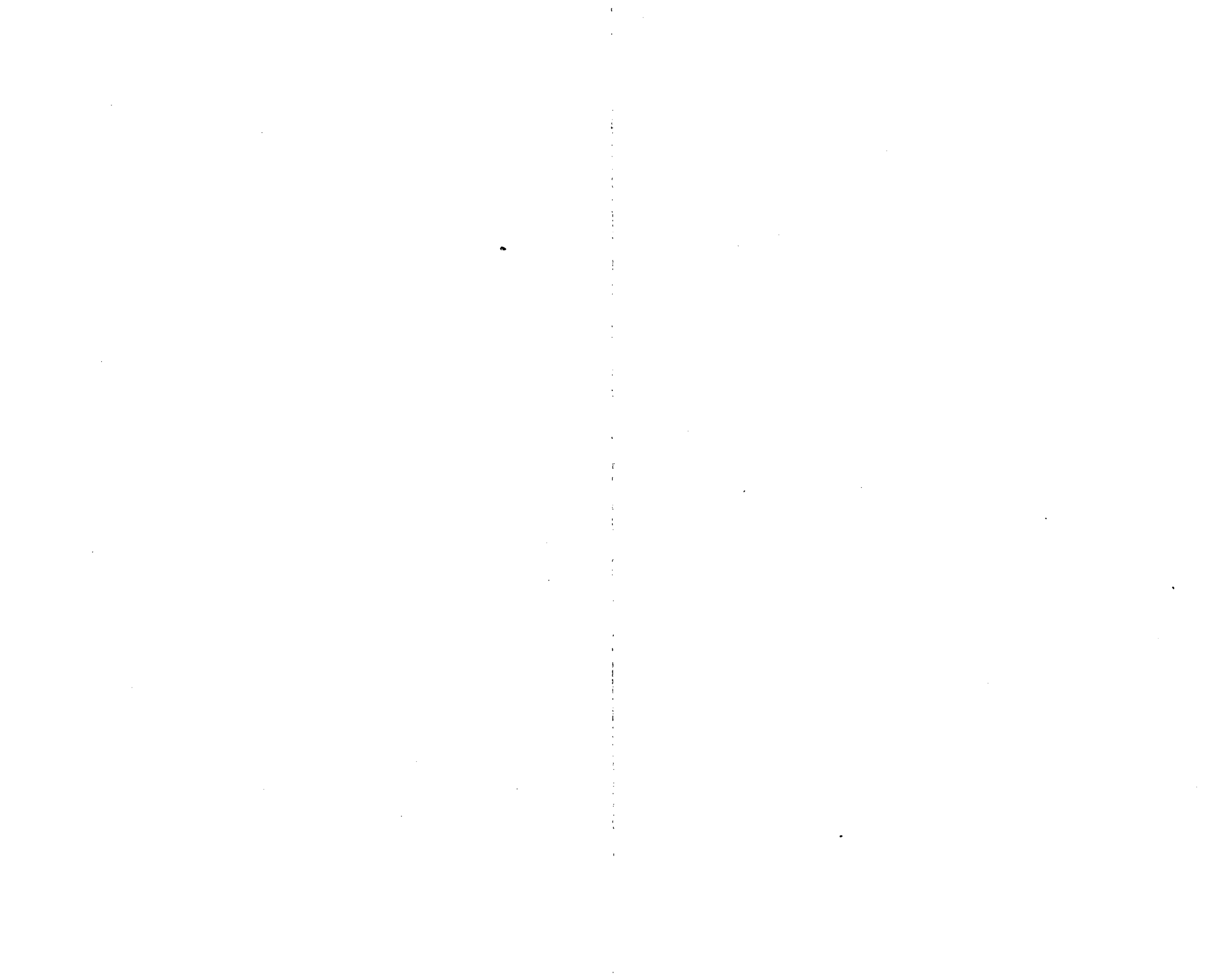


Gráfico 3-2 GRADIENTES DE VELOCIDAD PARA FLOCULADORES MECANICOS GIRATORIOS



La distancia s recorrida (ver figura 3-34) es igual a: $s = r - r \cos \theta$
 y la velocidad vertical de las paletas es:

$$v = \frac{ds}{dt} = r \sin \theta \frac{d\theta}{dt} = 2\pi r n \sin \theta$$

El trabajo producido por ciclo es igual al producto de la fuerza de roce Fr por la velocidad v .

Como se vio en el caso anterior, la fuerza de roce es igual a:

$$Fr = C_D A \rho \frac{v^2}{2}$$

Procediendo en forma similar al caso de los agitadores rotatorios, se obtiene que la potencia disipada P es igual a:

$$P = \frac{2}{3} \pi^2 \rho \frac{C_D}{V} \Sigma A D^3 n^3 \quad (3-31)$$

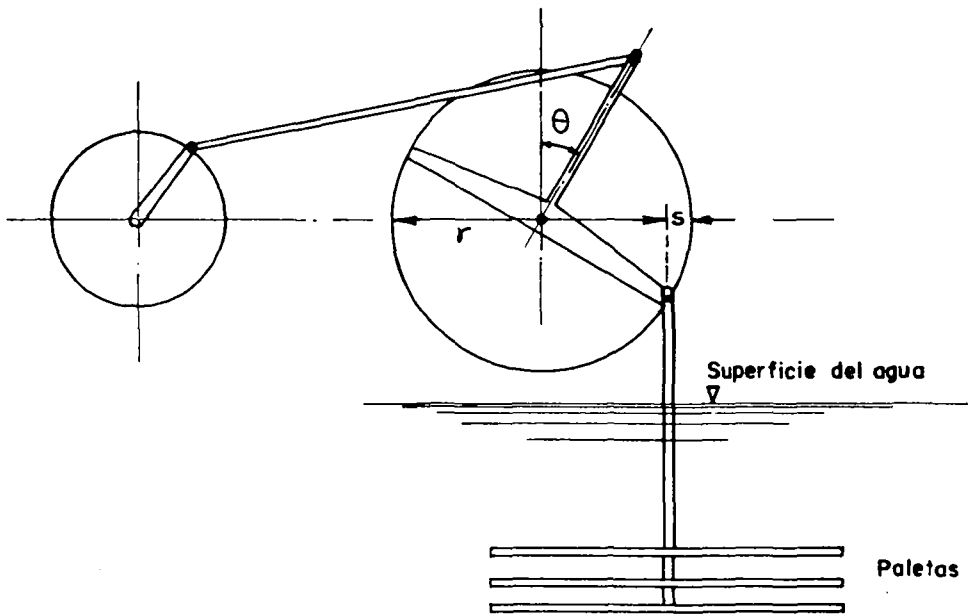


Fig. 3-34 ESQUEMA DE UN AGITADOR RECIPROCANTE

Para expresar esta potencia en kilográmetros $\rho = 1000/9.81$

$$P = 680 \frac{C_D}{V} D^3 n^3 \Sigma A \quad (3-32)$$

y el gradiente de velocidad será igual a:

$$G = \frac{\sqrt{68 \times 10^6 \times 981 C_D D^3 n^3 \Sigma A}}{\mu V} = 258 \times 10^3 \frac{\sqrt{C_D D^3 n^3 \Sigma A}}{\mu V}$$

μ viene expresado en poises; D en mts; A en m²; V en m³ G en seg⁻¹.

Camp sugiere un valor de $C_D = 3.0$

La discusión sobre gradientes medios de velocidad incluida en el punto anterior, se aplica en igual forma a los agitadores reciprocantes aquí descritos.

BIBLIOGRAFIA

1. Bean, E.L. (1953), "Study of physical factors affecting flocculation" Water Works Eng., p. 33.
2. Camp, T.R., (Jan. 1969), "Hydraulics of mixing tanks", Jour. Boston Soc. of Civil Engrs. 56: 1, p.1
3. Camp, T.R., (1955), "Flocculation and flocculation basins", Trans. ASCE, 120:1.
4. Camp, T.R., and Stein, P.C. (Oct. 1943), "Velocity gradient and internal work in fluid motion", Jour. of Boston Soc. of Civil Engrs. 30: 4, p. 219.
5. Camp, T.R., (Jun. 1968), "Floc volume concentration", Jour AWWA, 60: 6, p. 656
6. Fair, G.M. and Gemmell (Jan. 1953), "Some aspect of orthokinetic flocculation", Div. of Eng. and Applied Physics, Harvard Univ.
7. Foust, S.A., Wenzel, C.W., Clump, C.W., Maus, L. and Antersen, L.B., (1960), "Principles of Unit operations", John Willey & Sons. Inc.
8. Fair, G.M., Geyer, J. Ch., (1956), "Water Supply and waste-water disposal", J. Willey & Sons, Inc. N.Y.
9. Gullans, O. (1957), "Techniques in the use of liquid alum", Jour. AWWA, 49:1322
10. Cordon, O., y Samayoa, O., "Progreso de los programas de investigación aplicada" Canales de mezcla - Escuela Nacional de Ingeniería Sanitaria, Facultad de Ingeniería, Universidad de San Carlos de Guatemala.
11. Haney, P.D., (1956), "Principles of flocculation related to water treatment", Proc. Jour. Hydraulics Div., ASCE, No. HY4, 82: 1036.
12. Hahn, H.H. y Stumm, W., "Kinetics of Coagulation with Hydrolized Al (III)" (Set. 1968) - Jour. of Colloid and Interface Science, Vol. 28, p. 134.
13. Hudson, H.E., Jr., (Mar. 1957), "Flocculation and flocculation aids", Jour. AWWA, 49: 242.
14. Hudson, H.E., Jr., (Jul. 1965), "Physical aspects of flocculation", Jour. AWWA, 57:885
15. Hudson, H.E., Jr., (Sept. 1, 1966), "Coagulation and flocculation of surface waters", Jour. NEWWA.
16. Hudson, H.E. and Worfner, (Oct. 1967), "Design of mixing and flocculation basins", Jour. AWWA, Vol. 59.

17. Levy, A.G. and Ellms, J.W., (Jan. 1927), "The hydraulic jump as a mixing device", Jour. AWWA, No. 7, pag. 1-23.
18. McMullen, R.B. and Weber, M. (May 1935), "Determining efficiency of continous mixers and reactors", Chem. and Met. Engrs. 42:254.
19. Martínez, P., Lozano, J., Mendoza, G., Mendoza, H., "Comportamiento de un floculador hidráulico de flujo helicoidal", Instituto de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de Méjico, Méjico.
20. Nichols, R.D., (1940), "Liquids do not flow "en masse". Water & Sewage Works, p. 579.
21. Ockershausen, R., W., (1957), "Techniques in the use of liquid alum", Jour. AWWA, 49: 1315.
22. Rich, L.G. "Unit operation of Sanitary Engineering", J. Willey & Sons.
23. Rivas Mijares, G., (1963), "Tratamiento de potabilización de las aguas", Universidad Central de Venezuela, Facultad de Ingeniería.
24. Rouse, H., (1961), "Fluid Mechanics for hydraulic engineers", Dover Publication, Inc. N.Y.
25. Tolman, S.L., (1962), "The mechanics of mixing and flocculation", Public Works.
26. Trueba Coronel, S., "Hidráulica", Compañía Editorial Continental S.A., Méjico.
27. Valdespino, V.L., "Nuevos sistemas de floculación mecánica", Trabajo presentado al Congreso IX de AIDIS, Bogotá.
28. "Water supply and sanitation in developing countries", University of North Carolina, (1966), Agency for International Development.
29. "Water treatment plant design", (1969), ASCE, AWWA, CSSE, American Water Association Inc. N.Y.
30. Walker, J.D. (unpublished), "New developments in water treatment high energy flocculation and air-water backwashing".
31. Willcomb, G.E., (1932), "Floc formation and mixing basin practice" Jour. AWWA, Vol. 24, p. 1416.
32. Vrale L., y Jordan, R.M., "Rapid Mixing in Water Treatment", Jour. AWWA, (Ene. 1971), Vol. 63, p. 52.
33. Griffith, J.D., Williams, R.G. "Application of jar test analysis at Phoenix, Arizona" (1972) Paper presented at the 92 AWWA Conference, Chicago - Unpublished.
34. Stenquist, P.S. y Kaufman, W.J., "Initial mixing in coagulation processes" (Feb 1972) - Serl Report No. 72-2, University of California, College of Engineering.
35. Tekippe, R.J., Ham, R.K., "Velocity Gradient path in coagulation" (1971), J. AWWA, Vol. 63, p. 439.
36. Azevedo Netto, J.M. - "Manual de Hidráulica" (1969) - Editora Edgard, Blucher, Ltda. 5a. Edición.
37. Lagvankar, A.L., Gemmel, R.S., "Size Relationship for Flocs" (Set. 1968), J. AWWA, Vol. 60, p. 1040.
38. Shannon, A.M., "Improved Operation of Four Treatment Plants at Detroit" (Dic. 1961), J. AWWA, Vol. 53, p. 1509.
39. Chow, V.T., "Open-channel Hydraulics", McGraw Hill Book Co., (1959).
40. Uhl, V. y Gray, J.B. "Mixing theory and practice", New York, Academic Press, 1966.

IV

CONTROL DEL PROCESO DE COAGULACION-FLOCULACION

Introducción

La coagulación-floculación del agua constituye el proceso básico que determina en gran parte las condiciones de operación de la planta de tratamiento. De aquella depende casi por completo la mayor o menor eficiencia del proceso subsiguiente: el de la separación de sólidos por sedimentación y filtración. La remoción de turbiedad en los sedimentadores y en los filtros así como la calidad del agua que se obtenga en ellos, se relacionan directamente con la manera como las partículas sean desestabilizadas y con la intensidad de las fuerzas que las aglutinan.

Por tanto, el cuidadoso control del proceso de coagulación-floculación, debe constituir una de las principales preocupaciones en la operación de plantas de tratamiento.

Desde alrededor de 1920, cuando en los Estados Unidos se empezaron a desarrollar diferentes sistemas para estimar la dosis de coagulantes requerida, hasta el presente, un sinnúmero de técnicas de control han venido apareciendo.

Tekippe y Ham (32) enumeran 22, a saber:

1. Prueba de jarras convencional
2. Prueba de jarras modificada
3. Velocidad de la formación del floc
4. Comparación visual del tamaño del floc
5. Densidad del floc
6. Volumen del floc sedimentado
7. Concentración volumétrica de floc
8. Concentración del coagulante residual
9. Índice de colmatación (silting index)
10. Número de filtrabilidad
11. Refiltración en membrana
12. Filtración invertida en gaza
13. Capacidad de cambio
14. Concentración del área superficial de partículas
15. Conductividad
16. Potencial Zeta
17. Potencial de corriente
18. Titulación de coloides
19. Filtración en filtro piloto
20. Parámetros de filtración
21. Filtración en tapón de algodón
22. Contador electrónico de partículas

En general los métodos de control podrían dividirse en cuatro grandes grupos, a saber:

- (a) Sistemas de simulación del proceso de coagulación (Prueba de jarras)
- (b) Sistemas de medida de las cargas electrostáticas de las partículas (Potencial Zeta)
- (c) Sistemas de medida de la filtrabilidad del agua
- (d) Sistemas de conteo del número de partículas (contador de partículas)

Ninguno de los métodos anteriores puede considerarse separadamente satisfactorio. En realidad todos aportan información sobre diversos parámetros que deben tenerse en cuenta, sin que pueda decirse que haya uno que caracteriza todo el proceso con prescindencia de los otros.

Por otra parte, el control de los aspectos físico-químico no es suficiente en la práctica diaria de operación de plantas.

Es importante también analizar las *características hidráulicas* de las unidades, para poder determinar el tiempo real que el agua queda retenida en los tanques y la extensión y gravedad de los cortocircuitos. Los dos aspectos anteriores inciden en la cantidad de coagulantes que se use, lo cual tiene gran importancia en la eficiencia así como en la economía de la operación y mantenimiento.

I. Sistemas de simulación del proceso de coagulación-filtración

(a) Prueba de Jarras

Según Black y colaboradores (5), los primeros aparatos para realizar la prueba de jarras fueron desarrollados en los Estados Unidos, entre 1918-1921, por Langelier y Baylis separadamente. Desde entonces la prueba de jarras ha constituido uno de los principales instrumentos de trabajo en las plantas de tratamiento de aguas en todo el mundo.

La prueba de jarras se ejecuta básicamente colocando en cinco o seis vasos de precipitado o frascos de boca ancha de 1 a 3 lts de agua de la muestra, agregándole diversas dosis de coagulantes a cada uno mientras se agita fuertemente la muestra y luego suspendiendo la agitación violenta y dejando por 10-30 min una agitación lenta, durante la cual se observa el aspecto y tamaño del floc formado en cada vaso.

Este ensayo intenta simular las condiciones en las cuales coagula el agua en la planta de tratamiento.

Sin embargo, dado el pequeño volumen (1 a 3 lts) que los vasos de precipitado contienen en comparación con el gran volumen de los tanques de floculación reales, la prueba de jarras constituye una pobre reproducción del proceso que se efectúa en el prototipo.

En una encuesta hecha por Ockershausen (23) en los Estados Unidos, en 1965, se encontró que la prueba de jarras se usaba en 42 de las 45 plantas de tratamiento que contestaron el cuestionario, pero que sólo en el 50 % de los casos los resultados de las pruebas de jarras coincidían con los obtenidos en la planta.

Las razones para esto son de orden físico y químico. Los autores mencionan las siguientes entre otras:

1. En los floculadores existe un flujo continuo, en cambio, en las jarras no hay flujo. Esto hace que en los primeros la masa de agua sufra un tratamiento desigual, debido a los cortocircuitos que retienen parte de ella durante largo tiempo mientras que otra parte la dejan pasar casi de inmediato. En la prueba de jarras el agua en cambio queda retenida durante todo el tiempo del ensayo.

2. La escala de las jarras no guarda relación con la del floc por cuanto éste se produce a escala natural y, en cambio, las jarras son cientos de veces más pequeñas que los floculadores.

Por tanto, la proporción entre la escala de la turbulencia que se produce en uno y otro caso y el tamaño del floc, es diferente, lo que afecta la rata de aglutinamiento de las partículas.

3. La dosificación de los coagulantes y la agitación de la masa de agua pueden ser mucho mejor controladas en la prueba de jarras que en la planta de tratamiento.

No obstante estas diferencias, la prueba de jarras sigue siendo el mejor método de que hasta ahora disponemos para controlar la dosis correcta de sustancias químicas que debe aplicarse para coagular el agua.

Hay que tener en cuenta, sin embargo, que el hecho de que la prueba de jarras sea un ensayo rutinario en la operación de las plantas, no significa que puede ejecutarse descuidadamente, lo que por desgracia suele ser bastante común.

Entre otras, las siguientes precauciones deberían ser observadas:

1. **Con respecto a las soluciones**

(a) Evitar la hidrólisis de la solución de coagulante que se usa. Tanto más débil una solución patrón de coagulantes y más alto sea su pH, más rápidamente se hidroliza, esto es reacciona con el agua para formar compuestos que coagulan más lentamente (*). Nickel (22) considera que soluciones menores del 2 % (20 gr por 1000 ml) no deben guardarse por más de un día.

(b) Es preferible tener una solución patrón concentrada (mayor del 10 %) y preparar a partir de ella la solución diluida del 1 % (10 gr por 1000 ml), cada vez que se va a hacer la prueba de jarras. Cuando se hace la dosificación de coagulantes en húmedo en la planta de tratamiento, se puede usar como solución patrón la misma que se utiliza en el prototipo.

(c) En todos los casos, la solución de coagulantes debe estar fresca y conviene, por eso, marcar la fecha de preparación en el frasco donde se la mantenga. Se ha observado siempre que soluciones recientemente hechas, no dan el mismo resultado que las que han sido almacenadas por bastante tiempo.

2. **Con respecto al volumen de agua**

Mejores resultados se obtienen usando volúmenes grandes de agua que volúmenes pequeños. En lo posible deben preferirse jarras de 1 a 2 lts a las de 0.5 lts o menos.

3. **Con respecto a la temperatura**

La prueba de jarras debe realizarse a la misma temperatura que la que tiene el agua en la planta de tratamiento. El dejar las jarras sobre el iluminador de la base prendido, o sobre un objeto caliente, cambia rápidamente la temperatura del agua por su poco volumen y produce resultados variables e inconsistentes.

4. **Con respecto a la adición de coagulantes**

Los coagulantes deben ser añadidos en el mismo orden en que se agregan en la planta de tratamiento y lo más rápidamente posible a las seis jarras. De lo contrario podrían cometerse errores al juzgarse la rapidez con que aparece el primer floc. El punto donde se agregan los coagulantes tiene también importancia. Deben estos aplicarse con una pipeta profundamente dentro del líquido y junto al eje de las paletas.

5. **Con respecto a la velocidad de rotación de las paletas**

Por las razones expresadas al principio del capítulo, la prueba de jarras nunca será un verdadero modelo a escala de los mezcladores y floculadores de la planta. Sin embargo, la energía que se comuniqua al líquido con los agitadores, influencia grandemente el proceso. Algunos operadores suelen usar 80-100 rpm durante 30 seg. para la mezcla rápida y 20-40 rpm durante 15-30 min para la mezcla lenta. Pero es preferible tratar de encontrar una energía de agitación que produzca un resultado comparable al de la planta. El mantener una velocidad de rotación de las paletas del aparato de prueba de jarras igual a la del mezclador y floculador real, no necesariamente produce resultados comparables.

(*) En el capítulo II se dijo que a pH inferior a 4 la especie primariamente presente la constituirían iones hidratados que son mucho más activos como coagulantes que los compuestos que se forman a pH mayor.

La figura 4-1 tomada básicamente de Camp, puede ayudar en la estimación de los gradientes de velocidad cuando se usan jarras de 2 lbs.

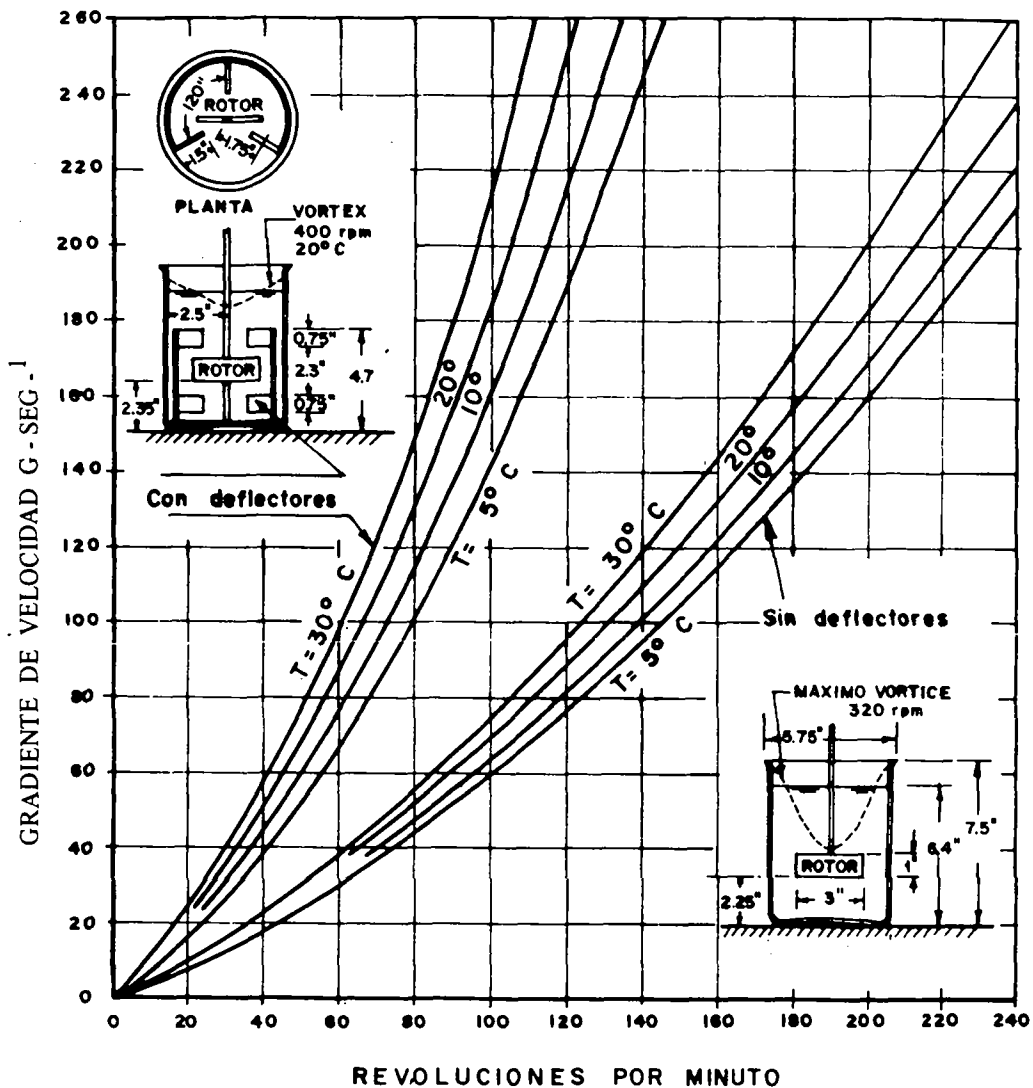


Fig. 4-1 Gradiente de velocidad para un vaso de precipitado de 2 lbs. con o sin deflectores como se indica (Datos básicos tomados de Camp)

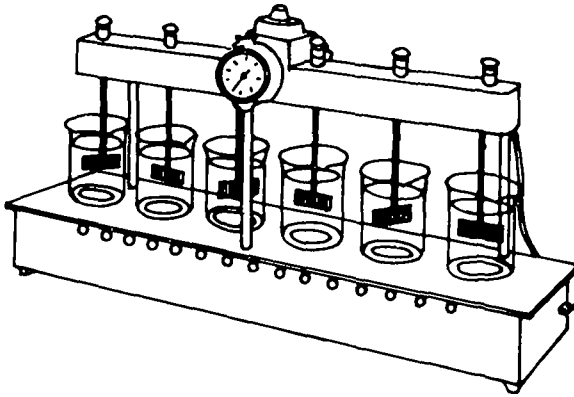


Fig. 4-2 Aparato agitador para la prueba de jarras con iluminación de la base.

Podría preguntarse entonces, qué es lo que mide, y qué resultados se obtienen con este ensayo.

Considerable número de determinaciones se pueden realizar, unas de orden cualitativo y otras, cuantitativo. Vamos a describir algunas:

1. **Observación visual.**— Es la que más comúnmente se hace. Consiste simplemente en observar la forma como se desarrolla el floc en cada una de las jarras, escogiendo aquella que produzca el floc más grande, de mayor velocidad de asentamiento aparente, y que deje ver un agua más cristalina entre las partículas coaguladas.

La comparación de los tamaños del floc no es fácil. Algunos prefieren estimarlo en milímetros en forma muy aproximada. Otros prefieren usar el Índice de Willcomb tal como se incluye en la tabla 4-1.

Tabla 4-1 Índice de floculación de Willcomb

Número del Índice	Descripción
0	Floc coloidal. Ningún signo de aglutinación
2	Visible. Floc muy pequeño, casi imperceptible para un observador no entrenado
4	Disperso. Floc bien formado pero uniformemente distribuido. (Sedimenta muy lentamente o no sedimenta)
6	Claro. Floc de tamaño relativamente grande pero que precipita con lentitud
8	Bueno. Floc que se deposita fácil pero no completamente.
10	Excelente. Floc que se deposita todo dejando el agua cristalina

Las observaciones visuales de este tipo son cualitativas y dependen, por eso, grandemente del criterio de quien hace los ensayos.

2. **Tiempo de formación del floc.**— Determinar en segundos el tiempo que tarde en aparecer el primer indicio de formación de floc, es uno de los sistemas para cuantificar la velocidad de la reacción. La iluminación de la base del agitador ayuda en esta determinación, la que ni aún así suele ser fácil, pues el floc cuando recién se forma suele ser incoloro. Por otra parte, el floc que se forma más rápido no necesariamente es el mejor. Cuando no se puede iniciar la coagulación simultáneamente en todas las jarras, debe tomarse con un cronómetro los tiempos en que se aplicaron los coagulantes a cada una.

3. **Volumen del floc sedimentado.**— Otra medida muy simple de hacer es verter en un cilindro graduado el agua coagulada, y medir al cabo de 24 horas la cantidad de lodos depositados. Cuando la muestra es bastante turbia o cuando proviene de una carpeta de lodos, se puede obtener una idea del porcentaje de sedimentos no compactados que se pueden esperar o concentración de sólidos en la suspensión. Con aguas ligeramente turbias la lectura del volumen de lodos se hace muy difícil.

4. **Cantidad de coagulante residual.**— Es una prueba muy útil para estimar la sobredosis de coagulantes, en especial cuando se usa sulfato de aluminio. Se ejecuta pipeteando 50 ml del sobrenadante de las pruebas de jarras, después de haber dejado sedimentar el agua por una o dos horas. Se determina el Al^{+++} en las porciones de 50 ml. El aluminio es soluble en proporción de un 0.2 a 0.4 mg/lit(*), por tanto cantidades mayores son indicativas de un exceso de coagulantes. Este ensayo suele hacerse rutinariamente con el agua sedimentada en las plantas de tratamiento pero rara vez en las pruebas de jarras, no obstante que puede ser útil sobre todo para comparar entre dos dosificaciones, que producen aparentemente resultados similares. No debe dicho ensayo, por supuesto, tomarse como decisivo, puesto que no siempre la dosis que produce la más completa precipitación del coagulante residual, es la que produce la mejor floculación, principalmente cuando las cantidades que se usan son bajas.

5. **Control del pH y la alcalinidad.**— Es aconsejable medir el pH y la alcalinidad antes y después del proceso de coagulación, debido a la importancia que estos factores tienen en la economía del tratamiento.

6. **Turbiedad residual.**— Las observaciones visuales para estimar el tamaño y calidad del floc en las jarras, en realidad, dicen poco sobre la eficiencia y rapidez con que se ha producido la clarificación del agua. Es por eso conveniente tomar el sobrenadante que se produce después de 30-60 min. de período de sedimentación, extrayendo 20-50 mls de muestra a 4-5 cm de profundidad desde la superficie. Para esta operación se puede usar una pipeta volumétrica de 100 ml o construir un sifón con tubo de vidrio de 1.5 mm de diámetro interno, como se ve en la figura 4-3. La muestra así extraída se puede analizar en dos formas:

(a) **Directamente** midiendo la turbiedad con un turbidímetro fotoeléctrico (preferible que el de comparación visual) (**).

(*) Este punto será discutido más extensamente en el capítulo IX sobre control del proceso de filtración.

(**) Véase la sección sobre turbidimetría en el capítulo IX.

(b) **Filtrando** la muestra del sobrenadante en papel de filtro Whatman No. 40 o similar y midiendo la turbiedad del agua filtrada.

Este ensayo trata de reproducir cuidadosamente el proceso de sedimentación y filtración de la planta de tratamiento. Debe tenerse en cuenta sin embargo, que las características del vaso de precipitado son bien distintas a las del sedimentador, y que el papel de filtro es una simple malla que guarda muy poca relación con el medio granular del filtro.

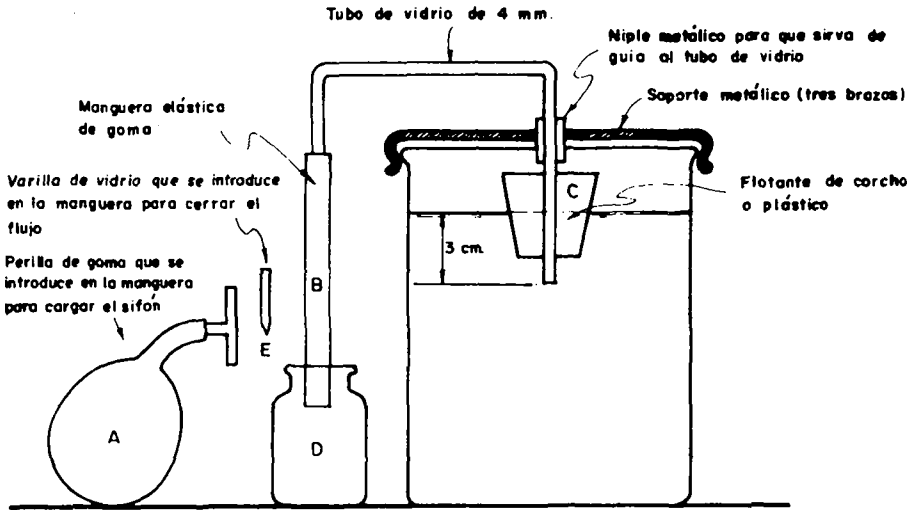


Fig. 4-3 Sistema para tomar turbiedades residuales

La perilla 'A' se coloca en el extremo de la manguera B, para iniciar la toma de muestras, luego se retira ésta y se cierra con la varilla E el flujo.

Cada vez que se quiera tomar una muestra se extrae dicha varilla por un tiempo y se vuelve a introducir en la manguera al terminar.

(b) **Prueba de jarras modificada**

El grado de floculación se ha expresado como N_t/N_0 en donde N_0 es la concentración de partículas iniciales y N_t , la concentración de partículas sin flocular después del tiempo t^* . Para una suspensión de partículas finamente divididas, la concentración puede ser medida por la dispersión que sufre la luz al pasar por ella, esto es por la

(*) Véase el capítulo II, pág. 66 y 67.

CENTRO PANAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA
Y CIENCIAS DEL AMBIENTE (CEPIS)

PRUEBA DE JARRAS

Jarra No.	AGUA CRUDA				DOSIFICACION EN MG/LT			OBSERVACIONES VISUALES		AGUA SEDIMENTADA					AGUA FILTRADA				
	pH	Color	Turbiedad	Alcalinidad	Coagulante mg/lit	Alcalinidad mg/lit	Ayudante de Coagulación	Tiempo de Formacion del flocculo	Indice de Wilcomb	pH	Color	Turbiedad	Alcalinidad	Coagulante Residual mg/lit	pH	Color	Turbiedad	Alcalinidad	
1																			
2																			
3																			
4																			
5																			
6																			

Otras Observaciones:

Indice de Wilcomb

- 0 - Floc coloidal. Ningún signo de aglutinación.
- 2 - Viable. Floc muy pequeño, casi imperceptible para un observador no entrenado.
- 4 - Disperso. Floc bien formado pero uniformemente distribuido. (Sedimenta muy lentamente o no sedimenta).
- 6 - Claro. Floc de tamaño relativamente grande pero que precipita con lentitud.
- 8 - Bueno. Floc que se deposita fácil pero no completamente.
- 10 - Excelente. Floc que se deposita todo, dejando el agua cristalina.



Aparato para toma de muestras de turbiedad residual.

turbiedad considerando que a mayor turbiedad, mayor concentración (*). Se sigue de aquí que si medimos las turbiedad residual a través del tiempo, durante un ensayo de coagulación podemos obtener N_t/N_0 para diferentes valores de t:

$$\frac{N_t}{N_0} = \frac{\text{Turbiedad del agua en el momento } t}{\text{Turbiedad del agua cruda}}$$

Este ensayo puede realizarse en la forma siguiente, usando un agitador convencional para prueba de jarras:

1. Se determina la turbiedad del agua cruda N_0 .
2. Se le aplican los coagulantes a la jarra, mientras tanto se hace girar el agitador a 100 rpm.
3. Después de 30 seg. de mezcla rápida, se cambia la velocidad de las paletas a 40 rpm (a la que se juzgue conveniente) durante 30 min.
4. Se suspende la agitación, se levantan las paletas, y se empiezan a tomar muestras del sobrenadante a intervalos regulares de tiempo, por ejemplo en: $t = 1$ min, $t = 3$ min, $t = 5$ min, $t = 10$ min, $t = 60$ min. Para extraer las muestras se puede usar una pipeta volumétrica (transfer pipette) introduciéndola 4-5 cms dentro del agua o un sifón como el indicado en la figura 4-3.
5. Con los resultados se dibuja la curva: floc removido versus tiempo de sedimentación. Un ejemplo de este tipo de curvas se incluye en la figura 4-4. Al agua cruda analizada se le determinó la turbiedad inicial que fue de $N_0 = 95$ Unidades Jackson, y se la colocó en dos jarras de 2000 ml. A la primera se le dosificaron 34 mg/lit y a la segunda 30 mg/lit. Se hallaron las turbiedades residuales a los 1, 3, 5, 10 y 60 minutos. Los cálculos se incluyen en la tabla 4-2.

Tabla 4-2 Cálculo del floc removido

Tiempo min	Turbiedad N_t		Floc remanente $N_t/N_0 \times 100$		Floc removido $(1-N_t/N_0) 100$	
	Jarra con 34 mg/lit	Jarra con 30 mg/lit	Jarra 1	Jarra 2	Jarra 1	Jarra 2
1	39.0	52.2	41	55	59	45
3	10.4	20.0	12	21	88	79
5	5.7	12.3	6	13	94	87
10	3.0	10.4	3.2	11	96.8	89
60	2.95	10.0	3.0	10.5	97.0	89.5

(*) Esta relación es sólo aproximada, como se explica en el capítulo IX. Para suspensiones finamente divididas es un poco más válida.

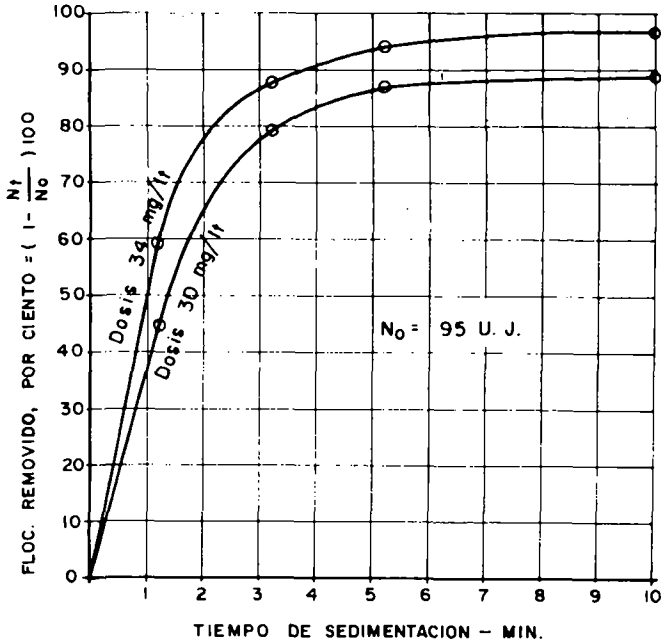


Fig. 4-4 Rata de remoción de floc

De la figura 4-4 se puede deducir que la dosis de coagulantes de 34 mg/litro fue mucho más efectiva que la de 30 mg/litro, puesto que la velocidad de remoción del floc fue mayor y, por tanto, también la velocidad de asentamiento. En otras palabras, removió más floc en menos tiempo y dejó un sobrenadante más claro (de 2.95 U.J. contra 10 U.J.), no obstante que al observar el floc en ambas jarras su apariencia era muy similar.

Como se ve, este ensayo puede ser útil:

- Para comparar el trabajo de varias dosis de coagulantes
- Para comparar el trabajo de coagulantes distintos
- Para comparar el trabajo de los coagulantes en las jarras y en la planta de tratamiento.

En este último caso, se puede comparar los resultados obtenidos con una muestra de agua cruda y una muestra del agua proveniente del final de la cámara de floculación. Al tomar ésta debe evitarse romper el floc. A ambas se les determina la turbiedad residual y se dibujan curvas similares a las de la figura 4-4.

Una eficiencia muy superior en las jarras con relación al floculador, está indicando la existencia en éste de cortocircuitos, hidrólisis de los coagulantes u otras causas que deberán ser investigadas.

Cohen (9) describe un ingenioso mecanismo para obtener muestras de seis jarras simultáneamente. Consiste en conectar todos los frascos a un sistema de vacío, que opera automática o manualmente cada cierto tiempo y extrae muestras de determinado volumen.

El operar con seis jarras a la vez tiene la ventaja de poder hacer un mayor número de determinaciones en menor tiempo; lo que a veces es muy importante. Debe tenerse en cuenta sin embargo, que si se toman cinco muestras en seis jarras se obtienen 30 muestras por analizar.

Para que este tipo de ensayo sea válido es conveniente observar las siguientes precauciones:

- (a) Se debe extraer el agua con la misma velocidad para todos los ensayos, por cuanto la fuerza con que se succiona el flujo con el sifón o la pipeta, influencia el número de partículas arrastradas. A mayor velocidad de entrada, mayor cantidad de floc es atrapado. El aparato de la figura 4-3 se ha hecho teniendo en cuenta esto principalmente.
- (b) La muestra debe tomarse a una profundidad constante 4-5 cms.
- (c) Debe buscarse que el nivel de agua en las jarras baje el mínimo indispensable durante el ensayo, para evitar una modificación sustancial del volumen analizado. Esto limita a un máximo de 400 ml de muestras que se pueden obtener de una jarra de 2000 mls, lo que produciría una reducción del 20 % del volumen.
- (d) La temperatura debe ser la misma en todas las jarras durante todo el tiempo del experimento, e igual a la del agua en la planta.

II. Sistemas de medida de las cargas electrostáticas

En el capítulo II se estudió lo que es el potencial zeta y su importancia en la coagulación del agua. Vamos ahora a estudiar la forma de medir dicho potencial en el laboratorio. Debe advertirse al respecto que en las plantas de tratamiento no suele ser práctico medir el potencial zeta en forma rutinaria, salvo condiciones especiales. Pocas plantas han encontrado esto, lo suficientemente útil como para pagar el costo de los equipos y la mano de obra involucrada. Es en la investigación de los aspectos químicos de la coagulación, donde la medición de las cargas electrostáticas ha sido más útil. Sin embargo, la determinación del P.Z. en sí, no puede utilizarse como el único parámetro para caracterizar el proceso de coagulación-floculación del agua.

Determinación del P.Z. con microscopio

Cuando se dispone de un microscopio, la movilidad electroforética y el potencial zeta pueden determinarse mirando a través de él, la suspensión coloidal colocada en una celda electroforética iluminada con una luz oblicua, de tal modo que las partículas coloidales brillen a manera de puntos luminosos, y se pueda medir su velocidad de desplazamiento en una cuadrícula micrométrica. La movilidad electroforética se calcula con la fórmula:

$$M = \frac{d A}{t I R_s} \quad (4-1)$$

donde: M = movilidad en micrones/seg por voltio por centímetro

d = distancia que la partícula recorre en micrones

t = tiempo en segundos que la partícula tarda en recorrer la distancia d

A = área transversal de la celda en cm².

$$I = \frac{H_p \text{ (caída de potencial voltios/cm)}}{R \text{ (resistencia en Ohmios)}} \text{ se expresa en amperios}$$

$R_s =$ resistencia específica o resistividad = RA / l

Se expresa en Ohmios-centímetro.

El potencial zeta se calcula con la fórmula:

$$\zeta = \frac{4 \pi \mu}{D_c} M$$

donde: ζ = potencial zeta en voltios

μ = viscosidad absoluta en poises

M = Movilidad electroforética en centímetro/seg por voltio por centímetro.

D_c = Constante dieléctrica

Utilizando unidades prácticas:

$$\zeta = 113 \frac{\mu}{D_c} M \times 10^3 \tag{4-3}$$

donde: ζ = potencial zeta en milivoltios

μ = viscosidad de la suspensión en poises

M = Movilidad en micrones/seg por voltios por centímetro

D_c = constante dieléctrica de la suspensión

Riddick (24) (40) ha publicado gráficos que permiten hallar fácilmente el PZ a partir de la movilidad a una temperatura determinada.

Sin embargo, debido a la imprecisión existente en la evaluación de la constante dieléctrica D_c , muchos autores prefieren expresar el potencial de la partícula en términos de movilidad electroforética (micrones/seg por volt/cm) en lugar de en términos de P.Z. (Milivoltios).

En una suspensión determinada cada partícula tiene una M y ζ diferentes. Se suelen por eso establecer curvas como las de la figura 4-5, tomada de Bean Campbell y Anspach (4), en las que se muestran la distribución del P.Z. en 50 partículas estudiadas.

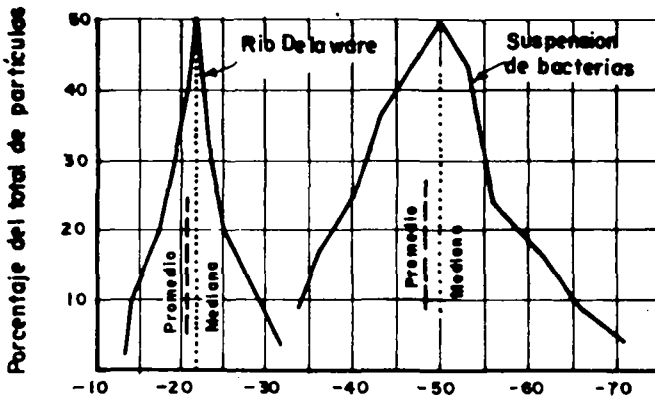


Fig. 4-5 Potencial zeta - MV. para dos diferentes tipos de suspensiones

Cada suspensión según el tipo de coloides que posea, tiene una distribución diferente de su potencial zeta que determina, a veces, su comportamiento durante el proceso de coagulación.

Generalmente sin embargo, el P.Z. se expresa como el promedio del observado en las diferentes partículas. El promedio, por ejemplo, del potencial zeta en el Río Delaware, según la referencia citada, fue de -21.5 mv, mientras que el de la suspensión de 25.000 bacterias por ml fue de -48.7 mv. Obsérvese el hecho de que los coloides orgánicos tienen una carga electrostática más alta que los coloides minerales.

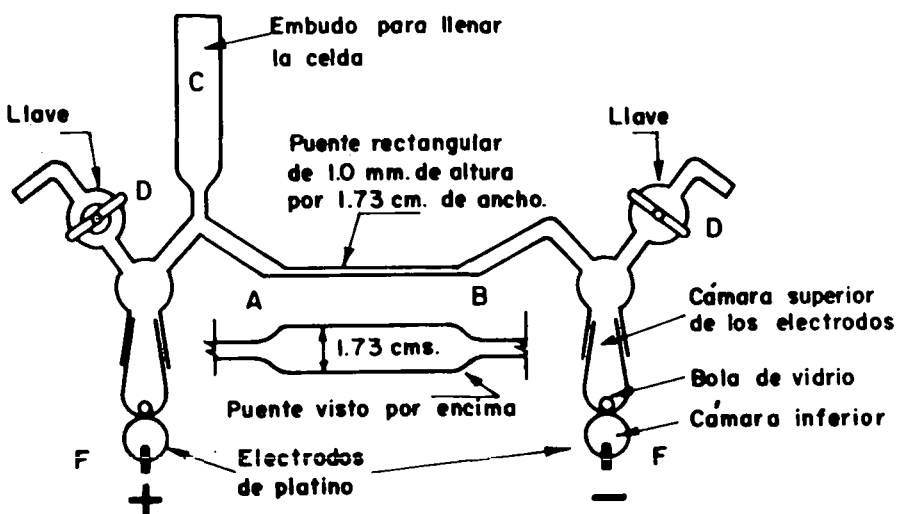


Fig. 4-6 Celda de Briggs (vidrio)

Para poder calcular el potencial zeta, el equipo que se usa consta fundamentalmente de cinco partes, a saber:

1. Microscopio
2. Celda con sus electrodos y soporte
3. Fuente de poder de corriente continua
4. Sistema de iluminación
5. Aparatos de medida (voltímetro, amperímetro, puente y celda para medir conductividad, cronómetro).

Básicamente existen dos clases de equipos que se pueden conseguir en el comercio: la celda de Briggs y el Zeta Meter (*).

(*) Las referencias a un equipo comercial, se hacen solamente con el propósito de identificación, pero en ningún caso significan una recomendación de dicho equipo, por parte de la Oficina Sanitaria Panamericana o de la Organización Mundial de la Salud.

Celda de Briggs

La Celda de Briggs es hecha en vidrio Pyrex con la forma que aparece en la figura 4-7. Se introduce la suspensión por el embudo c, de modo que el puente rectangular A-B de 0.1 cm de espesor interno por 1.73 cm de ancho quede completamente lleno con la muestra sin que queden burbujas de aire. En la parte de abajo están los dos electrodos de platino a los cuales se les pone suficiente mercurio como para cubrirlos completamente.

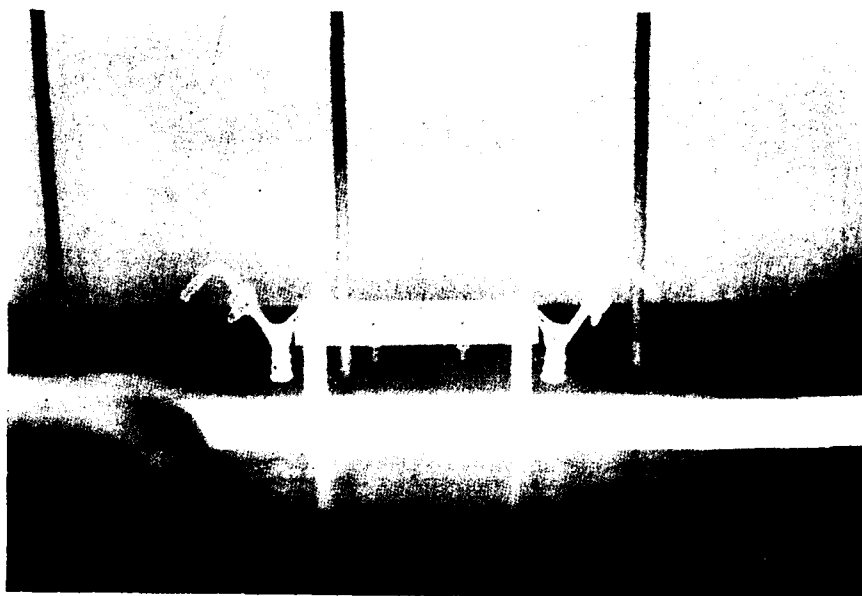


Fig. 4-7 Celda de Briggs con sus soportes pero sin los electrodos

La bolita de vidrio sirve para tapar el orificio entre la cámara superior de los electrodos y la cámara inferior. Las dos llaves D se usan para poder extraer las burbujas de aire que hayan podido quedar atrapadas en el puente. Black (7) sugiere montar toda la celda en un soporte como el indicado en la figura 4-7.

Todo el conjunto (celda con su soporte) se monta en un microscopio monocular, como indica la figura 4-8 y se ilumina con una lámpara universal. Para evitar el paso del calor de la lámpara hasta la celda y las correspondientes corrientes de convección en ella, se interpone un frasco de caras paralelas (Kolle culture flask) lleno con solución diluida de sulfato de cobre.

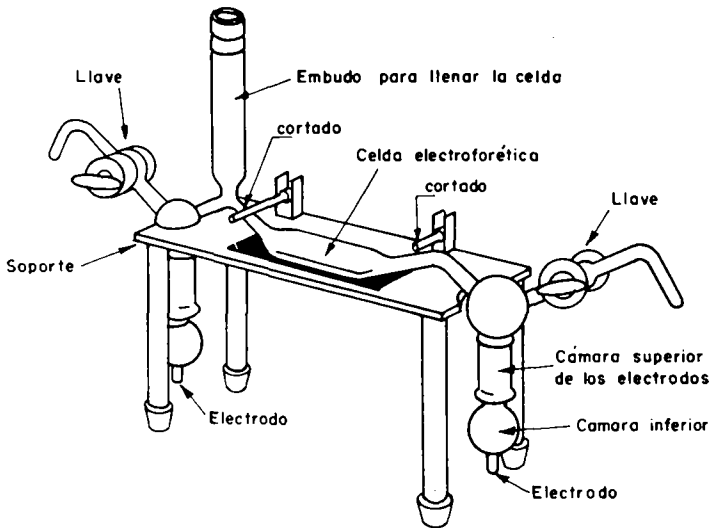


Fig. 4-7a Celda de Briggs en su soporte parcialmente removido

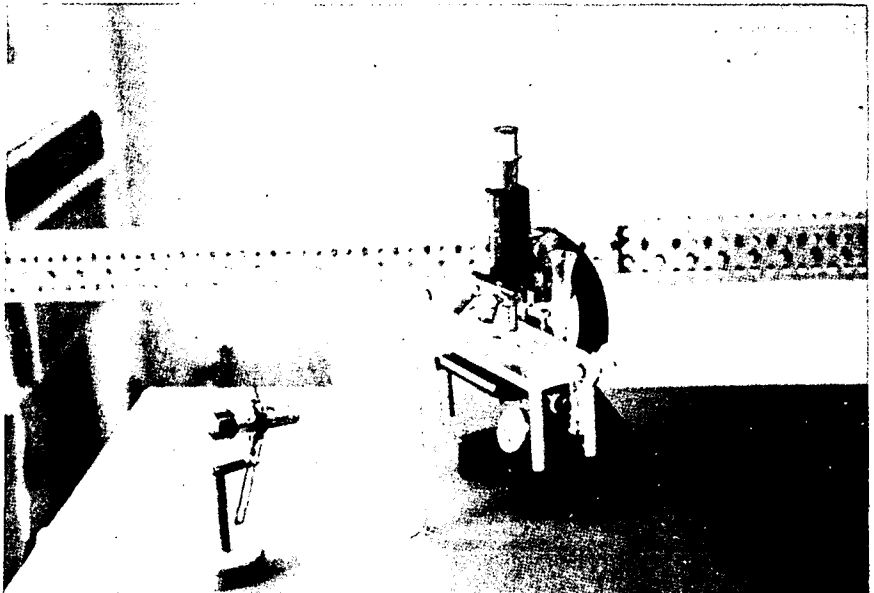


Fig. 4-8 Montaje de la Celda de Briggs

La corriente que se aplica a los electrodos es corriente continua, que se puede obtener de una fuente de poder de voltaje variable (0-400 voltios) o de una serie de baterías de 22.5 voltios, para proporcionar un voltaje entre 135 y 270 voltios.

Lo que hace difícil el uso de la celda de Briggs es su calibración.

Un líquido en contacto con una superficie posee un potencial con respecto a ella. Por tanto si se aplica un campo eléctrico al sistema, el líquido se moverá sobre la superficie estableciendo un flujo. Este fenómeno se llama electroósmosis, y fue descrito en el capítulo II. La electroósmosis afecta la velocidad electroforética de las partículas, puesto que puede frenarlas o acelerarlas. Junto a las paredes, el líquido se mueve en dirección contraria a la del centro. Por tanto, en un punto se establecerá una capa en donde el flujo osmótico es cero, la cual se llama capa estacionaria.

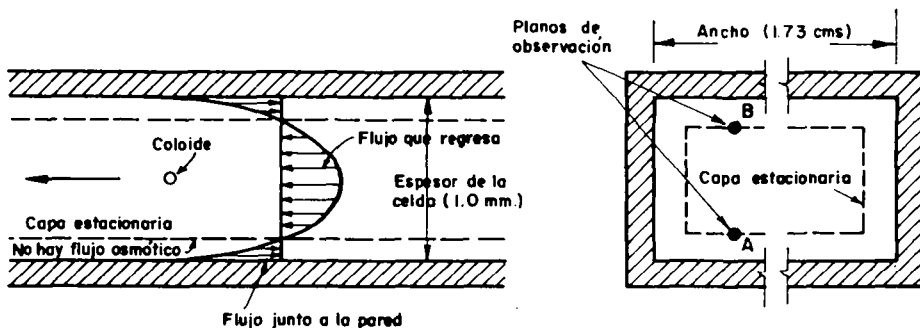


Fig. 4-9 Flujo osmótico en una celda de Briggs

La velocidad electroforética hay que medirla en ese plano, y el microscopio debe graduarse de tal manera que esté enfocado a él.

La forma de encontrarlo puede verse en la referencia (8). En la celda de Briggs existen dos planos de observación A y B (Fig. 4-9) los cuales hay que hallar antes de hacer las determinaciones.

Rock y Burbank (39) han desarrollado una celda de Briggs mejorada, que tiene algunas ventajas con respecto al diseño tradicional.

Zeta Meter *

El zeta meter es un equipo similar al anterior. Consta de:

- (a) Una fuente de poder de corriente continua variable, un voltímetro de precisión, un microamperímetro y un cronómetro, todo ensamblado en una sola unidad con sus switches y conexiones.

(*) Zeta Meter es producto de Zeta Meter Inc.

(b) Una celda electroforética de plástico (Celda de Riddick) con un tubo capilar al centro de 10 cm de largo por 4.4 mm de ancho, con sus tapones de caucho y electrodos de molibdeno o platino-iridio. Ver figura 4-10.

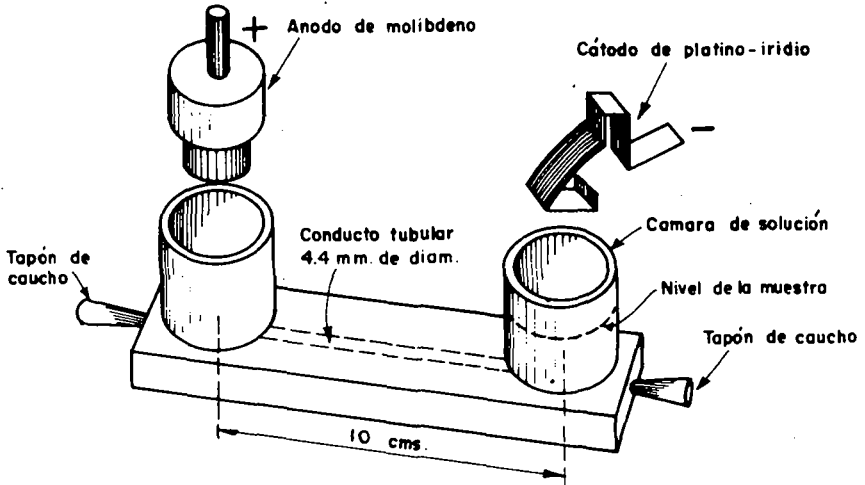


Fig. 4 -10 Celda de Riddick (plástico)

- (c) Un soporte para la celda que absorbe el calor
- (d) Una lámpara
- (e) Un microscopio estereoscópico con micrómetros.

El conjunto de este equipo se muestra en la Figura 4-11. La suspensión que se quiere analizar se pone en las cámaras de solución de manera que se llene el tubo. Se acomoda la luz, se enfoca el microscopio hasta que las partículas coloidales sean visibles, y se cuenta con el cronómetro el tiempo que ellas tardan en desplazarse en la cuadrícula del micrómetro.

Las lecturas deben hacerse en el plano de la capa estacionaria, por cuanto en la celda de Riddick se presenta el mismo fenómeno de electroósmosis que en la de Briggs. Siendo el conducto circular, sin embargo la capa estacionaria tiene la forma de un anillo como indica la figura 4-12. Riddick (24) considera que este anillo de flujo osmótico cero, está colocado a una distancia $0.147 d$ desde la pared, lo que facilita el enfoque del microscopio y las lecturas, por cuanto sólo hay que determinar un plano de observación en lugar de dos como en la celda de Briggs.

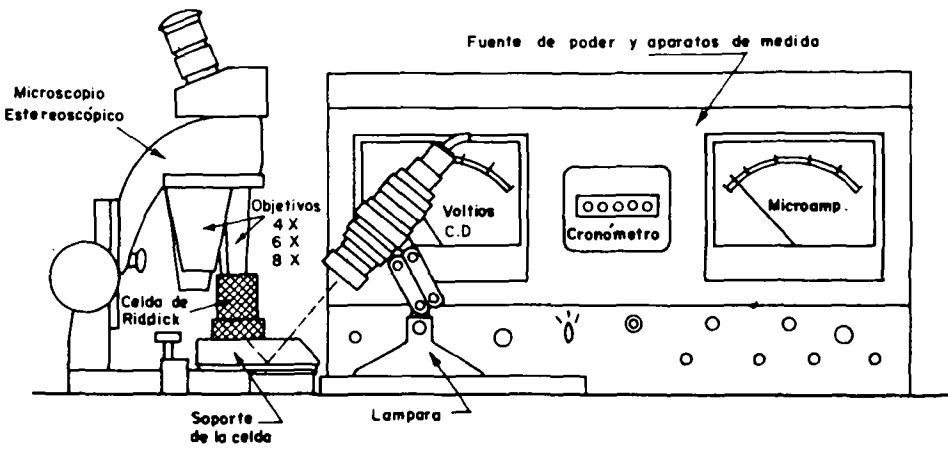


Fig. 4 -11 Conjunto del equipo Zeta Meter

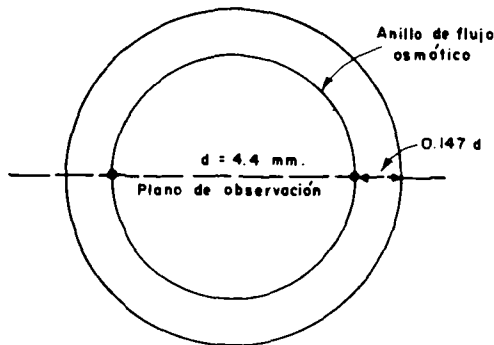


Fig. 4 -12 Flujo osmótico en un conducto circular

Uso del sistema de medición de las cargas electrostáticas

Tanto la celda de Briggs como el Zeta Meter miden la movilidad electroforética y el potencial zeta producido por la carga electrostática de las partículas. Cuando este mecanismo de la coagulación es el que predomina, puede ser útil el investigar el P.Z. del agua a la cual se le han aplicado los coagulantes.

Las aguas naturales suelen tener potenciales que varían entre -10 y -30 mv. El P.Z. óptimo de coagulación con Al (III) o Fe (III) como regla general se produce alrededor

de cero cuando hay remoción de color (punto isoeléctrico), mientras que cuando hay remoción de arcillas tiende hacia el lado negativo, variando entre -6 y -10 milivoltios (*). No necesariamente se obtiene la mejor coagulación a P.Z. igual cero, lo que constituye la principal limitación de este sistema de control.

Dicen al respecto, Tekippe y Ham (33): "debido a que esta técnica incluye solamente la determinación de las cargas eléctricas, puede conducir a conclusiones erróneas cuando es usada para estudiar coagulantes que no siguen la teoría electrocinética".

En especial al evaluar polielectrolitos sintéticos como coagulantes, debe tenerse en cuenta que éstos actúan más estableciendo puentes químicos, que desestabilizando las cargas electrostáticas de las partículas (**).

Comparación entre la celda de Briggs y la celda de Riddick

Rock y Burbank (39) hicieron un extenso estudio comparativo de la celda de Briggs y la de Riddick, del que hemos extractado las siguientes conclusiones:

1. La celda de Briggs y la de Riddick, tienen igual grado de precisión.
2. La celda de Riddick es más fuerte, compacta y transportable.
3. La celda de Riddick es de más fácil limpieza que la de Briggs.
4. En la celda de Riddick no se presentan los problemas de gasificación de los electrodos que existe a veces en la celda de Briggs.
5. La celda de Briggs se observa con un microscopio de mayor potencia que la de Riddick y por tanto, es más fácil de usar cuando se analizan muestras que contienen gran concentración de partículas.
6. El sistema de iluminación de la celda de Riddick es superior, puesto que la luz no se refleja directamente en el objetivo del microscopio.
7. En la celda de Briggs los coloides se observan en un plano, en cambio en la celda de Riddick se observan en un conducto tubular. Por tanto, la calibración de la celda de Riddick toma aproximadamente la mitad del tiempo que la de la celda de Briggs.
8. El espesor de la celda de Briggs es de 1.0 mm y el de la celda de Riddick de 4.4 mm. Esto significa que los coloides se asientan más rápidamente en la celda de Briggs que en la de Riddick, pero en cambio ésta queda mayormente sometida a corrientes de convección (por su mayor volumen) que aquélla.
9. La celda de Riddick con su equipo, es varias veces (cuatro a cinco veces) más costosa, que la celda de Briggs con el suyo.

Black decía al respecto en una comunicación privada al autor (1968): "Nosotros pensamos que algo se puede ganar usando la celda de Briggs donde se requieren mucha precisión y donde se hace la investigación de la técnica en sí misma. Sin embargo, donde se emplean determinaciones de la movilidad, simplemente como indicación del comportamiento de partículas coloidales, el Zeta Meter debe preferirse por cuanto produce resultados más rápidos y simplemente. Usando la celda de Briggs, como nuestro estudio

(*) La movilidad electroforética y el potencial zeta se consideran positivos (+) cuando las partículas se desplazan hacia el polo negativo, y se consideran negativos (-) cuando se desplazan hacia el polo positivo.

(**) Véase el capítulo II.

sugiere, uno debe calibrar no sólo la celda en sí, sino el microscopio que se usa con ella. Con el Zeta Meter todas estas calibraciones están hechas por anticipado y el instrumento trae curvas que explican tan completamente el procedimiento, que el operador promedio con poca práctica, puede realizar un buen trabajo”.

Determinación del punto isoelectrico por titulación química

Kawamura y Tanaka en Japón (19) (20), desarrollaron un método para determinar el punto isoelectrico de un sistema coloidal, por medio de una simple titulación química, como alternativa a los métodos de medición electroforéticos.

Se base en el hecho de que coloides negativos pueden reaccionar estequiométricamente con coloides positivos. En esta forma, en presencia de un indicador adecuado, se pueden titular unos coloides con otros.

El indicador se ha encontrado que es el Toluidine Blue (T.B.) y los reactivos: el Methyl Glycol Chitosan (MGC) y el Polyvinyl Alcohol Sulfate (*) (PVSK). Se necesita también una microbureta de 2 ml, frascos Erlenmeyer y agitador magnético. Siguiendo a Hannah (17) el procedimiento lo podemos describir así:

Reactivos:

1. **Methyl Glycol Chitosan** ≈ 0.002 N.— Peso molecular 419. Una muestra secada en aire de 0.838 gramos de MGC disuelta en 1 lt de agua destilada tiene una normalidad aproximada de 0.002. Calentar suavemente para ayudar a la disolución.
2. **Potassium Polivinyl Alcohol Sulfate, 0.002** N.— Peso molecular 162. Suponiendo un $\approx 95\%$ de esterificación del PVSK comercial, disolver 0.341 grm de este reactivo en 1 lt de agua destilada.

Titulación:

1. Colocar 100 ml de la muestra por analizar en un frasco Erlenmeyer de 200 ml con un agitador magnético.
2. Se añade 2.5 ml de 0.002 N, de MGC y una gota de TB al 0.1 %.
3. El exceso de coloides positivos de MGC se titula con PVSK 0.002 N usando una microbureta de 2 ml hasta que el color del TB cambie de azul claro a púrpura claro (**).
4. El mismo procedimiento se sigue con un “blank”, usando igual volumen de MGC en agua destilada y titulando con PVSK. Al volumen de PVSK requerido para titular la muestra de agua original, se le resta el volumen de PVSK empleado para titular el “blank”. Si la muestra de agua original contiene un coloide *negativo*, el volumen de PVSK usado en la titulación del “blank” será *mayor* que el usado en la titulación de la muestra. En cambio si es *menor*, los coloides de la muestra se consideran *positivos*.

(*) Estos reactivos son generalmente difíciles de conseguir en el comercio y hay que pedirlos al Japón. Hannah cita como fuente de abastecimiento: Wako Pure Chemical Industries Ltd., P.O. Box Osaka Higashi 77, 10 Doshomachi 3, Chome-Higashiku, Osaka, Japan.

(**) Con aguas que tienen un alto contenido de color o turbiedad es a veces muy difícil observar el punto de viraje lo que constituye una de las limitaciones del método de titulación.

Cálculo

La "carga del coloide" se expresa en miliequivalentes por litro. Así:

$$\frac{(\text{ml PVSK para la muestra} - \text{ml PVSK para el "blank"})}{\text{ml de agua de la muestra (100 ml)}} \times 2 = \frac{\text{meq.}}{\text{lt}}$$

Ejemplo: ml PVSK para titular la muestra: 2.00
ml PVSK para titular el "blank": 2.45
Volumen de la muestra: 100 ml

Por tanto:

$$\frac{2.00 - 2.45}{100} \times 2 = -0.9 \times 10^{-2} \frac{\text{meq.}}{\text{lt}} = -90 \times 10^{-4} \frac{\text{meq.}}{\text{lt}}$$

Significado de la titulación de coloides

La titulación de coloides tiene la ventaja de que usa una muestra más grande y representativa que los sistemas microelectroforéticos. Es por otra parte, más una evaluación de la carga total del área superficial de las partículas, que de la carga individual de cada partícula en sí. Se requiere por eso una mejor correlación, entre los meq/lt que una muestra posea, y la influencia que esa determinada cantidad tenga en el proceso de desestabilización de los coloides. Kawamura, Hanna y Shumate (20) estudiaron diferentes tipos de aguas y de su trabajo se puede concluir, que existe una clara equivalencia entre el punto isoeléctrico determinado por electrofóresis y el determinado por titulación. Este último método por tanto puede servir para encontrar con qué dosis de coagulantes se alcanza un potencial zeta cero. Pero no se puede predecir qué valor de meq/lt corresponde a un determinado valor de potencial zeta o movilidad electroforética lo que constituye su principal limitación.

Las figuras 4-13 y 4-14 muestran dos ejemplos tomados de los autores antes citados, que representan las curvas de la movilidad electroforética y la carga de los coloides para una muestra del río Olentagy (EE.UU.) y una de una agua servida.

La correspondencia de los puntos isoeléctricos determinados en una y otra forma es evidente en el primer caso, pero no tan exacto en el segundo debido, tal vez, al carácter liofílico que predomina en los coloides de las aguas servidas.

Queremos por último anotar que las observaciones que hicimos con respecto a la validez del potencial zeta como método de control de la coagulación, se aplican también al sistema de titulación.

III. Sistemas de medida de la filtrabilidad del agua

La eficiencia de la coagulación puede medirse también por la facilidad con que los sólidos suspendidos en el agua quedan retenidos en medios granulares o porosos.

Diferentes métodos han sido ideados al respecto, los cuales tratan de predecir la dosis óptima de coagulantes a partir del tiempo que tarda un determinado volumen de líquido en filtrarse o la pérdida de carga que se produce.

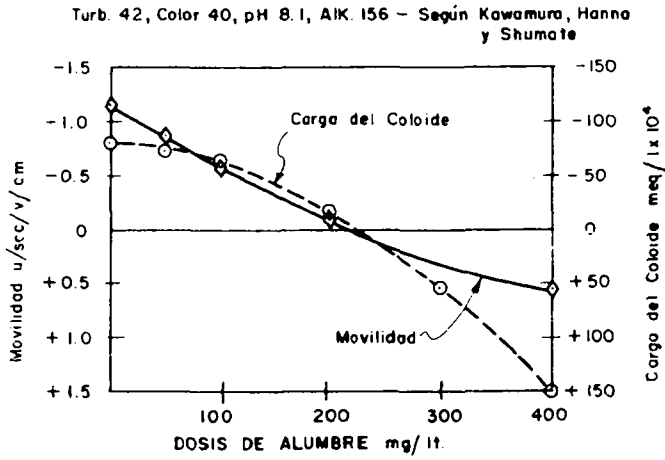


Fig. 4 -13 Movilidad y carga de los coloides en una muestra del río Olentagy (E.U.)

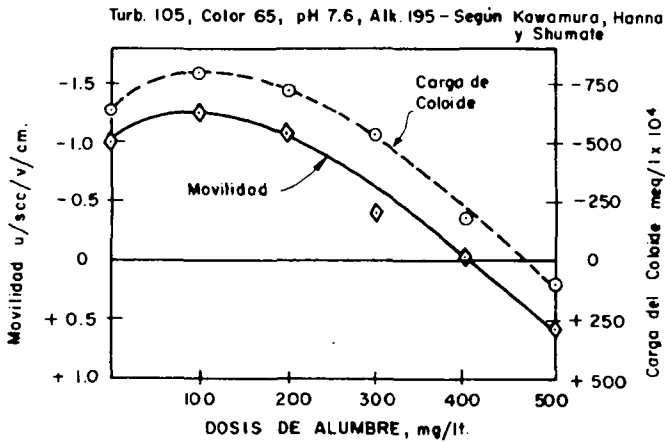


Fig. 4-14 Movilidad y carga de los coloides de una muestra de aguas servidas

Debe tenerse en cuenta, punto en el cual insistiremos al discutir la filtración, que la dosis óptima de coagulantes que se requiere para filtrar un agua, no necesariamente es la misma que se necesita para dejarla sedimentar. Un ejemplo que ilustra este hecho lo trae Shull (29) al informar que en la planta de tratamiento de Crum Creek (EE.UU.) se aplicaban 13.7 mg/lit de sulfato de aluminio y se obtenían una turbiedad en el agua filtrada de 0.17 U.J.

Al reducir la dosis de coagulantes como indica la figura 4-15, de 13.7 a 8.5 mg/lit, se mejoró la calidad del agua filtrada hasta llegar a turbiedades de 0.09 U.J., no obstante que el resultado de la prueba de jarras era cada vez peor y el potencial zeta se hacía cada vez más electronegativo hasta alcanzar valores de -10 y -12 mv (el potencial zeta del agua sin coagular varía entre -15 y -25 mv). La turbiedad del efluente de los sedimentadores lógicamente aumentó hasta duplicarse, pero la de los filtros disminuyó.

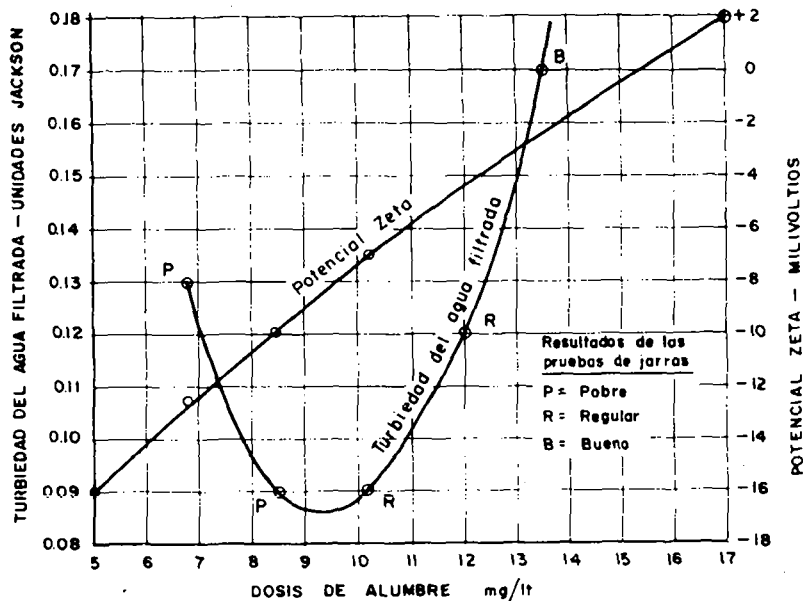


Fig. 4-15 Turbiedad del efluente del filtro y potencial zeta

Por tanto las pruebas de filtrabilidad evalúan la coagulación sólo desde el punto de vista de la filtración, así como la prueba de jarras modificada, que describimos, lo hace desde el punto de vista de la sedimentación.

Prueba de filtrabilidad de Shull

El equipo necesario se puede ver en la figura 4-16. Consta de:

1. Un aparato para prueba de jarras con vasos de 2000 ml.
2. Seis frascos Erlenmeyer de 3000 ml.
3. Un equipo completo de filtro de membrana (el mismo que se usa para análisis bacteriológico)
4. Una bomba de vacío.
5. Membranas filtrantes de 47 mm de diámetro por 0.45μ de tamaño de poros.
6. Cilindro graduado de 200 ml y cronómetro.

El procedimiento sugerido por Shull (29) puede describirse en forma simplificada así:

1. Realizar la prueba de jarras en la forma convencional, usando seis porciones de 1500 ml calentadas a $20^{\circ}\text{C} \pm 2$. Para mezcla rápida usar 100 rpm y para mezcla lenta 50 rpm durante 9 minutos.
2. A los 9 minutos exactos se suspende la agitación y se deja sedimentar el agua por 30 minutos.

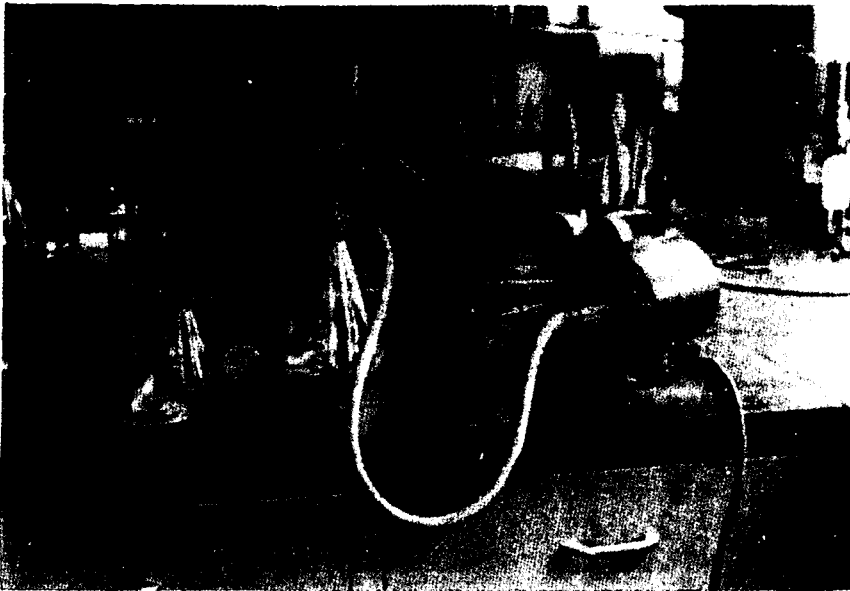


Fig. 4 -16 Equipo para la determinación de la prueba de filtrabilidad

3. En seguida se sifona el sobrenadante de cada una de las seis jarras trasladando 250 ml a los frascos Erlenmeyer (los primeros 50 ml se botan).
4. Una porción de 200 ml de las muestras de 250 ml se filtra en el equipo de filtro de membrana, manteniendo una presión diferencial de 20 pulgadas de mercurio.
5. Se mide el tiempo t que se tardan en filtrar completamente los 200 ml.

Número de Shull = tiempo t en segundos / 23

El número 23 representa el tiempo en segundos que tardan en filtrarse en idénticas condiciones, 200 ml de agua tridestilada a 20°C .

El número de Shull mide la mayor o menor "facilidad" con que un agua puede ser filtrada. Un número de uno, significa que la muestra se filtra tan rápidamente como un agua destilada, pero no dice nada acerca de la calidad del efluente. Puede que el agua que se filtra con más rapidez sea la que resulta con más turbiedad.

La curva del número de Shull (ver figura 4-17) varía con las características del agua, pero siempre tiene un máximo. Aparentemente la mejor calidad de agua se produce cerca de ese máximo, porque es cuando quedan retenidos la mayor cantidad de sólidos.

Interesante coincidencia observada por Shull es que, en los ensayos realizados por él, a un número de filtrabilidad de 3 siempre correspondió un potencial zeta de -3 mv.

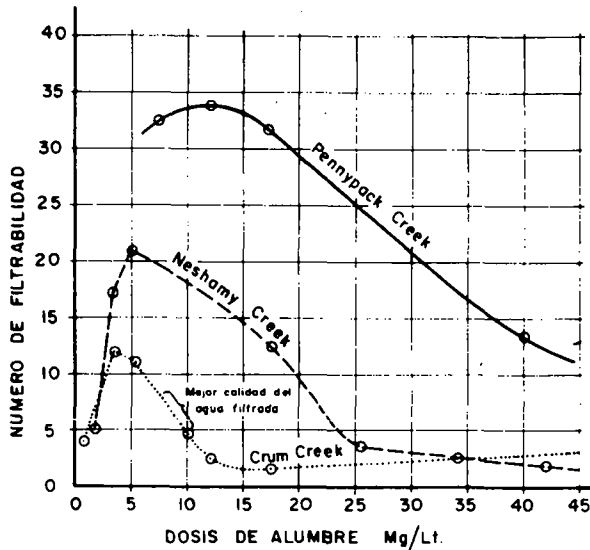


Fig. 4-17 Curva del número de filtrabilidad para aguas de tres fuentes distintas

Índice de Colmatación (Silting Index) (*)

El índice de colmatación es similar al número de filtrabilidad. Se realiza con el equipo que se muestra en la figura 4-18. El agua de la muestra se coloca en el vaso de precipitado (A), se levanta el émbolo "F" succionando la muestra hasta una altura determinada, luego se gira la válvula "C" y se deja que vaya descendiendo el émbolo, al cual se le ha colocado encima el peso "B", de manera que la muestra caiga en el vaso "H", filtrándose en la membrana "I". Cuando la punta del émbolo pasa por 0, se empieza a contar el tiempo. El tiempo t_1 será el que tarda el pistón desde 0 hasta la marca V_1 ; el tiempo t_2 se contará entre V_1 y V_2 , y el tiempo t_3 entre V_2 y V_3 .

(*) El aparato para Silting Index es producto de Millipore Filter Corp., Bedford Mass.

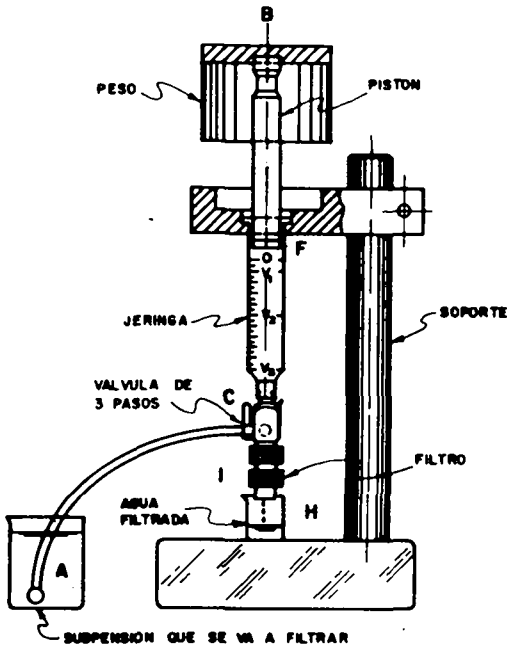


Fig. 4-18 Aparato para determinar el índice de colmatación.

El índice de colmatación se calcula así:

$$I.C. = \frac{t_3 - 2 t_2}{t_1}$$

Al ser la presión constante (puesto que el peso B es constante), la velocidad del flujo en la membrana es proporcional al grado de colmatación de ésta. Cuanto más rápidamente se obstruya, más lentamente pasa el agua, y el I.C. es mayor.

Las aguas que tienen un exceso de coagulantes, forman una película gelatinosa en la membrana que incrementa el tiempo t_2 y t_3 . Puede por tanto utilizarse esta prueba para controlar la sobredosis.

Filtros Pilotos

El uso de filtros pilotos para controlar las dosis de coagulantes aplicados en una planta de tratamiento, ha sido discutido por Conley y Evers (11), Kreissl, Robeck y Sommerville (21), Tekippe y Ham (33) y otros.

Se basa en el hecho, ya enunciado antes, de que existe una dosis óptima de coagulantes para filtrar el agua diferente a la que se necesita para sedimentarla. Por tanto, el agua inmediatamente después de coagulada (o después de coagulada y sedimentada) se filtra en filtros granulares que simulan las condiciones de la planta de tratamiento.

Como estos sistemas no sólo evalúan el proceso de coagulación sino también el de filtración, los discutiremos en el capítulo XI.

Un método de laboratorio fácilmente aplicable, es el descrito por Tekippe y Ham. El equipo necesario se muestra en la figura 4-19. El medio filtrante se puede escoger en forma más o menos arbitraria, buscando que simule lo más exactamente posible las condiciones de operación de los filtros de la planta.

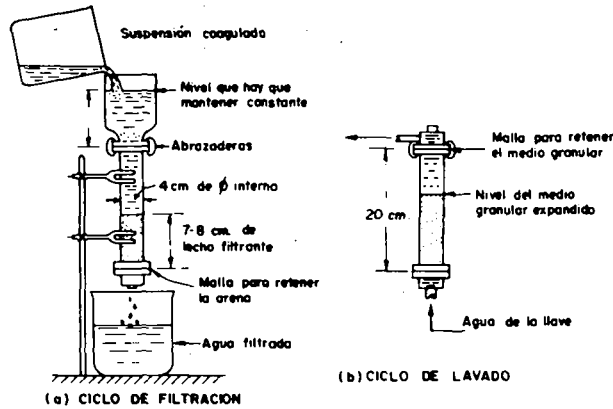


Fig. 4-19 Esquema de filtro para usar en combinación con la prueba de jarras (según Tekippe y Ham)

Como en los primeros centímetros de la capa filtrante, quedan retenidos la mayor parte de los sólidos filtrables, se pueden usar en el pequeño filtro de plexiglass de 1.5 pulgadas de D.I. (4 cm), un lecho de 7-8 cm de profundidad de arena o antracita, similar a los primeros 7-8 cm del lecho granular de los filtros de la planta. Una malla de acero inoxidable o plástico puede emplearse para evitar que los granos del medio filtrante se salgan.

La prueba de jarras se puede realizar luego en forma convencional, con 30 seg de mezcla rápida y 15-20 min de mezcla lenta. Hecho lo cual, se vacía la totalidad de la muestra coagulada (sin sedimentar) en el filtro, conservando constante el nivel de filtración superior que se marca en la figura, para que se produzca una carga superficial de filtración más o menos de $1.160 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ (20 galones/min/p²). Usando un filtro de 4 cm de diámetro interno esta carga superficial equivaldría a un flujo de 1 lt/min, o sea, que una jarra de 2 lts debe filtrarse en 2 minutos.

Después de cada operación de filtrado, y antes de filtrar otra muestra, hay que lavar por 10 min. el medio granular.

Cuando se han filtrado todas las jarras se determinan las turbiedades y se dibuja una curva, colocando en las ordenadas la turbiedad del agua filtrada y en las abscisas la dosis de coagulante.

Esta curva puede relacionarse con los valores obtenidos en los filtros de la planta y servir, así, para predecir la óptima dosis de coagulantes.

Debe observarse que la carga superficial de filtración que se usa en el filtro modelo, es considerablemente más alta que la que se usa generalmente en los prototipos. Esto se basa en el principio de que una suspensión que se filtra a alta velocidad por corto tiempo, está sometida al final de la carrera, a los mismos esfuerzos cortantes que una suspensión que se filtra a baja velocidad durante un largo tiempo.

Por tanto, una prueba como la descrita, sirve para evaluar tanto el tamaño del floc como la resistencia que éste tenga al esfuerzo cortante, debido a la alta velocidad que se produce en los intersticios.

IV. Sistemas de conteo del número de partículas

A título meramente informativo, queremos mencionar que en los últimos años se ha venido trabajando con un contador electrónico de partículas, que puede medir no sólo el número sino el tamaño de todas las partículas mayores de 0.6 micrones contenidas en una suspensión.

Esta técnica fue introducida, en 1967, por Hannah, Cohen y Robeck (15), quienes aplicaron el contador Coulter a la evaluación de suspensiones coaguladas.

El aparato requerido es bastante costoso y de difícil operación. Ha sido empleado solamente en laboratorios de investigación especializados, pero no en plantas de tratamiento.

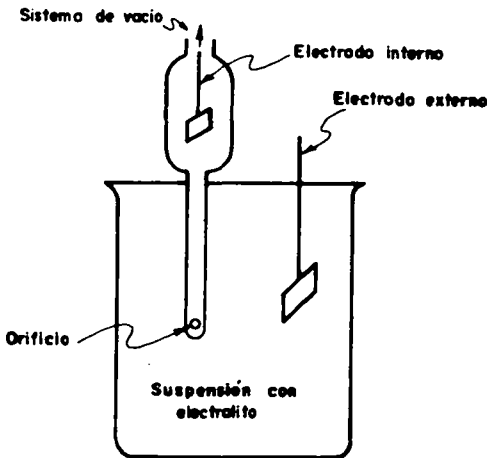


Fig. 4-20 Esquema de un contador Coulter

En forma esquemática, la figura 4-20 muestra en qué consiste un contador Coulter. El agua de la suspensión, a la cual se le ha puesto un poco de electrolito para hacerla más conductiva, es succionada por un sistema de vacío a través de un orificio. Cada partícula al pasar por éste desplaza su propio volumen de electrolito, cambiando durante una fracción de segundo, el valor de la resistencia entre los electrodos. Este cambio que es proporcional al tamaño de la partícula, produce un impulso eléctrico que es amplificado y contado automáticamente.

CONTROL DE LA CANTIDAD DE COAGULANTES

Introducción

Los métodos descritos anteriormente tienen como objetivo básico, el poder determinar las dosis de coagulantes más económicas y eficientes que se debe usar en la operación de una planta de tratamiento.

Generalmente el costo de las sustancias químicas que se usan para la coagulación, en especial cuando se tratan aguas superficiales de alta turbiedad, es mayor que el de las otras sustancias (cloro, cal, fluor, etc) que se emplean en el tratamiento tomadas conjuntamente. Una reducción por eso de un 10 % - 20 % en el uso de coagulantes puede representar una economía sustancial al año.

De aquí la importancia de los métodos descritos para el control del proceso de coagulación, los cuales pueden utilizarse en un momento dado para bajar costos sin desmejorar la calidad del producto.

Para que esto sea posible, por supuesto, el operador debe estudiar cuidadosamente las características del agua que le toca tratar. Sólo después de un detenido estudio, puede saber si las cantidades de sustancias químicas que está usando son excesivas o muy pocas, y compararlas con los datos de otras localidades.

Algunas relaciones que conviene analizar son:

- (a) Influencia del tipo de partículas en la cantidad de coagulantes.
- (b) Relación turbiedad vs cantidad de coagulante consumido.
- (c) Influencia de la cantidad de coagulantes en el pH del agua y la turbiedad residual
- (d) Efecto del tiempo y el gradiente de velocidad en la turbiedad residual.

Influencia del tipo de partículas en la cantidad de coagulantes usados

El tipo de coloide presente en la suspensión, determina la cantidad de coagulante necesario para desestabilizarla.

Los estudios realizados por Bean (4) en la planta de tratamiento de Filadelfia (EE.UU.), son concluyentes al respecto. Al efectuar una mezcla de cierto porcentaje de aguas servidas, con aguas provenientes del río Delaware, como indica la figura 4-21, se obtuvo que la dosis óptima para coagular la mezcla, fue considerablemente mayor que la necesaria para coagular el agua del río Delaware. Mientras que ésta se desestabiliza con 15.5 mg/lit de sulfato de aluminio, al añadirle solamente un 25 % de aguas servidas, la dosis óptima requerida aumentó en 3.5 veces (54 mg/lit) y al añadirle un 50 % aumentó en 4 veces (66 mg/lit). El potencial zeta igualmente se incrementó haciéndose más electronegativo, desde -18.1 mv hasta -32.0 mv. El potencial zeta del agua coagulada en

todos los casos se mantuvo entre -5.1 y -8.4 mv.

Bean atribuye este hecho a la mayor concentración de coloides hidrofílicos en el agua servida.

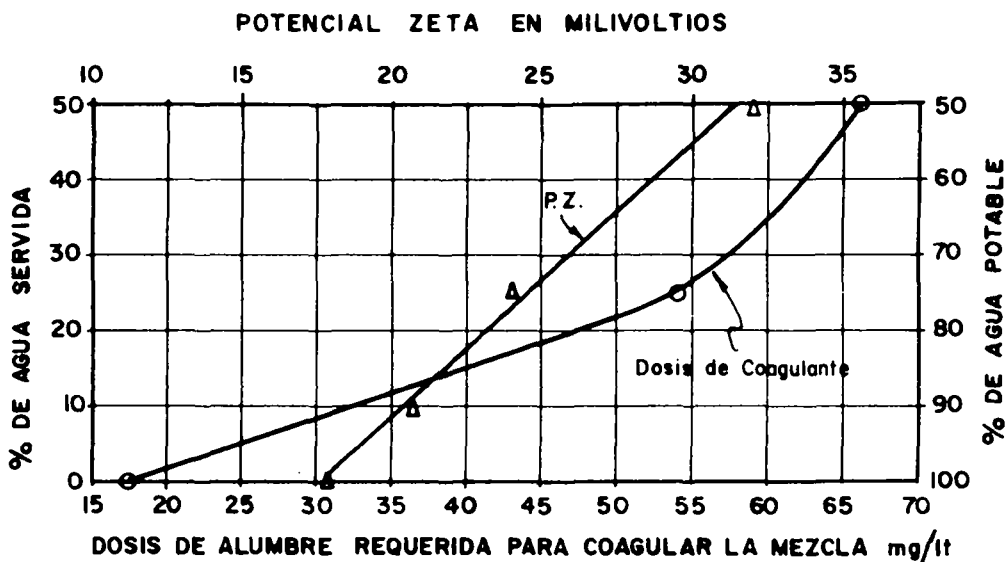


Fig. 4-21 Dosis de coagulantes y P.Z. de diferentes combinaciones de agua potable y servida (según Bean)

Evidentemente, como ya habíamos dicho en el capítulo II, la turbiedad producida por arcillas, comúnmente presente en las aguas superficiales, está compuesta principalmente de coloides hidrofóbicos, cuya desestabilización es más fácil, que la de los coloides hidrofílicos, predominantes en las aguas con gran contenido de materia orgánica. Obsérvese al respecto las curvas de la figura 4-5 de este capítulo.

Relación turbiedad - sulfato de aluminio

No obstante que la cantidad de sulfato de aluminio necesario para la coagulación no guarda una relación estequiométrica bien definida con la superficie total de las partículas, es evidente que existe un incremento en la cantidad de coagulante a medida que aumenta la turbiedad. La figura 4-22 tomada de Hudson (14), muestra las cantidades de sulfato de aluminio usados como promedio de varios años, en las plantas de tratamiento de Chicago (EE.UU.), Cali (Colombia), Bogotá (Colombia) y Guandú Río de Janeiro, Brasil).

A primera vista se observa que la planta de tratamiento de Guandú no sigue lo que parece ser un patrón general en las otras.

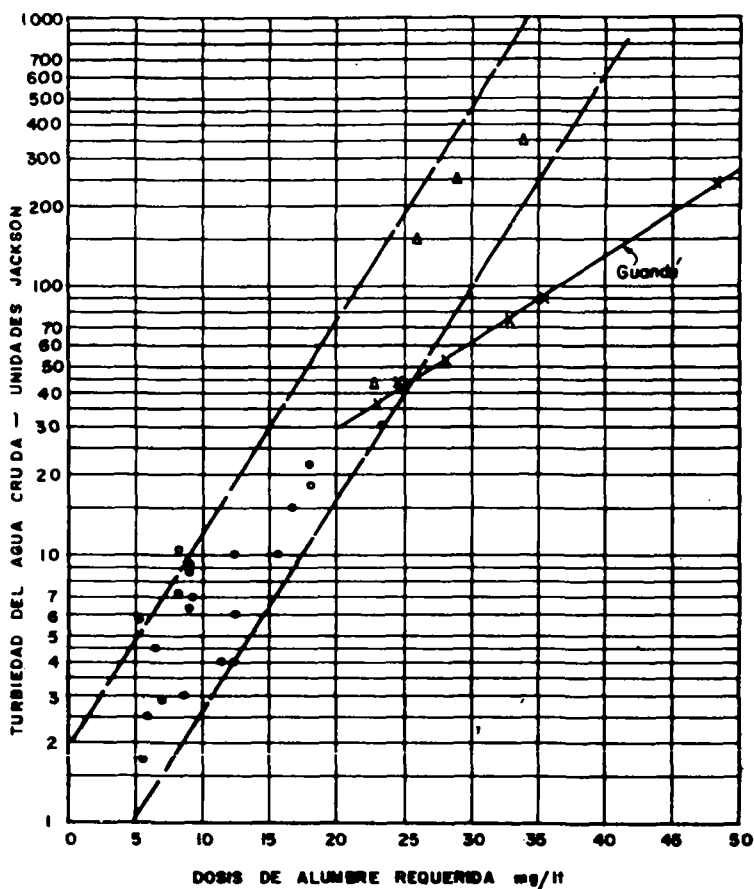


Fig. 4-22 Dosis de sulfato de aluminio para diferentes turbiedades en las plantas de Chicago (o), Cali (●), Bogotá (Δ) y Guandú (x) (según Hudson).

Hudson (14) considera que este consumo mayor de sulfato de aluminio es causado por el diseño defectuoso del floculador de Guandú que tiene una sola cámara, lo que crea una más grande proporción de cortocircuitos, y demanda por tanto más alta aplicación de coagulantes para obtener resultados aceptables.

La determinación de la curva: turbiedad vs coagulante consumido, es por consiguiente de mucha utilidad práctica, por cuanto puede arrojar luz sobre deficiencias en el proceso, cuya corrección significa a veces sustanciales economías.

Influencia de la cantidad de coagulante en el pH del agua y la alcalinidad

El pH óptimo de coagulación guarda relación directa con la carga electrostática de las partículas.

Por consiguiente es de gran utilidad medir, en el agua que se está tratando, la variación que sufre el pH con las diversas dosis de coagulantes, así como el pH antes y después de la prueba de coagulación.

La figura 4-23, muestra la forma como el pH del agua del río Bogotá (Bogotá, Colombia) varía al agregársele diferentes cantidades de sulfato de aluminio (41).

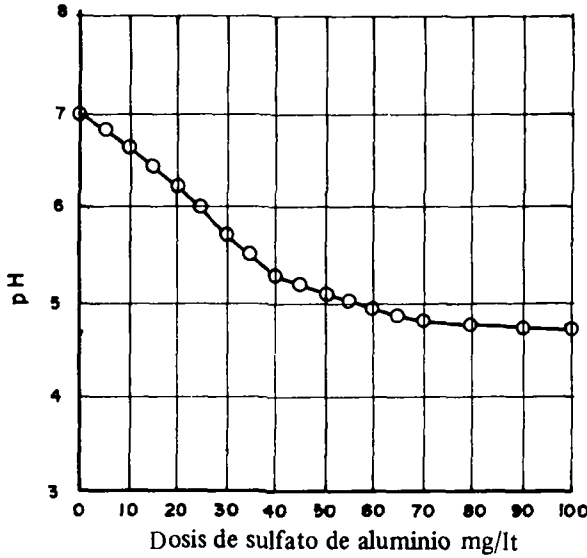


Fig. 4-23 Variación del pH para diferentes dosis de sulfato de aluminio en el agua del río Bogotá

Hay que recordar que la solución de sulfato es ácida y que al agregársela al agua baja el pH.

Por las razones expuestas, el pH con que llega el agua cruda a la planta, influencia la turbiedad residual, en los sedimentadores y los filtros, cuando la cantidad de sulfato de aluminio se mantiene constante, como lo demuestran las curvas de la figura 4-24, hechas para el agua del río Bogotá (41). Curvas como éstas pueden ser muy ilustrativas en la operación rutinaria de las plantas de tratamiento.

Efecto del tiempo y el gradiente de velocidad en la turbiedad residual

Un interesante ensayo que puede realizarse en el laboratorio de la planta de tratamiento, es realizar la prueba de floculación usando diferentes velocidades para la mezcla y la floculación y determinando la turbiedad residual. Un ejemplo se presenta en la figura 4-25 tomada del estudio antes citado (41). Se ve claramente que para el caso del río Bogotá, una velocidad alta de floculación (60 rpm en el eje de las paletas) es definitivamente mejor que una velocidad baja (25 rpm). Una velocidad de 60 rpm en la prueba de jarras puede corresponder a un gradiente de velocidad de alrededor de 30 seg^{-1} y una de 25 rpm a 8 seg^{-1} .

ASPECTOS HIDRAULICOS DE LAS UNIDADES DE MEZCLA Y FLOCULACION

Definiciones

En todo estado inestable, la composición de la masa líquida cambia con el tiempo.

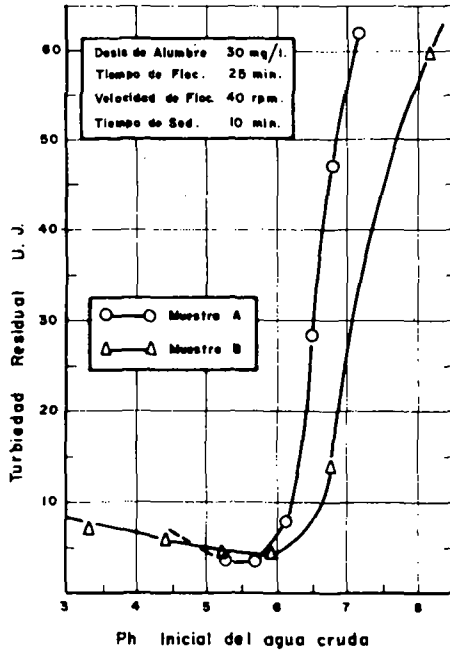


Fig. 4-24 Efecto del pH del agua cruda en la turbiedad residual

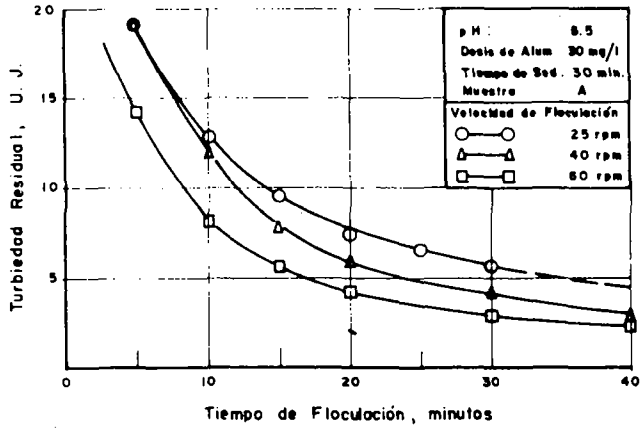


Fig. 4-25 Efecto de la velocidad de Agitación en la turbiedad residual

Este es el caso de la mayoría de los reactores usados en plantas de tratamiento, (mezcladores, floculadores, y sedimentadores), en los cuales, si analizamos un punto cualquiera, encontraríamos que tanto la velocidad como la composición cambian constantemente, porque la masa de agua no se traslada en forma homogénea desde la entrada hasta la salida. O sea, que no todo el flujo que entró en el tiempo inicial $t = 0$ alcanza la salida, exactamente en el tiempo de retención nominal $t_0 = V/Q = \text{Volumen del reactor}/\text{Gasto que entra}$.

Por el contrario, parte de la masa líquida sale casi de inmediato, mientras que otra es retenida por un tiempo mayor. Habrá por tanto un volumen de agua que sale antes que t_0 y otro después que t_0 . A la fracción del volumen que sale antes se le llama F y a la que sale después, $(1 - F)$.

Podemos entonces considerar que en un reactor se pueden presentar cuatro casos:

1. Flujo de pistón
2. Flujo perfectamente mezclado
3. Cortocircuitos
4. Espacios muertos.

Se define como *flujo de pistón*, aquel que existe cuando las láminas líquidas de espesor "dl" se trasladan perpendicularmente al sentido del flujo sin mezclarse. Ver la figura 4-26.

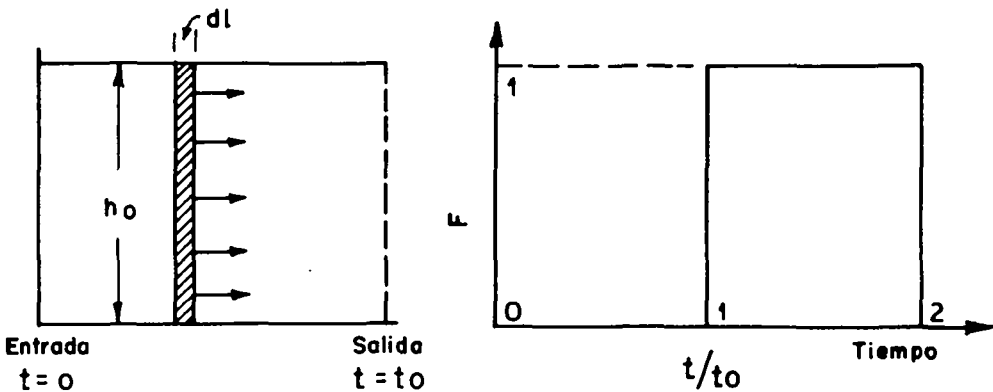


Fig. 4-26 Flujo de pistón.

En este caso $F = 1$ cuando $t/t_0 = 1$, o sea, que ninguna fracción del flujo que entró en el tiempo $t = 0$ salió antes del tiempo $t = t_0$ y todo, en el tiempo t_0 .

Se define como *flujo completamente mezclado*, aquel que existe cuando la composición del efluente en cualquier instante es idéntica al de toda la masa líquida. Ver la figura 4-27.

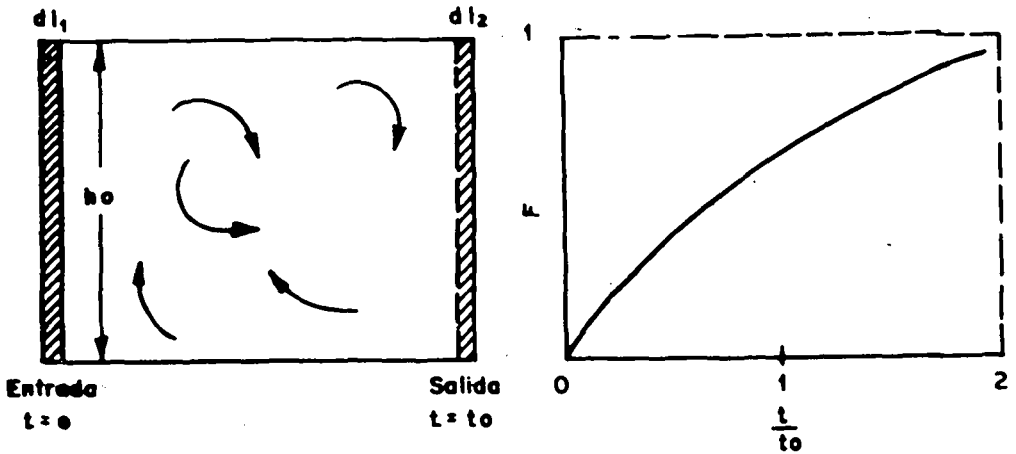


Fig. 4-27 Flujo completamente mezclado

O sea, que la composición de la sección elemental " d_{l_2} " es igual a la de la sección " d_{l_1} " o cualquiera otra, en cualquier momento.

Se define como *muerta*, aquella parte del volumen del reactor que permanece en reposo y se presenta por lo común en las esquinas de los tanques. En este caso $v = 0$ y $t_0 = \infty$ por cuanto:

$$t_0 = V/Q = V/Av = V/0 = \infty$$

Se define como cortocircuitos según Wolf y Resnick (35), aquella parte del flujo que tiene una velocidad infinita y por tanto un tiempo de detención cero. En otras palabras, es la masa de agua que empieza a salir del reactor en el momento $t = 0$. Si $v = \infty$

$$t_0 = V/Q = V/Av = V/\infty = 0$$

Generalmente en todo reactor real coexisten los cuatro fenómenos.

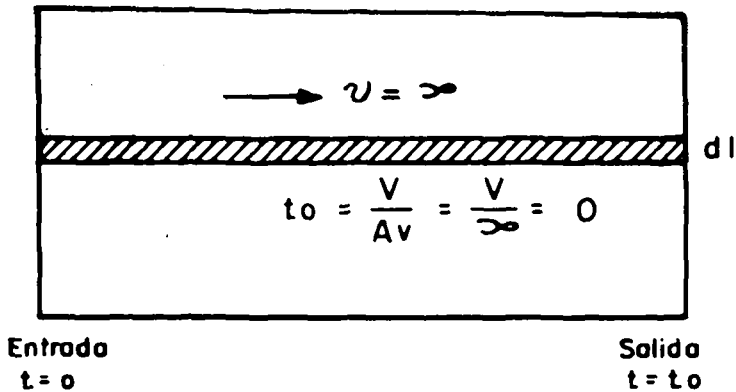


Fig. 4-28 Cortocircuitos

De acuerdo con el objetivo que se persiga, se busca tener más flujo de pistón que flujo perfectamente mezclado o viceversa. En los reactores que se usan en plantas de tratamiento (mezcladores, floculadores, sedimentadores), se desea el mayor porcentaje de flujo de pistón (esto es que el agua permanezca en el reactor durante el tiempo de retención teórica), y el menor número posible de cortocircuitos o zonas muertas.

Fórmulas básicas para la función F

Para el análisis del comportamiento de los reactores, se usan sustancias que agregadas en una concentración determinada en el afluente puedan ser detectadas en el efluente. Estas sustancias se llaman trazadores.

Como trazadores pueden utilizarse: tinturas (fluoresceína, rodamina), iones (cloruro, fluoruro, cloro), elementos radioactivos, (isótopos). En todos los casos se busca una sustancia que agregada al afluente, pueda ser luego fácilmente determinable en forma continua en el efluente, sin que se pierda o combine apreciablemente con otros compuestos; esto es, que la cantidad total aplicada al afluente sea sensiblemente igual a la cantidad total que sale con el efluente. No existen sin embargo trazadores ideales. Pues, por lo general, siempre hay cierta pérdida de trazadores.

Por otro lado, hay dos formas de aplicarlo: por inyección instantánea, o por inyección continua. En el primer caso, se pone una concentración C_0 de trazador en el afluente en un tiempo muy corto y se mide a través del tiempo la concentración C que aparece en el efluente.

La concentración C_0 aplicada, se encuentra dividiendo el peso del trazador inyectado instantáneamente, por el volumen del tanque. Así:

$$C_0 \text{ (ppm)} = \text{Peso del trazador (grms)} / \text{Volumen (m}^3\text{)} \times 1000$$

Cuando el trazador es un compuesto (como sal común ClNa) y lo que se mide es uno de esos componentes en el efluente (cloruros, por ejemplo), debe determinarse la proporción de éstos en el compuesto utilizado, para hallar la concentración real del ion aplicado.

En el segundo caso, se aplica la concentración C_0 continuamente por un tiempo no menor de tres veces el período de detención nominal y luego se interrumpe bruscamente la dosificación. Ambos sistemas son válidos para evaluar el comportamiento de una unidad.

Se entiende como t_i , el tiempo inicial desde que se aplica el trazador hasta que aparece por primera vez en el efluente. Ver la figura 4-29.

El tiempo modal t_p es el que transcurre entre $t = 0$ y el momento en que aparece la máxima concentración C_0 en el efluente. El tiempo t_m es el que existe desde $t = 0$ hasta el correspondiente al centroide del área de la curva concentración-tiempo y se llama *tiempo medio de residencia*. Y por último t_0 es el período teórico o nominal de detención = Volumen/Gasto.

Si no hay espacios muertos, el tiempo medio de residencia t_m es igual al tiempo teórico de detención t_0 y por tanto $t_m/t_0 = 1$. En este caso, es evidente que la fracción del flujo considerado como de pistón, al que llamaremos "p", más la fracción del flujo

considerado como no de pistón (1 - p) deben ser iguales a la unidad,

$$p + (1 - p) = 1$$

Cuando hay espacios muertos, si "m" es la fracción del volumen considerado como espacio muerto, la fracción efectiva será (1 - m) y por tanto:

$$p(1 - m) + (1 - p)(1 - m) + m = 1$$

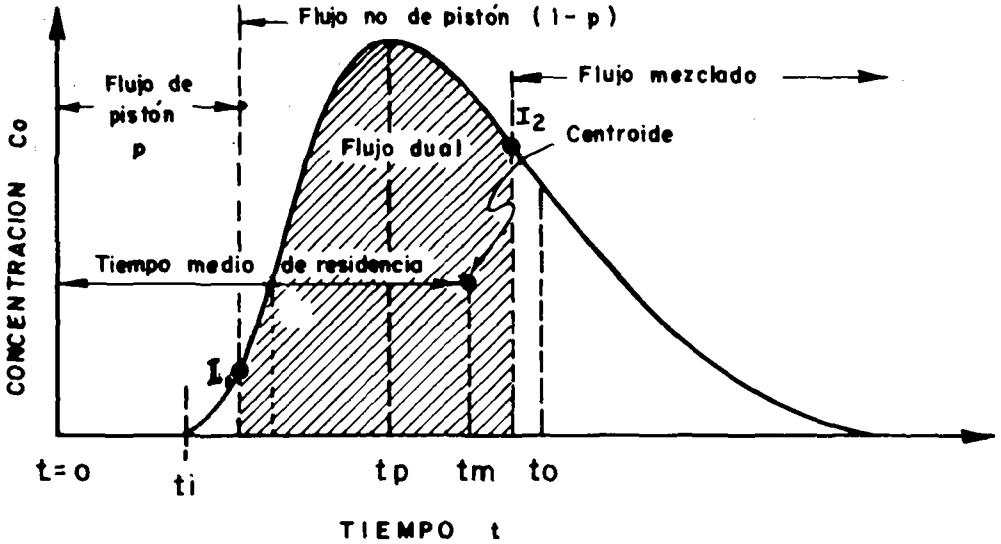


Fig. 4-29 Curva concentración - tiempo

En esta ecuación, el primer término caracteriza la fracción efectiva de flujo de pistón, que produce un desplazamiento del origen en la curva concentración-tiempo como se verá luego, y el segundo, el grado de mezcla del reactor.

El flujo de pistón puro, como lo indica la curva en la fig. 4-29, viene representado por el tiempo que transcurre hasta que aparece la primera huella del trazador. Hirsch (42) considera que ésta se puede tomar en el punto de inflexión I₁, cuando el incremento de la curva empieza a ser máximo.

De aquí para adelante el flujo debe considerarse como no de pistón. Entre dicho punto y el punto de inflexión I₂ en la rama descendente, el flujo es dual (pistón y no-pistón combinado). A partir del segundo punto de inflexión, el flujo tiene un carácter preferentemente mixto.

Si la relación entre la concentración de trazador C y la concentración total inyectada C₀, la graficamos con respecto a los tiempos, podemos obtener diagramas como los de las figuras 4-30 que definen el flujo de pistón y el flujo perfectamente mezclado. En el primer caso, la curva de flujo queda representada por una línea recta para t/t₀ = 1. En

el segundo caso, el valor C/C_0 se halla integrando el área comprendida por la curva. así:

$$\int v dC = QC \int dt$$

y por tanto: $\frac{C}{C_0} = e^{-\frac{Qt}{V}} = e^{-\frac{t}{t_0}}$

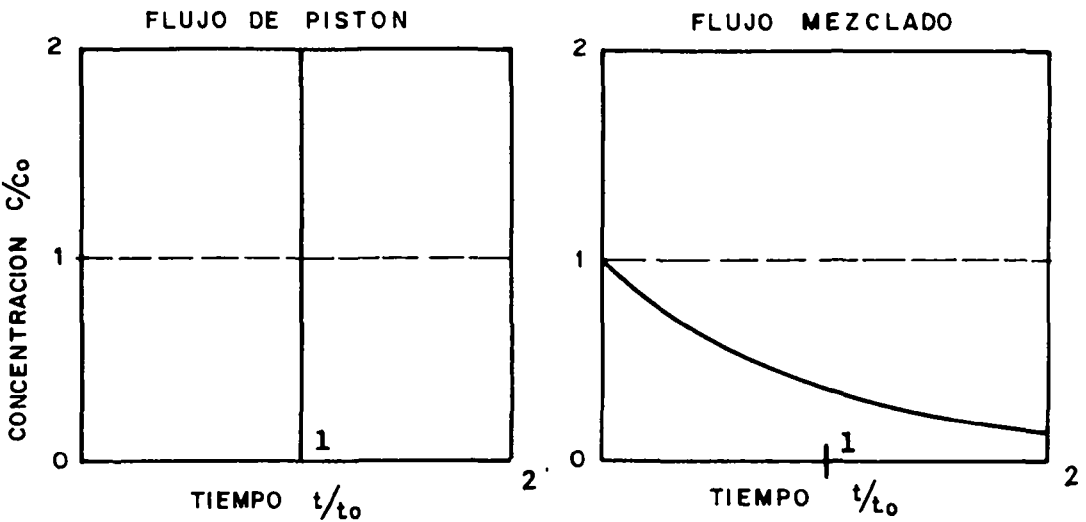


Fig. 4-30 Diagrama concentración-tiempo para flujo de pistón y mezclado

Se han propuesto varios sistemas analíticos para interpretar la curva concentración-tiempo en reactores. Una de las más antiguas es la de Morrill que aparece frecuentemente en los textos. Ultimamente Wolf y Resnick (35) han propuesto un método que analiza la totalidad de la curva y no sólo las tendencias centrales. Los autores antes citados han encontrado que para sistemas reales, la función $F(t)$ está representada por la ecuación:

$$F(t) = \left(1 - \frac{C}{C_0}\right) = 1 - e^{-\eta \frac{(t - \theta)}{t_0}} \tag{4-4}$$

En la que:

$$\theta = p(1 - m) \tag{4-5}$$

es el desplazamiento de la curva debido a los espacios muertos y:

$$\eta = \frac{1}{(1 - p)(1 - m)} \tag{4-6}$$

caracteriza la eficiencia de la mezcla.

Reemplazando (4-5) y (4-6):

$$F(t) = 1 - e^{-\left[\frac{1}{(1-p)(1-m)} \right] \cdot \left[\frac{t}{t_0} - p(1-m) \right]} \quad (4-7)$$

En la ecuación (4-7) se observa que si no existen espacios muertos

$$F(t) = 1 - e^{-\left[\frac{1}{1-p} \right] \left[\frac{t}{t_0} - p \right]} \quad (4-8)$$

y si el flujo es perfectamente mezclado ($p=0$)

$$F(t) = 1 - e^{-\frac{t}{t_0}} \quad (4-9)$$

Expresión similar a la encontrada por integración para el flujo mixto puro.

Aplicación de las fórmulas de Wolf y Resnick

Reacomodando la ecuación (4-7) y tomando logaritmos en ambos lados Rebhun y Argaman (27), llegan a la siguiente ecuación:

$$\log (1 - F(t)) = \frac{-\log e}{(1-m)(1-p)} \left[\frac{t}{t_0} - p(1-m) \right] \quad (4-10)$$

El valor $-\log e / (1-m)(1-p) = \eta$ se puede hallar dibujando en papel semilogarítmico $(1 - F(t))$ en las ordenadas y t/t_0 en las abscisas, con lo que resulta una línea recta que forma un ángulo α con la horizontal. Esta línea se encontró que tiene una pendiente diferente a -1 y no pasa por el origen, como sucedería de haber mezcla perfecta. La ecuación (4-10) podría entonces reescribirse así:

$$\log [1 - F(t)] = -\text{tg } \alpha \left[\frac{t}{t_0} - \theta \right] \quad (4-11)$$

En donde $\theta = p(1 - m)$ como ya se definió y

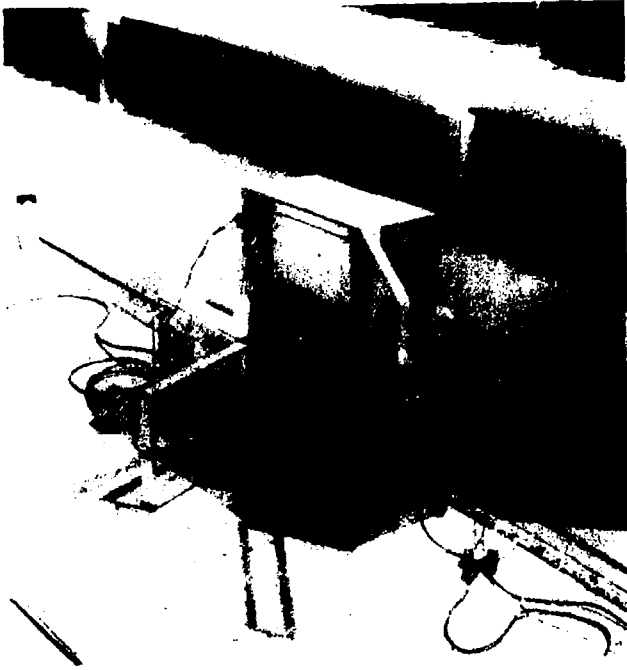
$$\text{tg } \alpha = \frac{-\log e}{(1-m)(1-p)} = \frac{0.435}{\theta} \times \frac{p}{1-p} \quad (4-12)$$

El valor $(1 - F(t))$ es la fracción del flujo que sale en un tiempo mayor de t_0 , y es igual a $1 - C/C_0$ cuando se empieza la dosificación de trazador (rama ascendente de la curva) y a C/C_0 cuando se suspende bruscamente (rama descendente de la curva). De la ecuación (4-12) podemos despejar p . Así:

$$p = \frac{\theta \text{ tg } \alpha}{0.435 + \theta \text{ tg } \alpha} \quad (4-13)$$

Si $(1 - F(t)) = 1$, lo hacemos igual a 1, en la ecuación (4-11), $\log (1-F(t)) = 0$
 $0 = -\text{tg } \alpha (t/t_0 - \theta)$

(*) Recuerdese que log de 1 : cero.



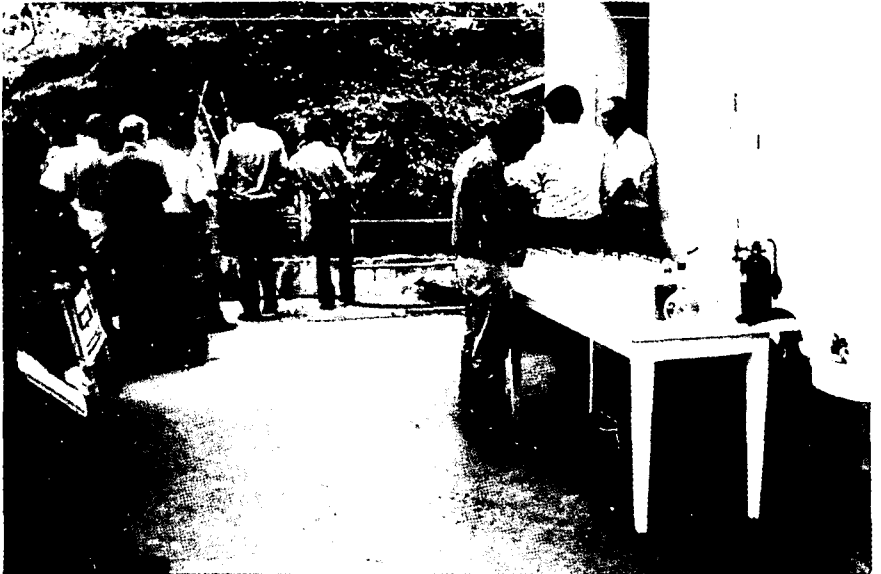
Aplicación de trazadores radioactivos en un tanque de floculación. Belho Horizonte, Brasil.



Aplicación de cloruro sódico como trazador en la canaleta de entrada en la planta de tratamiento de Cali, Colombia.



Toma de muestras para análisis de cloruros. Prueba de trazadores en los sedimentadores de la planta de tratamiento de Cali, Colombia.



Análisis de cloruros en la prueba de trazadores en Cali, Colombia.

Por tanto (ver figura 4-31), para $(1-F) = 1$ encontramos que $t/t_0 = \theta$, valor que se puede hallar prolongando la línea A-B. En consecuencia, si conocemos los valores de C para una sucesión de tiempos t, podremos hallar la pendiente α y con ella, el valor de θ , p y m como lo muestra el ejemplo siguiente:

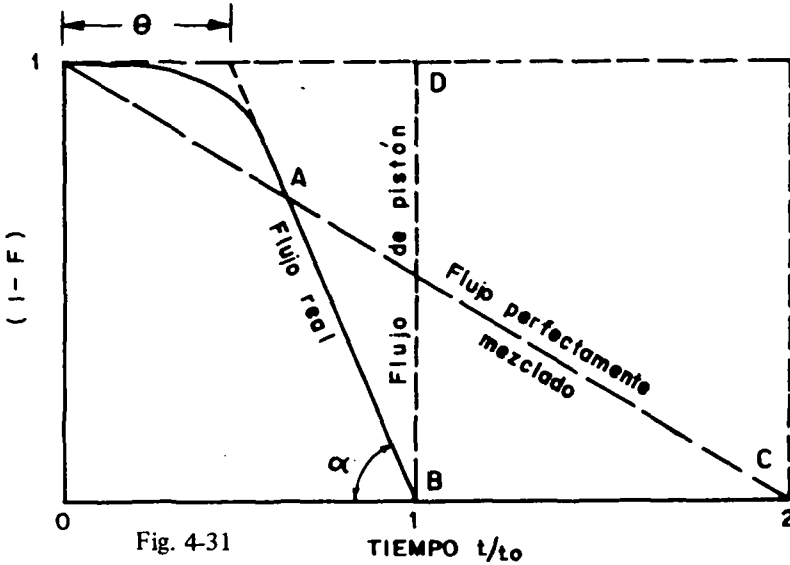


Fig. 4-31

EJEMPLO:

En una prueba realizada en los floculadores de una planta de tratamiento, se dosificaron en forma continua 2.5 mg/lit de fluor y al cabo de 45 minutos se obtuvo la máxima concentración $C_0 = 2.06$. El período teórico de detención es de $t_0 = 30$ min. Los datos obtenidos se muestran en la tabla 4-3.

Tabla 4-3 Datos obtenidos en una prueba con trazadores para un floculador

1 Tiempo min.	2 Concentración C	3 t/t_0 $t_0 = 30$	4 C/C_0 $C_0 = 2.06$	5 $1 - C/C_0$ $= 1-F (t)$
2.00	0.103	0.066	0.05	0.95
5.0	0.37	0.167	0.18	0.82
7.0	0.60	0.233	0.29	0.71
14.0	1.07	0.467	0.52	0.48
20.0	1.42	0.666	0.69	0.31
25.0	1.48	0.834	0.72	0.28
30.00	1.75	1.00	0.85	0.15
35.0	1.81	1.166	0.88	0.12
45.0	2.06	1.50	1.00	0.00

Las columnas 1 y 2 son los valores medidos en la planta de tratamiento. Las columnas 3 y 4, son el período de detención relativo y la concentración relativa de trazador. La columna 5 es la función $1 - F(t)$ que para el caso del inicio de la dosificación de trazador es igual a $1 - C/C_0$. Las columnas 3 y 5 han servido de abscisa y ordenada para dibujar la curva de la figura 4-32.

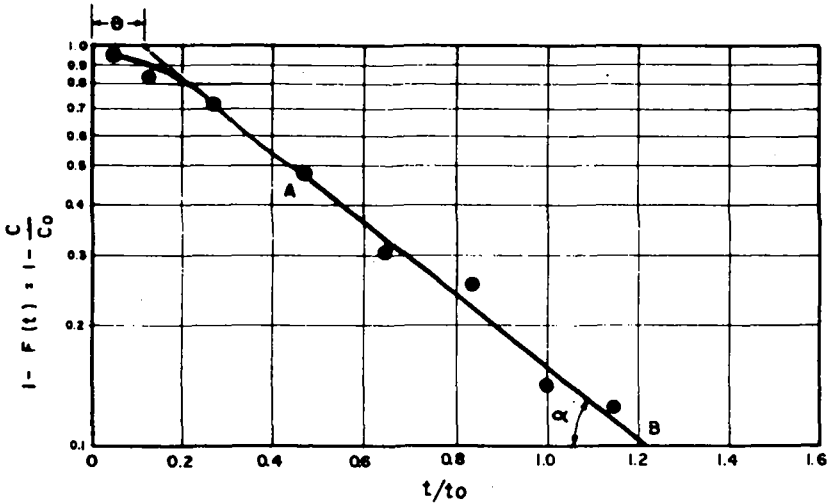


Fig. 4-32 Curva concentración-tiempo para un floculador en la planta de tratamiento de Guandú (Río de Janeiro) según Hudson

(a) Para hallar el porcentaje de flujo considerado como de pistón usaremos la fórmula (4-13)

$$p = \frac{\theta \operatorname{tg} \alpha}{0.435 + \theta \operatorname{tg} \alpha}$$

Prolongando la línea A-B hallamos en la curva que $\theta = 0.1$.

Por otra parte $\operatorname{tg} \alpha = \frac{1}{1.21 - 0.10} = 0.90$. Por tanto:

$$p = \frac{0.1 \times 0.90}{0.435 + 0.1 \times 0.90} = \frac{0.09}{0.525} = 0.172 \approx 17.2 \%$$

(b) El flujo perfectamente mezclado será igual a:

$$(1 - 0.172) = 0.828 \approx 82.8 \%$$

(c) El porcentaje del volumen del tanque considerado como zona muerta es igual a:

$$m = 1 - \frac{\theta}{p} = 1 - \frac{0.1}{0.17} = 0.41 \approx 41 \%$$

(d) El porcentaje del volumen considerado como efectivo será:

$$(1 - m) = (1 - 0.41) = 0.59 \approx 59 \%$$

Los resultados de esta prueba indican una pobre compartimentalización del floculador, en el que el flujo es preferentemente mezclado por recirculación y en que el volumen ineficiente del tanque es casi la mitad del total.

Interpretación de los resultados.

Las pruebas de trazadores deben analizarse conjuntamente con los estudios del comportamiento químico del proceso.

Un gran porcentaje de flujo mezclado o de espacios muertos, está indicando que existe una compartimentalización ineficiente, y que buena parte del agua está saliendo en un tiempo menor que el período de detención nominal del reactor.

Esto por supuesto, no da ninguna información sobre la eficiencia química de la coagulación. Puede presentarse el caso de que dos floculadores con el mismo porcentaje de flujo de pistón y flujo mezclado, muestren distinto grado de eficiencia en la aglutinación de partículas, debido a diferencias en el tipo de suspensión o en la dosificación de coagulantes.

La prueba de trazadores por tanto ayuda a explicar la forma como un determinado reactor se comporta, solamente cuando se conocen los otros parámetros que influyen el proceso.

B I B L I O G R A F I A

1. Bonney, C.H., Webb, M.R. and Rowan, W.H., (Feb. 1963), "Tank flow line determination," Water and Sewage Works, 10:71.
2. Badcock, R.H. and Knowlton, K.F.
Conductivity-Difference Control of Chemical Coagulation
JAWWA, 48, 622 (1956).
3. Baker, R.A., Campbell, S.J., and Anspach, F.R.
Electrophoretic and Taste and Odor Measurement in Plant Control
JAWWA, 57, 363 (1965).
4. Bean, E.L., Campbell, S.J., and Anspach, F.R.
Zeta Potential Measurements in the Control of Coagulation Chemical Dosage
JAWWA, 56, 214 (1964).
5. Black, A.P., Buswell, A.M., Eidsness, F.A., and Black, A.L.
Review of the Jar Test
JAWWA, 49, 1414 (1957).
6. Black, A.P. and Smith, A.L.
Determination of the Mobility of Colloidal Particles by Microelectrophoresis
JAWWA, 54, 926 (1962).
7. Black, A.P. and Smith, A.L.
Improvements in Instrumentation and Techniques for Microelectrophoresis
JAWWA, 57, 485 (1965).

8. Black, A.P. and Smith, A.L.
Suggested Method for Calibration of Briggs Microelectrophoresis Cells
JAWWA, 58, 445 (1966).
9. Cohen, J.M.
Improved Jar Test Procedure
JAWWA, 49, 1425 (1957).
10. Conley, W.R., Jr.
Integration of the Clarification Process
JAWWA, 57, 1333 (1965).
11. Conley, W.R., and Evers, R.H.
Coagulation Control
JAWWA, Vol. 60, 165, 1968.
12. Flentje, M.E. and Wilson, P.S.
Efficient Water Works Operation and the Purification Laboratory
JAWWA, 23, 7 (1931)
13. Granstrom M. and Shearer, S.D.
Conductometric Control of Coagulant Dosage in Treatment Plants
JAWWA, 50, 410 (1958).
14. Hudson, H.
Report on Testing Program at Guandu Filtration Plant
Rio de Janeiro, Brazil, Short course on Water Treatment Plant Design
Sponsor by Pan. Health Org. (1969).
15. Hannah, S.A., Cohen, J.M., and Robeck, G.G.
Measurement of Flocc Strength by Particle Counting
JAWWA, Vol. 59, 843, 1967
16. Hannah, S.A., Cohen, J.M., and Robeck, G.G.
Control Techniques for Coagulation-Filtration
JAWWA, Vol. 59, 1149, 1967.
17. Hannah, S.A.
Microelectrophoretic Methods to measuring Zeta Potential-Colloid Titration
Lecture given at the course Advanced Technologies on Water Clarification
Organized by PAHO, Caracas, 1969.
18. Hopkins, E.S.
Coagulation Control with a Recording Potentiometer
JAWWA, 27, 94 (1935).
19. Kawamura, S. and Tanaka, Y.
Applying Colloid Titration Techniques to coagulant Dosage Control
Wtr. and Sew. Wks., 113, 348 (1966)
20. Kawamura, S., Hanna, G.P. Jr., and Shumate, K.S.
Application of Colloid Titration Technique to Flocculation Control
JAWWA, Vol. 59, 1003, 1967.

21. Kreissl, J.F., Robeck, G.G., and Sommerville, G.A.
Use of Pilot Filters to Predict Optimum Chemical Feeds
JAWWA, Vol. 60, 299, 1968
22. Nickel, J.B.
Fundamental Techniques for Running Jar Tests
JAWWA, 37, 1207 (1945)
23. Ockershausen, R.W.
Coagulation Symposium, Part I - Process Control in Plants Using Aluminum Sulfate
Water Wks. and Wastes Eng. 2:1 (1965).
24. Riddick, T.M.
Zeta Potential and its Application to Difficult Waters
JAWWA, 53, 1007 (1961)
25. Riddick, T.M.
Agglomeration, Coagulation and Dispersion through Zeta Potential Control
Lecture given at the course "advanced Technologies on Water Clarification"
Universidad Central de Venezuela (1969)
26. Rock, R.M. and Burbank, N.C., Jr.
Improved Briggs Microelectrophoresis Cell and Comparisons with the Riddick Cell
JAWWA, 58, 676 (1966)
27. Rebhun, M. and Argaman, Y. (Oct. 1965)
Evaluation of hydraulica efficiency of sedimentation basins
Jour. San. Eng. Division, Proc. A.S.C.E., p. 37.
28. Rebhun, M. and Argaman, Y. (1963)
The influence of horizontal velocity on the efficiency of sedimentation basins
Research Report, Technion Israel Inst. of Tech., Haifa, Israel
29. Shull, K.E.
Filtrability Techniques for Improving Water Clarification
JAWWA, Vol. 59, 1164, 1967.
30. Theriault, E.J., Clark, M.
An Experimental study of the relation of Hydrogen Ion Concentrations to the
formation of Floc in Alum solutions
Public Health Reports, Vol. 38, pag. 181, February 1923.
31. Thorup, R.T., Nixon, P.F. Wentworth, D.F., Sproul, Q.J.
Virus removal by Coagulation with Polyelectrolytes
JAWWA, Vol. 62, pag. 97, Feb. 1970.
32. Tekippe, R.J., Ham, R.
Apparatus to examine floc forming processes
JAWWA, Vol. 62, Pag. 260, April 1970.
33. Tekippe, R.J., Ham R.
Coagulation Testing: a comparison of techniques
Part I - JAWWA, Vol 62, Pag. 594, September 1970.

34. Tekippe, R.J., Ham, R.
Coagulation Testing: a comparison of techniques
Part II, JAWWA, Vol. 62, Pag. 620, October 1970.
35. Wolf, D. and Resnick, W., Nov. 1963.
Residence time distribution in real systems
Chem. Eng. Dept., Israel Institute of Tech., Haifa, Israel
36. Monitoring Clarification Process
AWWA, USPHS, FPCA, Education Committee (June 1967)
37. Theory and Control of Coagulation-Flocculation
Presented by Education Committee of AWWA, USPHS
(June 1968)
38. Técnicas Modernas de Tratamiento de Agua, Vols. I y II
Instituto de Engenharia Sanitaria
Sursan, Río de Janeiro, Enero de 1970.
39. Rock, R.M. and Burbank N.C. (June 1966)
Improved Briggs Microelectrophoresis Cell and Comparison with the Riddick Cell.
JAWWA, Vol. 58, Pag. 676.
40. Zeta Meter Manual, Second Edition (1968)
41. Tibito Water Works Study
Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá
Engineering Science Int., Ingetec, September 1968.
42. Hirsch, A.A., (Dic. 1969), "Basin Tracer curves interpreted by basic analitics",
Jour. of San. Eng. Div. ASCE, Vol. 95., No. SA6., pag. 1969.

CONCEPTOS MODERNOS EN EL DISEÑO DEL PROCESO DE SEDIMENTACION

Generalidades

Una vez floculada el agua, el problema radica en separar los sólidos del líquido, o sea las partículas coaguladas, del medio en el cual están suspendidas.

Esto se puede conseguir dejando sedimentar el agua o filtrándola, o ejecutando ambos procesos consecutivamente que es lo común.

La sedimentación y la filtración, por tanto, deben considerarse como procesos complementarios. La sedimentación realiza la separación de los sólidos más densos que el agua y que tiene una velocidad de caída tal que pueden llegar al fondo del tanque sedimentador en un tiempo económicamente aceptable. La filtración, en cambio, separa aquellos sólidos que tienen una densidad muy cercana a la del agua, o que han sido resuspendidos por cualquier causa en el flujo, y que por tanto no quedan removidos en el proceso anterior.

Hasta qué limite de turbiedad debe remover la sedimentación y qué turbiedad debe entrar al filtro, es asunto de debate. Todo depende del trabajo que se quiera dar a cada proceso. Según el tipo de filtro que se use, puede ser más económico remover la mayor cantidad de sólidos en la sedimentación y sólo una mínima parte en la filtración, o remover en cambio un porcentaje de sólidos relativamente bajo en la sedimentación (disminuyendo el tamaño de los tanques) y dejando el resto del trabajo a la filtración.

Los dos siguientes capítulos los vamos a dedicar a estudiar solamente el proceso de separación de sólidos por sedimentación.

Por razones didácticas vamos a dividir ésta en: (a) sedimentación de partículas discretas y (b) sedimentación de partículas aglomerables.

Se entiende por sedimentación de partículas discretas aquella en 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 al descender en el líquido se adhieren o aglutinan entre sí, cambiando de tamaño, forma y peso específico durante la caída.

(a) **Sedimentación de partículas discretas en un líquido en reposo**

En un fluido estático una partícula que cae está sometida a dos fuerzas: la boyante F_B , que es igual al peso del volumen de líquido desplazado por la partícula, de acuerdo al conocido principio de Arquímedes y la gravitacional F_G

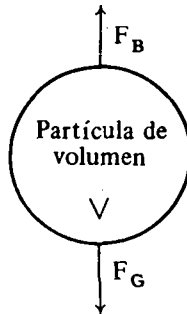


Fig. 5-1

La fuerza F_B es igual a: $\rho g V$ y F_G es igual a: $\rho_s g V$. La fuerza que está impulsando la partícula hacia abajo será la diferencia:

$$F_i = g V (\rho_s - \rho) \tag{5-1}$$

Arrastrada por esta fuerza la partícula descende con velocidad creciente, pero a medida que baja, la fricción que el líquido genera en ella, crea una fuerza de roce cuyo valor es:

$$F_R = C_D A \rho \frac{v_s^2}{2} \tag{5-2}$$

Cuando esta fuerza de roce es igual a la gravitacional del sólido sumergido, la partícula adquiere su velocidad de asentamiento, o velocidad límite, que es constante durante el resto del descenso.

Para hallar por tanto esta velocidad v_s podemos igualar (5-1) y (5-2), así:

$$g V (\rho_s - \rho) = C_D A \rho \frac{v_s^2}{2} \quad (5-3)$$

Donde: ρ = densidad del líquido
 ρ_s = densidad del sólido
 V = volumen de la partícula
 A = área transversal de la partícula
 C_D = coeficiente de fricción

Resolviendo la ecuación 5-3 por v_s :

$$v_s = \sqrt{\frac{2g}{C_D} \frac{\rho_s - \rho}{\rho} \frac{V}{A}} \quad (5-4)$$

Para el caso particular de sólidos esféricos:

$$A = \frac{\pi d^2}{4} \quad \text{y} \quad V = \frac{\pi d^3}{6}$$

Por tanto:

$$\frac{V}{A} = \frac{\pi/6 d^3}{\pi/4 d^2} = \frac{2}{3} d$$

$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g}{C_D} \frac{\rho_s - \rho}{\rho} d} \quad (5-5)$$

Aproximadamente para obtener v_s en cm/seg

$$v_s = 36 \sqrt{(S_s - 1) \frac{d}{C_D}} \quad \text{Donde } S_s = \frac{\rho_s}{\rho} \quad (5-6)$$

La ecuación 5-5 viene a ser la fórmula general que aparece en todos los textos y que describe la caída de un cuerpo esférico en un fluido.

Queda por determinar el coeficiente C_D , llamado coeficiente de fricción de Newton, Este varía con el Número de Reynolds y suele expresarse así:

$$C_D = \frac{24}{N_R} + \frac{3}{\sqrt{N_R}} + 0.34 \quad (5-7)$$

En donde $N_R = \frac{v_s d}{\nu}$

ν : viscosidad cinemática

Tres regiones pueden considerarse en la ecuación 5-7:

1º La región de flujo laminar en que N_R es menor de 0.5 y C_D se aproxima a $24/N_R$. Ley de Stokes.

2º La región de flujo viscoso en que N_R es mayor de 2×10^3 y C_D se aproxima a 0.4.

3º La región de transición o intermedia entre los dos extremos.

En el primer caso ($C_D = 24/N_R$)

$$v_s \approx \frac{g}{18} (S_s - 1) \frac{d^2}{\nu} \quad (5-8)$$

Ecuación de Stokes.

En el segundo caso ($C_D = 0.4$)

$$v_s \approx \sqrt{3.3 g (S_s - 1) d} \quad (5-9)$$

En el tercer caso en que C_D hay que calcularlo con la ecuación 5-7, existe la dificultad de que hay que conocer previamente v_s para encontrar N_R y C_D .

Fair (11) trabajando con las ecuaciones anteriores pudo hallar, independizando v_s de d , una relación entre el término de la velocidad y el término del diámetro, expresados en forma simplificada así:

1º Término de la velocidad:

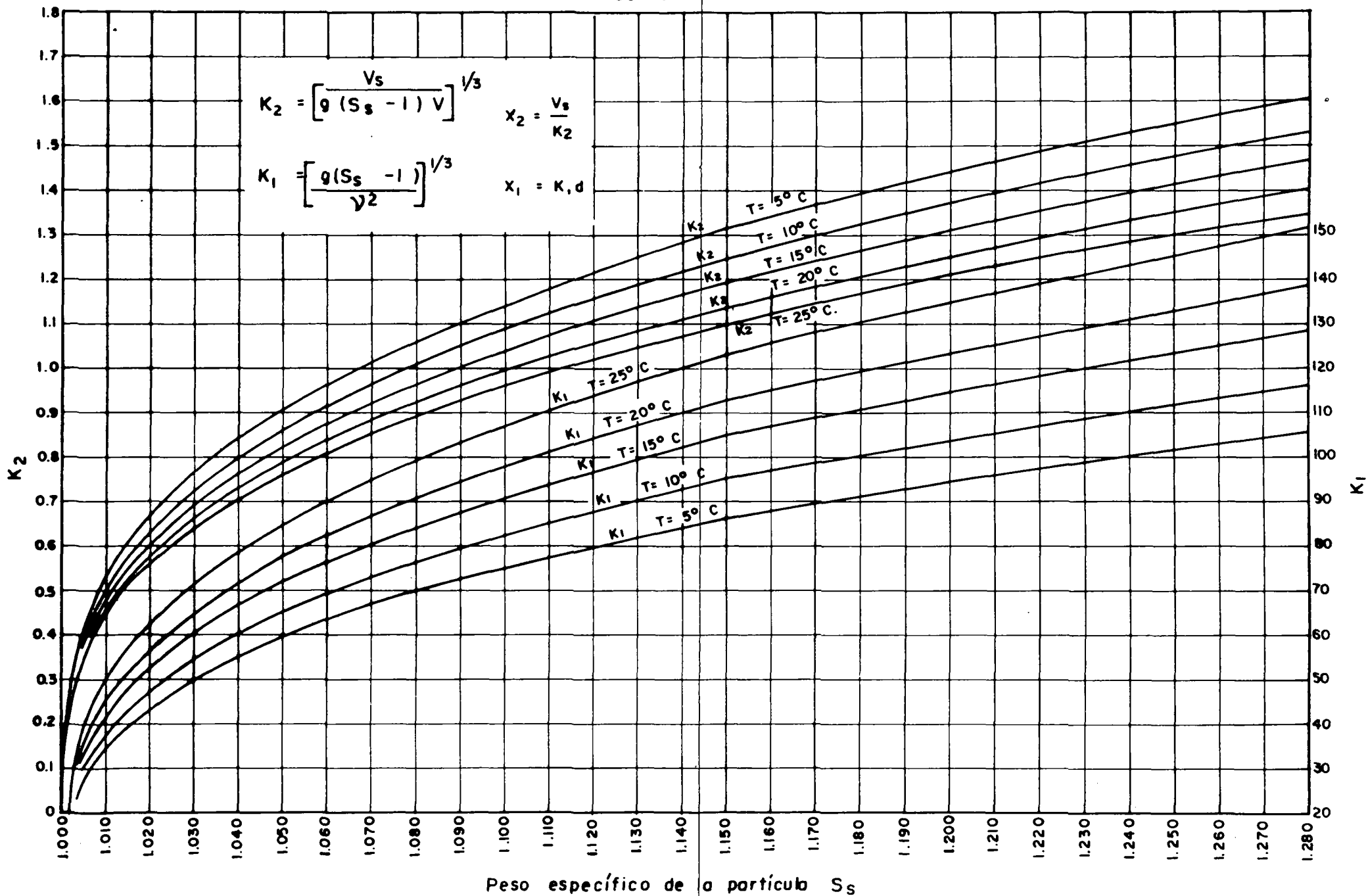
$$\frac{v_s}{[g (S_s - 1) \nu]^{1/3}} = \frac{v_s}{K_2} \quad (5-10)$$

• 2º Término del diámetro:

$$\left[\frac{g (S_s - 1)}{\nu^2} \right]^{1/3} d = K_1 d \quad (5-11)$$

Si se conoce $K_1 d = X_2$, se puede entrar al gráfico 5-1 y hallar en él el valor de $X_2 = v_s/K_2$ y determinar por tanto $v_s = K_2 X_2$. Para facilitar los cálculos hemos hecho el gráfico 5-2, en el cual se pueden hallar fácilmente los valores K_1 y K_2 cuando se conoce el peso específico de los sólidos y la temperatura del líquido.

GRAFICO Nº 5-2



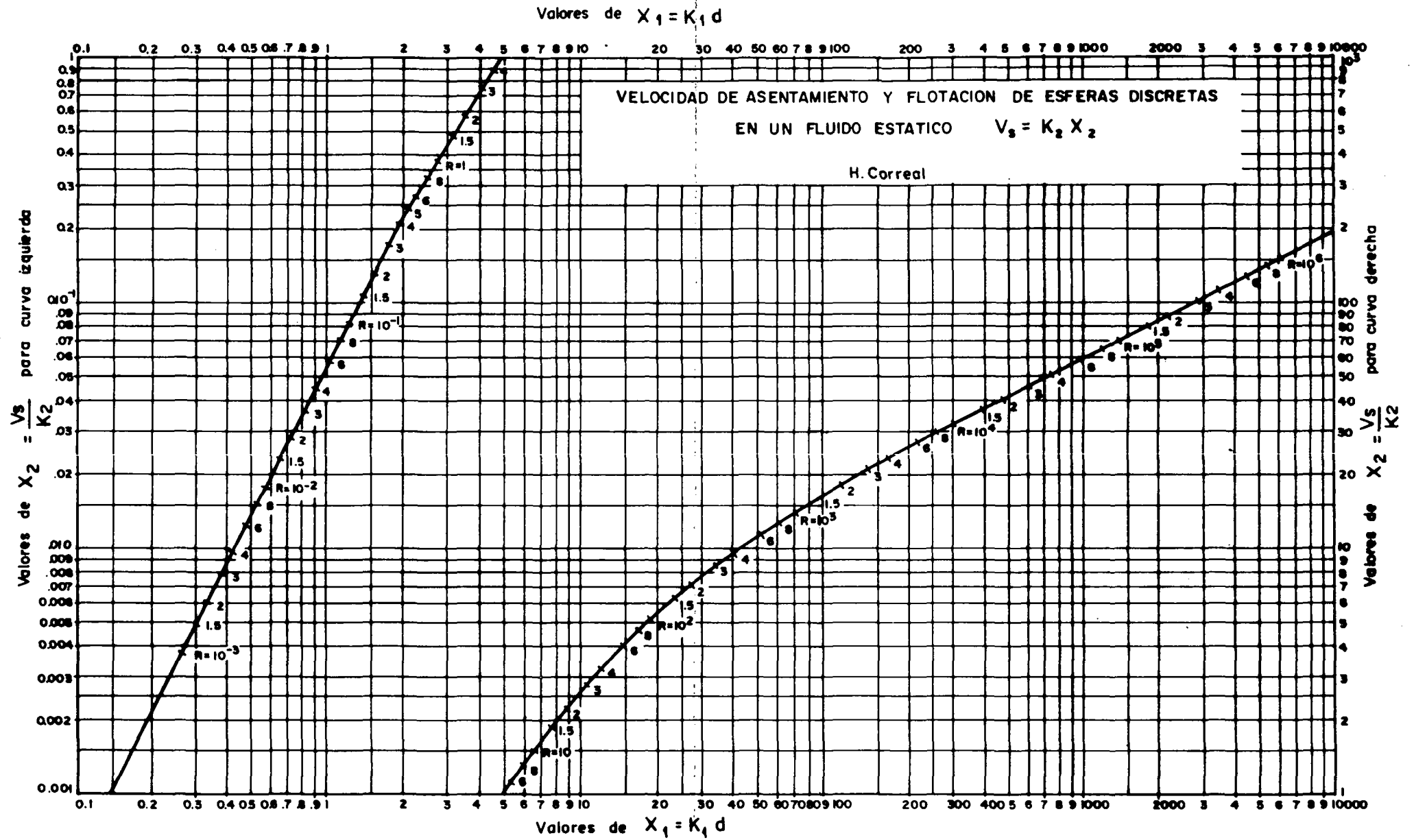


GRAFICO 5-1

Ejemplo:

Se quiere conocer la velocidad de sedimentación de una partícula esférica discreta cuyo peso específico es de 1.01 y cuyo diámetro es de 0.01 cm para una temperatura de 10°C.

Del gráfico 5-2 obtenemos:

$$K_1 = 38.5 \qquad K_2 = 0.505$$

Por tanto:

$$X_1 = K_1 d = 38.5 \times 0.01 = 0.385$$

Con este valor de 0.385 entramos al gráfico 5-1 y encontramos que $X_2 = 0.0075$
 $v_s = X_2 K_2 = 0.0075 \times 0.505 = 0.0037$ cm/seg.

(b) Sedimentación de partículas aglomerables

La mayoría de los sedimentadores se construyen para la separación de partículas aglomerables. Este fenómeno es mucho más complejo que el anterior, por cuanto la velocidad de asentamiento v_s de los coágulos no es constante, sino creciente con el tiempo ya que éstos aumentan de tamaño con la profundidad.

Por tanto, la eficiencia es función no sólo de la carga superficial sino también del período de detención. Por esta razón no se han podido desarrollar expresiones matemáticas que describan este proceso en forma aceptable y, por consiguiente, se recurre a ensayos experimentales, algunos de los cuales describiremos en el Capítulo VI.

Clasificación de Sedimentadores

Los sedimentadores según su carga superficial pueden clasificarse en dos tipos: de baja velocidad de separación y de alta velocidad de separación. Los primeros pueden ser de flujo horizontal y de flujo vertical o manto de lodos. Los segundos pueden ser de pantallas o celdas. Así:

Tabla 5-1 Clasificación de Sedimentadores

Velocidad del flujo	Clase	Cargas superficiales m ³ /m ² /día
Baja	Horizontal	15 - 30
	Vertical	30 - 60
Alta	Pantallas Celdas	60 - 180

Vamos a estudiar cada uno de ellos:

I. SEDIMENTADORES DE FLUJO HORIZONTAL

La sedimentación con flujo horizontal se hace en tanques rectangulares o circulares, en los cuales la masa líquida se traslada de un punto a otro con una velocidad v_o , mientras las partículas caen con una velocidad v_s .

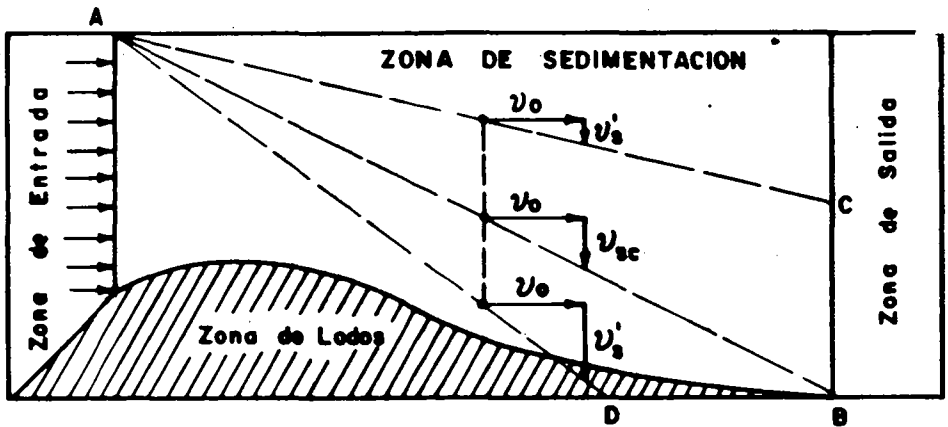


Fig. 5-2 Zonas de un decantador

Cuatro zonas pueden por tanto considerarse: (a) la de sedimentación (b) la de entrada, (c) la de salida y (d) la de lodos, como lo muestra la figura 5-2.

Zona de sedimentación

Las partículas en la zona de sedimentación de un decantador se asientan independientemente unas de otras, cuando la concentración de ellas en el flujo no excede de un determinado límite crítico. Camp (4) considera que cuando la concentración volumétrica de sólidos excede en un 0.5 % al volumen (5,000 ppm), se presenta una reducción apreciable en la velocidad de asentamiento, la que recibe el nombre de sedimentación autointerferida.

Según Mc Nown y Pin-Nam-Lin, las velocidades de asentamiento de suspensiones de 1,000 ppm pueden disminuir hasta en un 13 %; y las concentraciones de 10,000 ppm, hasta en un 25 %.

No parece, sin embargo, que pueda establecerse, según Bond (1), una fórmula general para caracterizar el inicio de la autointerferencia, ya que ésta depende de las características de la suspensión. En decantadores horizontales casi nunca se presentan condiciones de sedimentación autointerferida, al menos en la zona de sedimentación.

Al acercarse las partículas a la zona de lodos, éstas se apoyan unas sobre otras, formando mallas que se van compactando y la velocidad de sedimentación se reduce en forma considerable.

En los clarificadores de flujo vertical, en cambio, siempre hay sedimentación autointerferida y su estudio se hará por eso en un artículo separado.

Dada la complejidad del problema, Hazen (13), en 1904, y luego Camp (4), en 1946, introdujeron el concepto del tanque ideal. Camp lo define como "el decantador hipotético en el cual la sedimentación se realiza exactamente en la misma manera que en un recipiente de igual profundidad que contenga un líquido en reposo".

Luego establece tres principios básicos:

1. La dirección del flujo es horizontal y la velocidad es la misma en todos los puntos de la zona de sedimentación.
2. La concentración de partículas de cada tamaño es la misma en todos los puntos de la sección vertical, al comienzo de la zona de entrada.
3. Una partícula queda removida cuando llega a la zona de lodos.

Teniendo en cuenta estas simplificaciones se puede decir que una partícula queda removida cuando tiene una velocidad de caída v_{sc} tal, que si entra a la zona de sedimentación a nivel con la superficie del líquido, sale de ella cuando la lámina de agua que la transportaba pasa de la zona de sedimentación a la de salida. (Línea A-B en figura 5-2). Esta partícula se llama partícula crítica. Las partículas con velocidad menor que v_{sc} quedarán removidas en proporción v_s/v_{sc} . (Línea A-C), las de velocidad mayor que v_{sc} quedarán, en cambio, todas removidas. (Línea A-D).

Ingersoll (16), y colaboradores proponen que la relación v_s/v_{sc} sea llamada Número de Hazen por ser el primero que la propuso.

Por definición, el tiempo en el cual la partícula crítica llega al fondo es igual al tiempo teórico de detención t_0 .

$$t_0 = V/Q \tag{5-12}$$

En donde V = volumen del decantador

Q = caudal de diseño

Como el volumen es igual al área superficial A por la profundidad h del tanque:

$$t_0 = \frac{Ah}{Q} = \frac{h}{\frac{Q}{A}} = \frac{h}{v_{sc}} \tag{5-13}$$

$$v_{sc} = \frac{h}{t_0} = \frac{h}{\frac{Ah}{Q}} = \frac{Q}{A} = \text{carga superficial} \tag{5-14}$$

Esto demuestra, en palabras de Hazen, que “la proporción de sedimento removido es función del área del decantador” y “de la cantidad de agua tratada en la unidad de tiempo, y es completamente independiente de la profundidad del sedimentador”.

Esta conclusión permaneció inalterada por cerca de 60 años, pero sólo se aplica con propiedad al asentamiento de partículas discretas.

Divergencias entre la teoría de sedimentación y la práctica

Hay que tener presente que en la práctica no existen “tanques ideales”. Por eso, los intentos de comparar la eficiencia de diferentes tanques sedimentadores que trabajan en diferentes condiciones, han sido poco satisfactorios. Es difícil hallar una correlación

entre la capacidad de retención de turbiedad de una determinada unidad y su carga superficial o período de detención nominal.

Véase la tabla 5-2 tomada de datos obtenidos en ocho plantas de tratamiento de Colombia (1959). La razón para ello está en que en "tanques reales" el desarrollo del proceso se ve afectado por una serie de variables que no están consideradas en la teoría. Podríamos enumerar entre otras las siguientes:

- (a) Corrientes de densidad $\left\{ \begin{array}{l} \text{Térmicas} \\ \text{De concentración} \end{array} \right.$
- (b) Corrientes debidas al viento
- (c) Corrientes cinéticas $\left\{ \begin{array}{l} \text{Alteraciones en la entrada} \\ \text{Obstrucciones de la sedimentación} \\ \text{Alteraciones en la salida} \end{array} \right.$

Vamos a estudiar cada una de ellas:

Tabla 5-2 Eficiencia de los sedimentadores (Colombia 1959)

Ciudad	Tiempo de Detención Horas		Carga Superficial m3/m2/día		Temperaturas °C		Turbiedad Afluyente U.J.		Turbiedad Efluyente U.J.	
	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.
Agua de Dios	7.05	5.5	13.1	10.2	22	25	50	2	10	1
Cali	5.05	3.92	22.2	17.3	18	x	600	5.1	7.9	2.1
Pasto	3.96	3.1	27.2	21.3	14	14	120	5	4	0.9
Pereira (nueva)	2.66	2.13	35.4	28.2	18.5	18.5	130	7	9	4
Pereira (vieja)	4.1	2.8	27.6	18.8	17.7	17.8	480	5	9	4
Ipiales	10.65	3.36	18.4	5.8	11	11	200	4	30	1
Santa Marta	3.31	1.83	50.2	27.6	28	28	4690	59	6.3	2.0
Zipaquirá	13.9	5.9	12.4	5.3	13.4	13	3.7	1.0	2.0	0.2

(a) Corrientes de densidad:

Se llama así a las corrientes que se producen dentro del tanque por efecto de las diferencias de densidad en la masa de agua. Existen dos tipos: las corrientes térmicas y las corrientes de concentración. Las corrientes térmicas se producen cuando existe un cambio de temperatura mayor que 1°C por hora. Véase la figura 5-3.

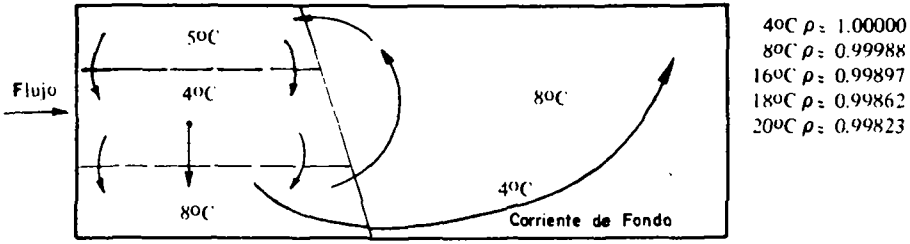


Fig. 5-3 Elevación

Generalmente durante la noche en época fría, cuando el afluente llega al sedimentador con una temperatura más baja que la que existe en el tanque o cuando disminuye la temperatura de las capas superficiales, el agua que entra, por su mayor densidad, desplaza a la que está más abajo, creando "corrientes de fondo" que avanzan a alta velocidad, y llegan hasta la salida en una fracción del tiempo nominal de detención arrastrando a su paso partículas de fango. El fenómeno inverso se presenta cuando el flujo que entra es más caliente que el que existe en el tanque, lo que sucede a veces durante el día, por el calentamiento de las masas de agua superiores. En este caso se forman "corrientes superficiales" que avanzan de la entrada a la salida, sin permitir el asentamiento de las partículas.

Para evaluar el valor de estas fuerzas que revuelven los sedimentadores, basta considerar que en un tanque de $100,000 \text{ m}^3$ a 4°C , la masa de agua pesaría 100,000 ton. Si la temperatura sube a 8°C pesaría en cambio 99,988 ton., lo que da una diferencia de 12 grm por m^3 .

Las corrientes de densidad, también pueden producirse por las diferencias en la concentración de partículas suspendidas en las distintas masas de agua, las cuales suelen crear fuerzas más importantes que las térmicas. Véase la figura 5-4 en la que se indican las densidades del floc producido con distintas concentraciones de suspensiones de caolín (32). Haciendo la misma consideración anterior, un volumen de agua de $100,000 \text{ m}^3$ con 20 mg/lt de caolín pesaría 100,560 ton. y con 80 mg/lt, 102,250 ton, lo que da una diferencia de 690 ton. ó 6.9 kg / m^3 . Afortunadamente, la mayor concentración de partículas suele estar en el fondo pero cualquier perturbación en el flujo, ya sea por temperatura, obstrucciones, alta velocidad de las paletas del floculador, etc., puede alterar el equilibrio produciendo un flujo envolvente sobre sí mismo o sinuoso, muy diferente al teórico calculado, que es el que con más frecuencia aparece en los sedimentadores horizontales, aun en los bien diseñados.

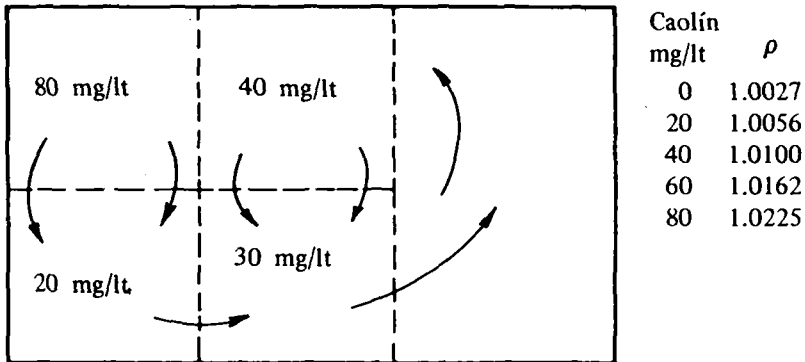


Fig. 5-4 Elevación

(b) **Corrientes debidas al viento:**

El viento, al soplar sobre la superficie de los sedimentadores, puede producir corrientes de suficiente intensidad, como para inducir cambios en la dirección del flujo y alterar el precario equilibrio de las masas de agua. En sedimentadores grandes puede crear oleajes de cierta magnitud, interfiriendo el proceso de sedimentación o desequilibrando la distribución del flujo en las canaletas de salida. Se recomienda por eso el uso de cortinas de árboles o vallas vegetales que impidan el impacto directo del viento sobre el agua.

(c) **Corrientes cinéticas:**

Las corrientes cinéticas pueden producirse por: 1. alteraciones en la zona de entrada; 2. obstrucciones en la zona de sedimentación; 3. diseño impropio de la zona de salida.

1. Las alteraciones en la zona de entrada pueden deberse a una velocidad excesiva del flujo en la entrada del sedimentador, o a que los orificios sean muy grandes y el movimiento de las paletas del floculador sea tal, que comunica demasiada energía al flujo. Al no haber disipación de esta energía en el tabique divisorio, las masas de agua entran con diferente gradiente de velocidad, creando turbulencias que pueden extenderse bastante dentro del tanque. Similarmente puede mencionarse como causa de corrientes cinéticas, la distribución desigual del flujo en la entrada del sedimentador (orificios de distintos diámetros o algunos parcialmente obstruidos), los tabiques que dejan pasar el agua solamente por el fondo, etc.

2. No es frecuente poner hoy en día obstrucciones en la zona de sedimentación, pero debe tenerse en cuenta que las columnas o vigas que puedan quedar sumergidas en el agua bajan la eficiencia de los decantadores.

3. Por último, la distribución desigual del agua en la zona de salida es una de las más frecuentes causas de corrientes cinéticas en el sedimentador. Las canaletas mal niveladas o impropiamente diseñadas inducen zonas muertas que inutilizan grandes áreas del tanque.

Debido a las diferencias antes descritas entre el "tanque ideal" y el "tanque real" que es el que existe en la práctica, no se puede considerar, que la eficiencia de un decantador depende únicamente de su carga superficial. Dice al respecto el Manual de la AWWA (1969): "A menudo se hace la incorrecta afirmación de que la capacidad de clarificación de un sedimentador de flujo continuo es también independiente de la profundidad del tanque y más aun que es independiente del período de detención. La validez de este punto de vista depende de la validez de estas dos hipótesis que se sabe son erróneas: 1. que el "tanque real" actúa como un "sedimentador ideal", y 2. que una partícula queda removida sólo cuando sale de la zona de sedimentación y entra en la zona de lodos durante el período de detención teórico. Más correcto sería afirmar que en el asentamiento de partículas discretas en un decantador de flujo continuo, el área superficial A y la carga superficial Q/A, son parámetros más importantes que la profundidad y el período de detención."

En realidad, las partículas floculadas ni son esféricas ni su diámetro o dimensión mayor es constante, sino que cambia con el tiempo al agregársele otras partículas durante su caída hasta el fondo. Por tanto, como se vio anteriormente la sedimentación en plantas de tratamiento de agua debe considerarse como dependiente de la floculación. Muchos de los parámetros que afectan a la segunda pueden, por consiguiente, afectar a la primera.

De lo anterior se puede concluir que el estudio de la eficiencia de un decantador sólo se puede hacer en forma práctica o con modelos, estudiando el comportamiento de las masas de agua por medio de trazadores u otros sistemas apropiados.

Factores que hay que tener en cuenta en el diseño de la zona de sedimentación

Entre otros, los siguientes factores deben considerarse en el diseño de la zona de sedimentación:

- a) Carga superficial
 - b) Período de detención y profundidad
 - c) Forma de los sedimentadores
 - d) Velocidad horizontal de escurrimiento y relación largo-profundidad
 - e) Número de unidades.
- a) **Carga superficial**

La carga superficial no es sino la velocidad crítica mínima de sedimentación Q/A, que se espera que en promedio tenga un cierto porcentaje (70-98 %) de partículas de la suspensión y depende de:

1. Calidad del agua cruda (si predomina el color o la turbiedad).
2. Peso y grado de hidratación del floc.
3. Forma y tipo de sedimentador que se adopte.
4. Cuidado en el control del proceso.
5. Coagulantes que se usen (sales de aluminio o de hierro, con o sin polielectrolitos).
6. Grado de eficiencia que se desee.

La determinación de la carga superficial puede hacerse experimentalmente efectuando un ensayo de sedimentación, como el que se describe en el Capítulo VI del presente libro.

A falta de datos experimentales, pueden adoptarse especificaciones de tipo general.

Según Azevedo Netto (30), los flocúlos de sulfato de aluminio sedimentan con una velocidad comprendida entre 0.015 y 0.070 cm/seg, o sea entre 13 y 60 m/día. Por tanto, podría concluirse que la carga superficial debiera variar entre 13 y 60 m³/m²/día.

En el pasado cuando se usaban casi exclusivamente filtros de arena fina, se esperaba del sedimentador la máxima remoción posible, para prolongar así las carreras de filtración y, por tanto, se escogían cargas superficiales bajas (de 15-25 m³/m²/día). La tendencia en la actualidad es a aumentar éstas notablemente.

El autor antes citado sugiere los siguientes valores:

Tabla 5-3

Decantadores Convencionales: Criterios dimensionales

Tipo de instalación	Carga superficial	
	m ³ /m ² /día	m ³ /m ² /hora
Instalaciones pequeñas con operación precaria	20 - 30	0.8 - 1.2
Instalaciones proyectadas con la nueva tecnología, con operación razonable	30 - 40	1.2 - 1.7
Instalaciones proyectadas con la nueva tecnología, con operación buena	35 - 45	1.5 - 1.9
Instalaciones grandes con nueva tecnología, operación excelente y con auxiliares de coagulación siempre que se necesiten	40 - 60	1.7 - 2.5

Las cargas superficiales bajas (20-30 m³/m²/día) se usan en combinación con filtros de arena sola. Las altas (30-60 m³/m²/día) con filtros de lecho múltiple.

b) Período de detención y profundidad

El período de detención es el tiempo máximo que la partícula con la mínima velocidad de sedimentación escogida, tarda en llegar hasta el fondo. Por tanto, es directamente dependiente de la profundidad del tanque. Cuanto menor sea la profundidad, menor será el período de detención necesario para recolectar dicha partícula. Los decantadores de alta velocidad, que se estudiarán posteriormente, hacen uso de este concepto.

Los sedimentadores horizontales, en cambio, que trabajan con régimen de flujo turbulento (N_R 2,000 a 200,000), no pueden construirse con profundidades muy pequeñas debido a:

- a) Que la velocidad de escurrimiento horizontal no puede hacerse muy alta.
- b) Que existen interferencias que revuelven el sedimentador (corrientes térmicas, de densidad, etc.).

c) Consideraciones estructurales y de operación.

Las profundidades por eso varían entre 3.0 y 5.0 m y, con más frecuencia, entre 3.50 y 4.50 m.

Con las actuales cargas superficiales, estas profundidades producen períodos de detención comprendidos entre 5 y 1 1/2 hs. Existen, sin embargo, plantas de tratamiento como las de Hantford (Washington, EE.UU.), Corvallis (Oregon, EE.UU.), y La Mariposa (Caracas, Venezuela), entre otras, que tienen sedimentadores con período de detención de menos de una hora. Las turbiedades efluentes son de 20 a 30 U.J. Se usan filtros múltiples de arena, antracita y granate, los cuales producen carreras suficientemente largas como para que no se gaste más del 2% del agua en el lavado.

La sedimentación y la filtración deben proyectarse como procesos complementarios. Según el tipo de filtros que se diseñe, deben diseñarse los sedimentadores.

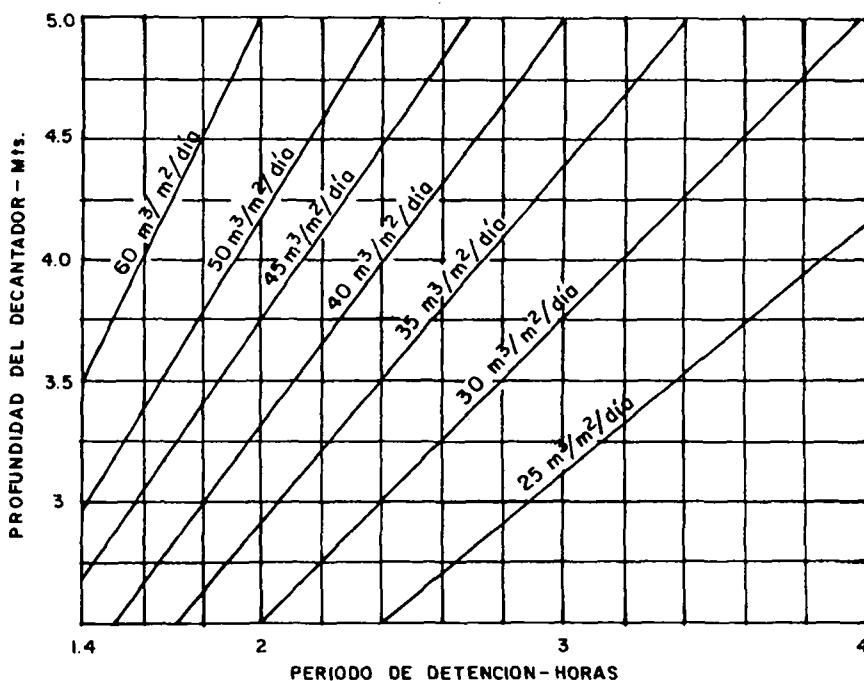


Fig. 5-5 PERIODO DE DETENCION PARA DIFERENTES PROFUNDIDADES Y CARGAS SUPERFICIALES

La figura 5-5 presenta las relaciones entre: profundidad, período de detención y carga superficial.

(c) Forma de los sedimentadores

Los sedimentadores pueden tener forma: (a) rectangular o (b) circular.

Los primeros son los que se usan más comúnmente en plantas de tratamiento de agua (véase la figura 5-6). Los tanques largos suelen dar los mejores resultados. La relación ancho-largo varía entre 1-2.5 y 1-10. Más frecuentemente entre 1-4 y 1-5. Para conservar esta relación, cuando la forma del tanque tiene un a/L diferente, se suelen intercalar tabiques longitudinales, hasta los 2/3 de la profundidad.

Los sedimentadores horizontales circulares se usan preferentemente en el tratamiento de aguas servidas y ocasionalmente en el de aguas potables.

(d) Velocidad horizontal y relación largo-profundidad de la zona de sedimentación

La velocidad horizontal en sedimentadores rectangulares produce dos efectos opuestos:

a) Por un lado, ayuda a la floculación de los sólidos suspendidos dentro del decantador, promoviendo el choque entre ellos y aumentando de esta manera la proporción de partículas finas que pueden ser removidas durante la sedimentación.

b) Por otro lado, arrastra y resuspende los flóculos ya sedimentados o que están por sedimentar. Por tanto, es conveniente que la velocidad horizontal sea lo bastante alta como para que se estimule la floculación pero sin que llegue a perjudicar la eficiencia del proceso de separación.

Rebhun y Argman (29), trabajando con suspensiones floculentas en sedimentadores experimentales, llegaron a la conclusión de que a velocidades horizontales de 20 m/hora (0.55 cm/seg), la remoción de partículas finas fue más alta que la predicha por la teoría, lo que indica que tal velocidad tuvo un efecto positivo, mientras que por encima de este límite, predominó el efecto negativo, cada vez más acentuado.

Aunque toda generalización en este campo resulta peligrosa, parecería que para el floc del sulfato de aluminio, la velocidad horizontal óptima podría estar alrededor de 0.5 cm/seg, o menos. Ahora bien, si Q es el flujo que entra al sedimentador, v_{sc} es la velocidad crítica (carga superficial) y v_h es la velocidad horizontal:

$$Q = v_{sc} A_h$$

$$Q = v_h A_v \quad \text{como} \quad A_h = a L$$

$$A_v = a h$$

$$\frac{L}{h} = \frac{v_h}{v_{sc}}$$

Por tanto, la relación: longitud L de la zona de sedimentación, sobre profundidad h de la misma, dependerá de las velocidades v_h sobre v_{sc} que se escojan. En otras palabras, a igualdad de carga superficial, la relación L/h determinará la velocidad horizontal v_h .

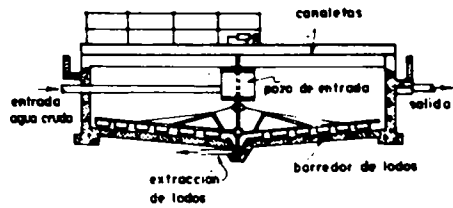
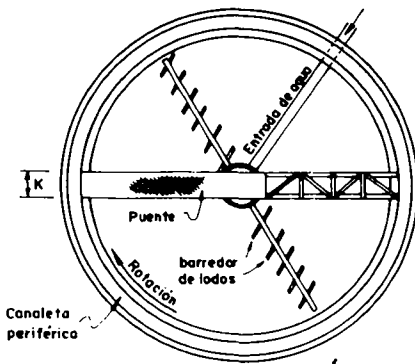
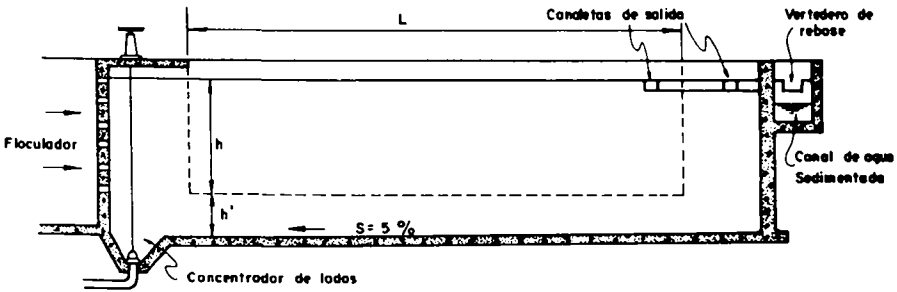
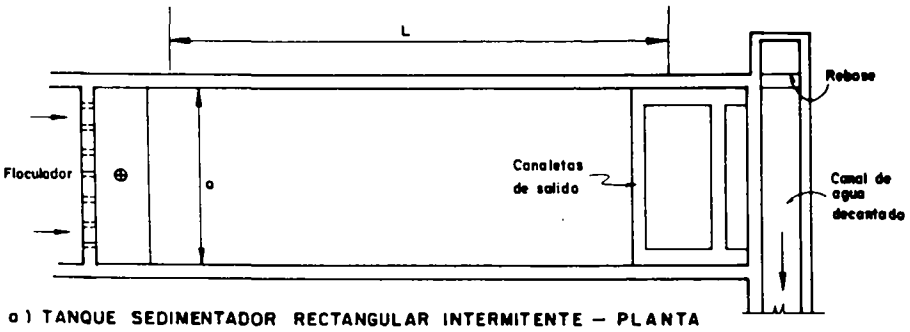


Fig. 5-6 SEDIMENTADORES HORIZONTALES

Por ejemplo, si se quiere que en un sedimentador de 50 m de longitud, la velocidad horizontal no sobrepase de 0.6 cm/seg cuando se trabaja con una carga de $40 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, la relación L/h será de 12.5 (tomado de la figura 5-7) y, por tanto, la profundidad deberá ser $50/12.5 = 4 \text{ m}$. A esto habrá que añadirle lo necesario para almacenamiento de lodos.

Suponiendo un $Q = 40,000 \text{ m}^3/\text{día}$, el ancho sería de 20 m para la carga superficial estipulada.

La velocidad horizontal puede cambiarse también escogiendo diferente relación de ancho a largo. Por ejemplo, en el caso propuesto, si $a = 25 \text{ m}$, y $L = 40 \text{ m}$, $v_h = 400 \text{ m}/\text{día} = 0.464 \text{ cm}/\text{seg}$. Al ir ampliando el ancho del tanque, para la misma carga superficial, la

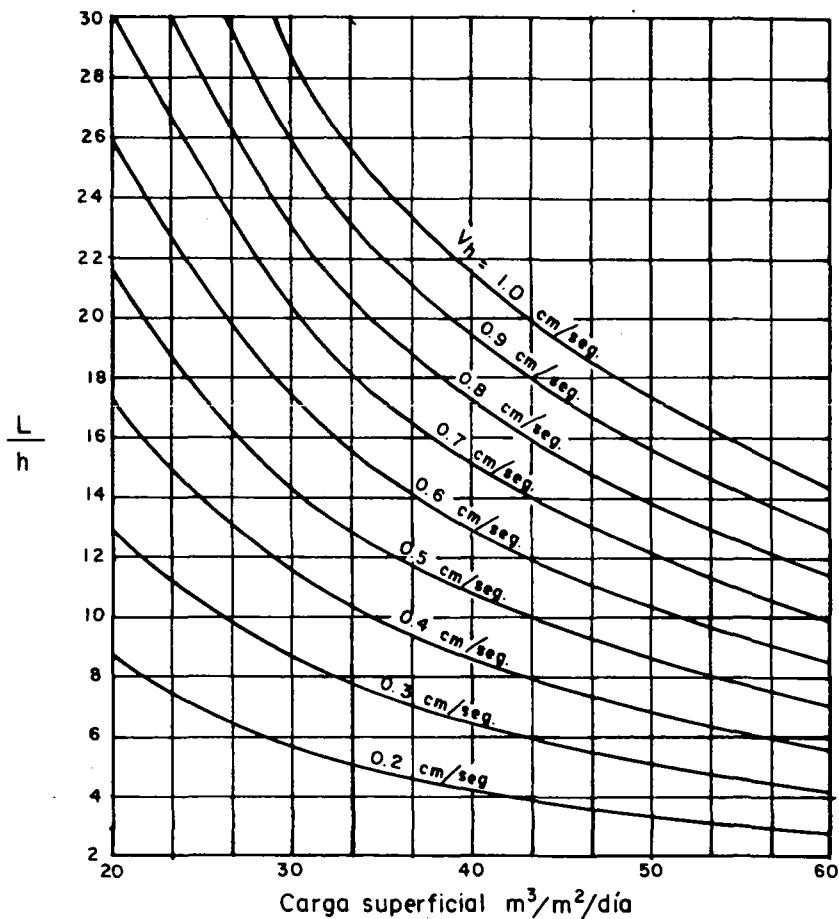


Fig. 5-7 VELOCIDAD HORIZONTAL V_h PARA DIFERENTE RELACION: LONGITUD-PROFUNDIDAD L/h DE LA ZONA DE SEDIMENTACION.

misma profundidad y el mismo gasto, se va disminuyendo la velocidad horizontal.

En la práctica se usan las relaciones siguientes:

$$5:1 \leq L/h \leq 25:1$$

(e) **Número de unidades**

En toda planta debe haber por lo menos dos unidades de sedimentación, de tal forma que cuando se suspenda una, se pueda seguir trabajando con la otra. Teniendo en cuenta esta eventualidad, el área total de los decantadores debe incrementarse en un porcentaje adicional como se especifica en la tabla No. 5-4.

Tabla 5-4 Porcentaje de área adicional de sedimentación que debe proveerse

Número de unidades	Carga superficial $m^3/m^2/día$				
	20	30	40	50	60
2	0	0	33	67	100
3	0	0	11	22	33
4	0	0	8.5	17	25
5 ó más	0	0	7	13	20

Zona de entrada

Según Ingersoll y colaboradores (16), el diseño de la zona de entrada es más importante que el de la zona de salida para prevenir cortocircuitos.

Sin embargo, no es fácil hacer pasar un agua con un gradiente de velocidad de $20-40 \text{ seg}^{-1}$ como el que hay en el floculador, a un tanque decantador en donde el gradiente de velocidad es menor que 1 seg^{-1} , sin que se produzcan perturbaciones grandes en sus líneas de flujo. Cualquier sistema que disipe la energía del agua que proviene del floculador, tiende a romper el floc que entra al sedimentador. Por lo tanto, el propósito de la estructura de entrada es:

(a) Distribuir el afluente tan uniformemente como sea posible en toda el área transversal del sedimentador.

(b) Evitar chorros de agua que puedan provocar movimientos rotacionales de la masa líquida, u otras corrientes cinéticas.

(c) Disipar la energía que trae el agua

(d) Evitar altas velocidades que puedan perturbar los sedimentos del fondo.

Debe tenerse en cuenta que la energía cinética de los chorros de agua producidos por pequeños orificios sumergidos, no se disipa tan fácilmente como podría pensarse. Ensayos experimentales han demostrado (7) que a una distancia de 10 diámetros aguas abajo del orificio, la velocidad del chorro disminuye solamente un 40 % y a 100 diámetros, un 94 %

Esto significa que un orificio de 10 cm de diámetro que introduzca agua a un sedimentador con una velocidad de 30 cm/seg, producirá disturbios hasta $0.1 \times 100 = 10$ m de distancia dentro del tanque, donde la velocidad se reduciría a 1.8 cm/seg, todavía mayor que la velocidad horizontal promedio v_0 del sedimentador que suele ser menor de 1.0 cm/seg. Es pues conveniente que las velocidades de entrada no sean, en lo posible mayores que 15 cm/seg.

La consideración que predomina aquí no es la posibilidad de ruptura del floc por esfuerzo cortante, pues puede resistir mayor esfuerzo, sino la de perturbaciones de la lámina líquida.

Por otra parte, si las velocidades en los orificios de entrada son muy bajas, la distribución del flujo no es uniforme.

Camp (4) considera que aun en los mejores diseños, las turbulencias de entrada y de salida se extienden a una distancia por lo menos igual a la profundidad del tanque.

Diseños de estructuras de entrada

No existe ningún diseño de estructura de entrada a un decantador que se pueda considerar como ideal. Todos, en mayor o menor grado, pueden tener ventajas e inconvenientes que hay que analizar en cada caso.

La figura 5-8 presenta algunos esquemas. Las estructuras a, b y c constan de muros dobles y la d de muros sencillos.

Las primeras tienen la ventaja sobre la segunda de evitar que la turbulencia creada en el floculador por las paletas, se trasmite hasta el sedimentador. Son, sin embargo, un poco más costosas. La estructura d es más sencilla, pero proyecta chorros de agua inestables dentro de la masa de agua del sedimentador.

El aboquillar los huecos incrementando su sección en la dirección del flujo (15°), puede mejorar el funcionamiento hidráulico, al disminuir la velocidad de entrada.

Diseño de tabiques difusores

Según Azevedo Netto (30), los tabiques difusores deben cumplir los siguientes requisitos:

1. Debe hacerse un gran número de orificios pequeños.
2. La forma ideal es la circular y después la cuadrada.
3. Si no hay remoción mecánica de lodos, los orificios más bajos deberán estar a $h/4$ ó $h/5$ por encima del fondo.
4. Los orificios más altos deberán estar a $h/5$ ó $h/6$ de la superficie del agua.
5. El tabique difusor deberá estar a 0.80 m de la pared frontal del decantador (espacio suficiente para la limpieza).

Hudson (31) sugiere conservar el mismo gradiente de velocidad de la última parte del floculador, tanto en los canales de adición de agua al decantador, como en los orificios de los tabiques o cortinas difusoras de entrada, cuando las hay.

El gráfico 5-3 permite calcular los gradientes en seg^{-1} , para orificios entre 4 cm y 30 cm de diámetro.

Escogido G, se puede hallar en dicho gráfico, para el menor diámetro, prácticamente elegible, el flujo por orificio que debe haber y, por tanto, el número de orificios.

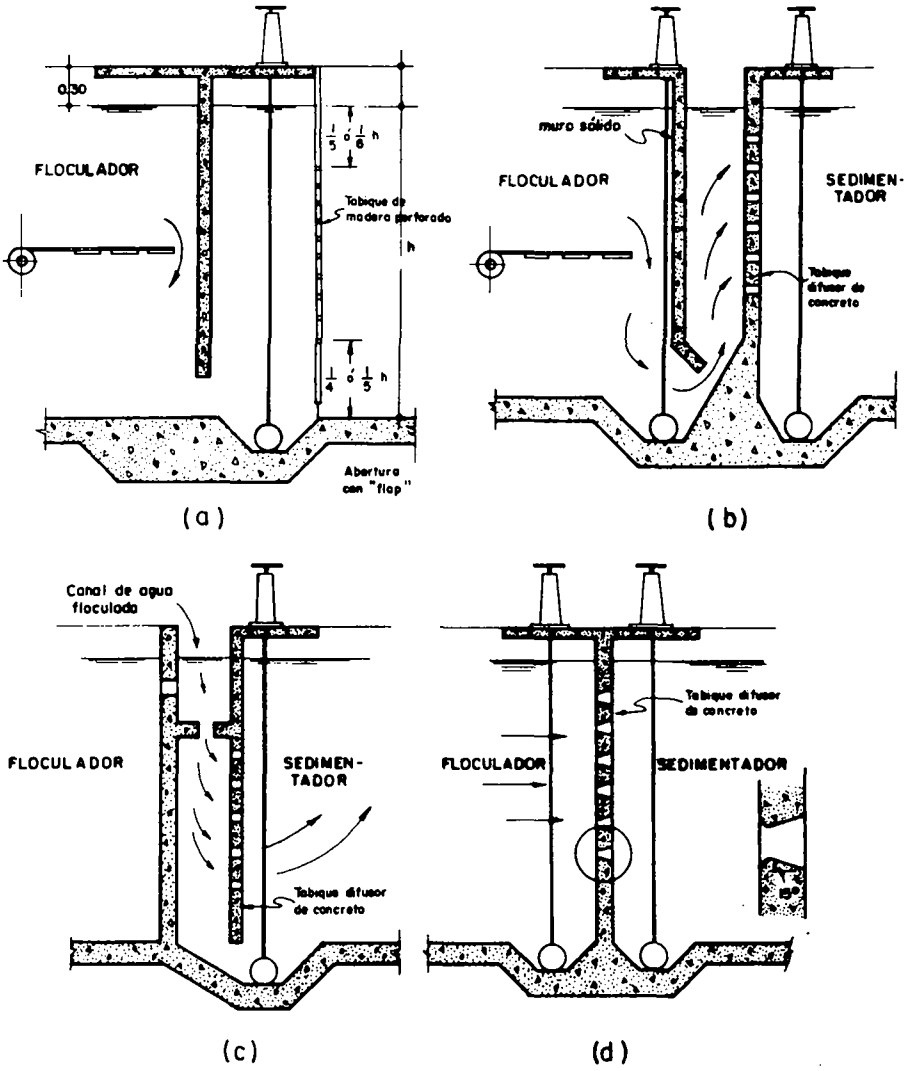


fig. 5-8

Veamos un ejemplo:

Calcular el número de orificios para un tabique difusor de un tanque sedimentador que tiene 4.8 m de profundidad por 5 m de ancho y que va a trabajar con 130 lt/seg. El gradiente de velocidad de la última cámara de floculación es $G = 20 \text{ seg}^{-1}$, y $T = 40^\circ\text{C}$.

Entrando al gráfico 5-3 encontramos que para $G = 20 \text{ seg}^{-1}$, los siguientes diámetros de orificios, número de orificios y velocidades de flujo pueden ser usados:

Diámetro cm	Caudal por orificio lt/seg	Velocidad cm/seg	No. orificios
8.0	0.75	14.0	173
10.0	1.15	16.0	113
12.0	1.80	17.0	72
15.0	3.30	18	39

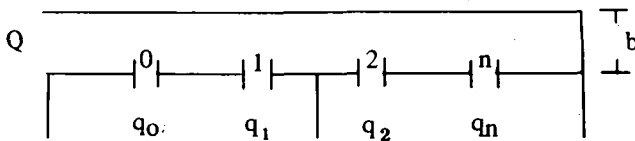
Aparentemente, los 113 orificios de 10.0 cm son los más convenientes. Podrían colocarse 11 filas de 10 orificios espaciados, centro a centro, 40 cm en lo horizontal y 30 cm en lo vertical.

Diseño de canales de entrada

Un aspecto importante en el diseño de la entrada de los sedimentadores, es asegurar que el flujo se distribuya por partes iguales en todas las unidades. Este es un problema hidráulico complejo. Véanse las referencias (30) y (33).

En el caso ideal, el flujo Q se distribuirá por partes iguales en el número n de salidas idénticas y por tanto:

$$q_0 = \frac{Q}{n+1}$$



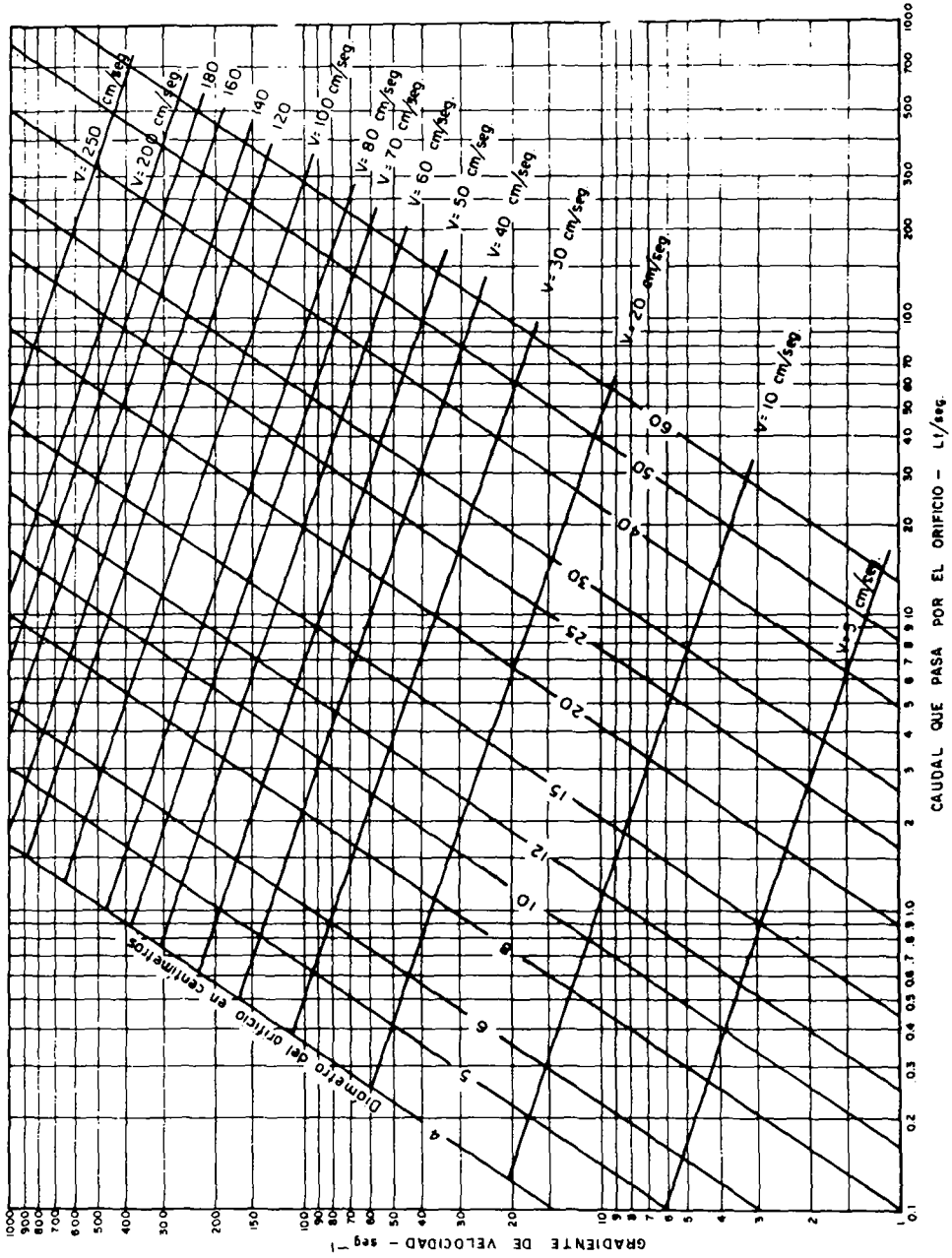
En sistemas reales, en cambio, el flujo q_0 es mayor o menor que el q_n y por tanto $q_0 = m q_n$, en donde m es la fracción de q_0 que sale por la abertura n .

Por otra parte, la pérdida de carga h es igual a $h_0 - \Delta h$, en donde Δh representa la variación en la pérdida de carga, entre la primera y la última salida.

Ahora bien:

$$h_0 = C \frac{v^2}{2g} = C \frac{v^2 a^2}{2ga^2} = \frac{C q^2}{2ga^2} = \frac{C}{2ga^2} q^2 = Kq^2$$

Gráfico 5-3 Gradiente de velocidad para distintos diámetros de orificios



Por tanto:

$$h_0 - \Delta h = Kq_n^2$$

$$\Delta h = h_0 - h_n$$

como $h_0 = Kq_0^2$ y $h_n = Km^2 q_0^2$

$$\Delta h = Kq_0^2 (1 - m^2) = h_0 (1 - m^2)$$

De donde

$$\frac{\Delta h}{h_0} = (1 - m^2) \tag{5-15}$$

En la ecuación anterior, cuando m se acerca a la unidad, Δh se acerca a cero, lo que significa que la pérdida de carga en el canal debe ser muy reducida, en comparación con la pérdida de carga en las salidas, si se quiere mantener una distribución equilibrada del flujo en ellas.

Tabla 5-5 Valores de m y Δh

m	$\Delta h/h_0$	m	$\Delta h/h_0$
0.99	0.0199	0.90	0.1900
0.98	0.0396	0.89	0.2079
0.97	0.0591	0.88	0.2556
0.96	0.0784	0.87	0.2431
0.95	0.0975	0.86	0.2604
0.94	0.1164	0.85	0.2775
0.93	0.1351	0.84	0.2944
0.92	0.1536	0.83	0.3011
0.91	0.1719	0.82	0.3276

La tabla 5-5 ayuda a calcular la relación entre m y Δh permisible en el canal.

Ejemplo de cálculo

Se desea conocer cuál es la pérdida de carga permisible, en un canal de distribución que tiene cuatro compuertas iguales, si se quiere que la relación entre el caudal que sale por la primera compuerta y el que sale por la última no sea mayor que 5 %

Respuesta

Para 5 % de variación $m = 1 - 0.05 = 0.95$

$q_0 = 0.95 q_n$

Entrando a la tabla 5-5 para $m = 0.95$

$\Delta h/h_0 = 0.097$

$\Delta h = 0.097 h_0$

Por tanto, la pérdida de carga en el canal debe ser como máximo 9.7 % de la que se produzca en la primera compuerta.

La pérdida de carga en el canal se puede calcular, conocido Q total, con la fórmula de Manning:

$$SL = \frac{(Q_n)^2}{A^2 r^{4/3}} L$$

- A : sección del canal
- r : radio medio hidráulico
- L : longitud del canal

La pérdida de carga en la compuerta es función de $cv^2/2g = cq^2/2ga$, en donde "q" es el caudal que pasa por la compuerta de sección transversal "a".

Zona de salida

El tipo de estructura de salida determina en buena parte la mayor o menor proporción de partículas que pueden ser resuspendidas en el flujo. Sin embargo, estas perturbaciones afectan sólo la masa de agua que está al final del decantador; en cambio, las de la entrada pueden afectar toda la masa líquida.

Ingersoll y colaboradores (16) consideran "que la teoría del flujo ideal (requerida para dibujar las líneas de flujo) es aplicable al caso de la salida de un sedimentador, por cuanto las líneas son convergentes y el valor del esfuerzo cortante es pequeño".

La figura 5-9 (tomada de los autores citados) presenta la malla de flujo idealizada en un decantador rectangular. En ella se ve claramente que si la componente ascensional v_u de la velocidad es mayor que la v_s , la trayectoria de la partícula es una parábola ascendente y, por tanto, tiende a ser arrastrada por el flujo. Debe tenerse en cuenta que el tamaño y peso específico del floc que llega al final del sedimentador, es por lo general pequeño y su velocidad v_s es baja, de forma que aun perturbaciones de pequeña escala pueden crear una componente vertical que levante los flóculos.

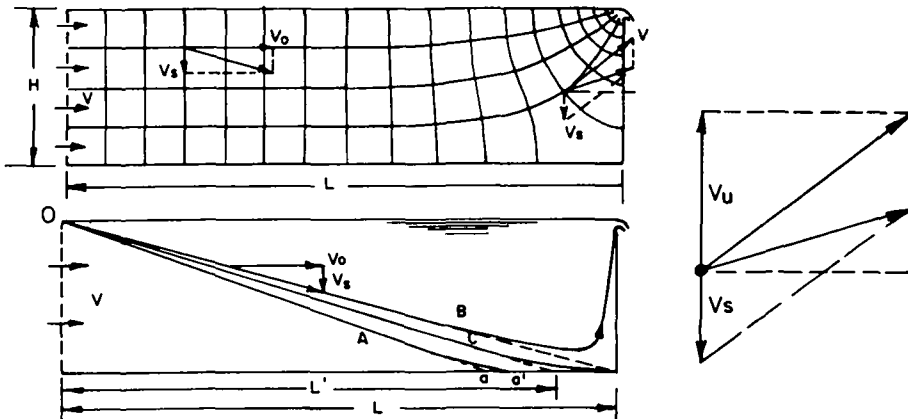


Fig. No. 5-9 EFECTO DEL VERTEDERO DE SALIDA EN LAS LINEAS DE FLUJO EN UN SEDIMENTADOR (según Ingersoll y Co.)

Las partículas con velocidad crítica o mayor (líneas 0-C y 0-A), teóricamente no pueden ser arrastradas mientras que aquellas que tengan una v_s menor que la crítica serían acarreadas en proporción v_u/v_s .

Ahora bien, la velocidad v_u es proporcional a la carga unitaria del vertedero por unidad de longitud, de forma que ésta debe conservarse dentro de ciertos límites. Generalmente, se especifica que la longitud del vertedero de salida debe ser tal que el gasto esté comprendido entre 6 y 12 m³/hora (1.67 - 3.3 lt/seg) por metro de vertedero. Para floc liviano deben preferirse los valores bajos, 6-9 m³/hora (1.67 - 2.5 lt/seg) por metro de vertedero, y para floc pesado los altos, 9-12 m³/hora (2.5 - 3.3 lt/seg) por metro de vertedero.

Estructura de salida

Existe una gran variedad de estructuras de salida, las cuales podríamos clasificarlas en:

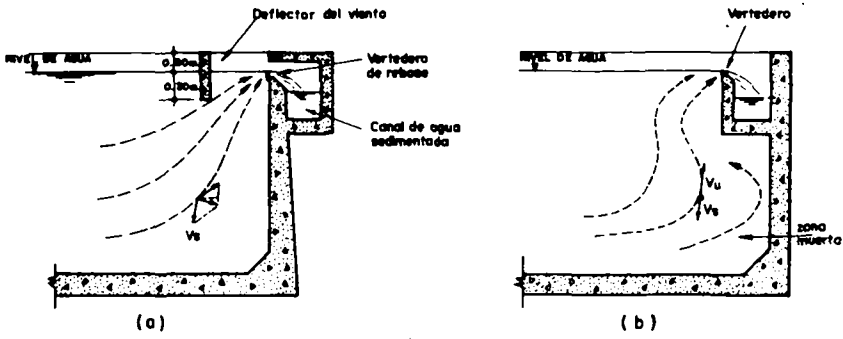
- (a) Vertederos de rebose { Lisos
Dentados
- (b) Canaletas de rebose { Lisas
Dentadas
Con orificios
- (c) Orificios { Circulares
Cuadrados

La figura 5-10 describe algunos de ellos. Los vertederos de rebose, cualquiera sea su forma, en lo posible no deben dejar zonas muertas, como las que se presentan en el caso (b), pues la trayectoria de las partículas se tiene que curvar, aumentando las posibilidades de arrastre. Los deflectores del viento que se incluyen en los casos (a), (d) y (e) penetran a poca profundidad dentro del agua, y tienen por objeto evitar el oleaje que el viento produce y que puede acarrear considerable cantidad de floc hasta las canaletas o vertederos de salida.

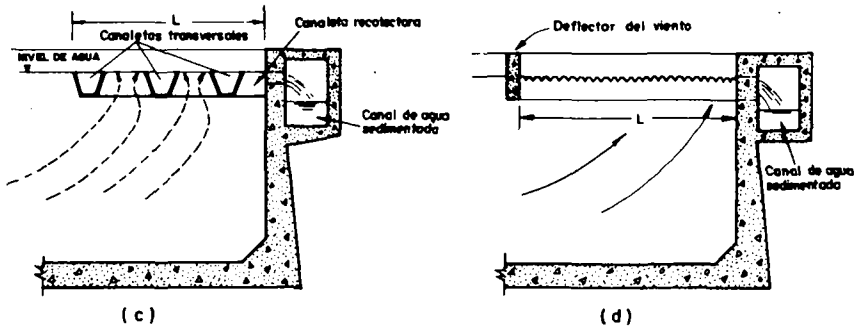
Las canaletas de rebose (c) y (d) se diseñan con el propósito de disminuir la carga lineal sobre ellas. Algunos proyectistas prefieren prolongar su longitud hasta 1/3 y aun 1/2 de la extensión total del tanque sedimentador.

Pueden colocarse transversales al flujo, caso (c), o paralelas al flujo, caso (d). En ambos tipos existe una cierta distorsión de las líneas de flujo por constricción de la sección inmediata antes de que la partícula alcance el borde de la canaleta, lo que induce un acarreo del floc más liviano. Para nivelarlas con más precisión, se puede dejar una tira metálica, ajustable por medio de pernos, en los flancos externos de las canaletas.

El nivel del agua en el decantador debe controlarse cuidadosamente; pues, cuando las canaletas trabajan ahogadas, el floc suele resuspenderse en gran cantidad por el aumento de la velocidad de salida, ya que el flujo queda controlado por los huecos de unión entre las canaletas y el canal de agua sedimentada.



VERTEDEROS DE REBOSE



CANALETAS DE REBOSE

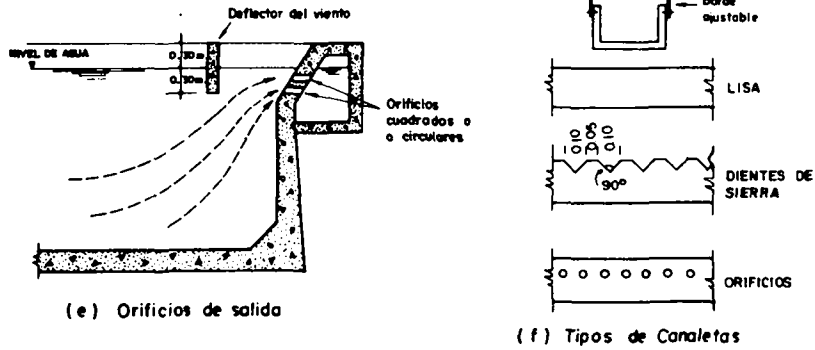


Fig. No. 5-10 ESTRUCTURAS DE SALIDA EN SEDIMENTADORES RECTANGULARES

Por otra parte, las estructuras que se proyectan dentro del tanque pueden ocasionalmente crear movimientos rotacionales de la masa líquida que revuelven los lodos del fondo.

La salida por orificios tiene la ventaja de no crear distorsión de las líneas de flujo en el sedimentador de ser una solución sencilla, y de producir un mínimo de pérdida de carga. Se pueden perforar una o dos o tres hileras de huecos circulares o cuadrados a todo lo ancho del tanque como lo indica la figura 5-10 (e). La velocidad en los orificios puede variar entre 0.10 y 0.20 m/seg con un área de huecos de alrededor del 4 % del área transversal del sedimentador.

Hidráulica de la zona de salida

Cuando la salida se hace por orificios, generalmente éstos se encuentran sumergidos y, por tanto, se puede calcular el caudal con la fórmula:

$$Q = C A \sqrt{2g \Delta h}$$

$$Q = 4.43 CA\sqrt{\Delta h}$$

En donde:

A = área del orificio en m²

Δh = pérdida de carga en el orificio o diferencia de nivel en m

C = coeficiente que varía entre 0.6 y 0.8

Cuando se usan canaletas de recolección, éstas pueden trabajar con descarga libre o con descarga sumergida, como indica la figura 5-11.

En el primer caso la altura crítica h_c , cuando la pendiente es igual a cero, es:

$$h_c^3 = \frac{Q^2}{gw^2} \quad (5-16)$$

$$\text{Para descarga libre } h_o = 1.73 h_c \quad (5-17)$$

Reemplazando (5-16) en (5-17)

$$Q = \frac{\sqrt{g}}{2.275} w h_o^{3/2} = 1376 w h^{3/2} \quad (5-18)$$

Donde:

w = ancho de la canaleta en m.

h_o = máximo nivel del agua en la canaleta en m

Q = caudal en lt/seg

Cuando la descarga es ahogada, la expresión queda así:

$$h_o = \sqrt{h_e^2 + \frac{2 Q^2}{gw^2 h_e}} \quad (5-19)$$

$$Q = 2115 \sqrt{w^2 (h_e^2 - h_c^2) h_e} \quad (5-20)$$

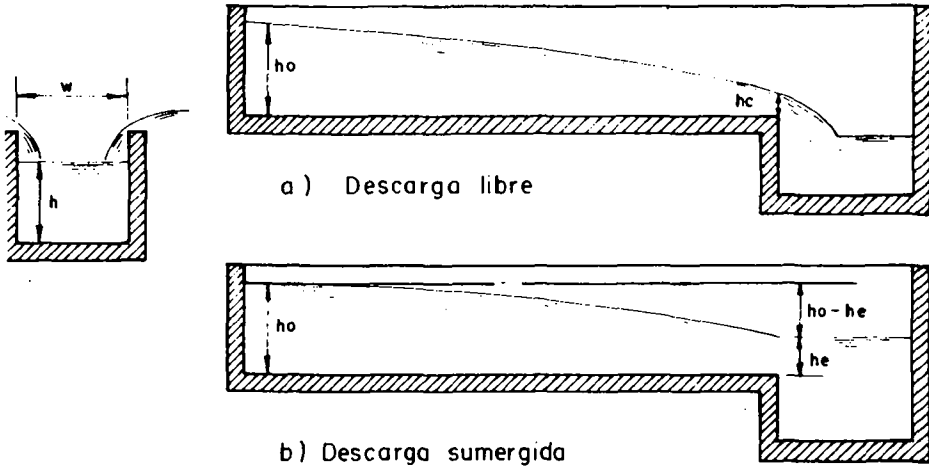


Fig. 5-11 CANALETAS PARA EL AGUA DECANTADA

Zona de lodos

Los lodos se depositan en el fondo del sedimentador de manera desuniforme. Entre el 60 % y el 90 % queda almacenado al comienzo del mismo, en el primer tercio de su longitud.

La cantidad de lodos varía en proporción directa con la cantidad de coagulantes usados.

Basándose en datos de la planta de tratamiento de Chicago, Hudson encontró que 1 gr de Al^{+++} produce 240 ml de floc y 1 gr de Fe^{+++} , 125 ml. Camp, en cambio, encontró que 1 gr de Fe^{+++} produce 250 ml de floc.

Este aparente desacuerdo se debe al grado de compactación del floc. Ives por eso sugiere que según la hidratación, se considere que 1 gr de $Al(III)$ o $Fe(III)$ produce entre 100 y 300 ml de floc sin compactar.

La zona de lodos debe almacenar entre el 90 % y el 99 % de ese material, el cual sufre un proceso de contracción cuando está sedimentado, que disminuye su volumen. Cox (35) por eso sugiere que se deje un volumen adicional del 10 al 20 % en el tanque sedimentador, para almacenamiento de lodos.

Dos aspectos deben, además, tenerse en cuenta:

- (a) La velocidad horizontal del agua en el fondo
- (b) La forma de remoción de los lodos.

Si la velocidad del agua en el fondo del sedimentador es muy grande, las partículas asentadas pueden ser resuspendidas en el flujo y acarreadas en el efluente.

Existe pues una velocidad de arrastre v_a , la cual puede calcularse considerando al sedimentador como un canal rectangular en el cual la fuerza tractora que tiende a transportar una partícula depositada en el fondo, es igual a la componente paralela a dicho fondo, del peso de agua por unidad de área superficial, multiplicado por la pérdida de carga por unidad de longitud.

El peso por unidad de área es igual a γa y la fuerza tractora promedio por unidad de longitud, T , es igual a:

$$T = \frac{\gamma a}{p} h_f \quad (5-21)$$

En donde γ = peso específico del líquido
 a = área de la sección transversal
 p = perímetro mojado
 h_f = pérdida de carga

Como a/p = Radio medio hidráulico

$$T = \gamma R h_f \quad (5-22)$$

Para flujo uniforme en un canal y por extensión en un sedimentador: h_f = pendiente del fondo, la cual se puede calcular con la fórmula de Weisbach-Darcy, asumiendo que $C_p = f/4$ ($f = 0.03$ para concreto).

$$h_f = \frac{f}{4R} \frac{v_a^2}{2g} \quad (5-23)$$

Reemplazando (5-23) en (5-22)

$$T = \gamma R \frac{f}{8R} \frac{v_a^2}{g} = \frac{\gamma f}{8g} v_a^2 \quad (5-24)$$

A esta fuerza se opone la de roce de la partícula de dirección contraria a la anterior y que es función de la adherencia β . Basándose en los experimentos de Shields, Camp (4) considera que al comenzar el movimiento de los sedimentos:

$$T_c = \beta (\gamma_s - \gamma) d$$

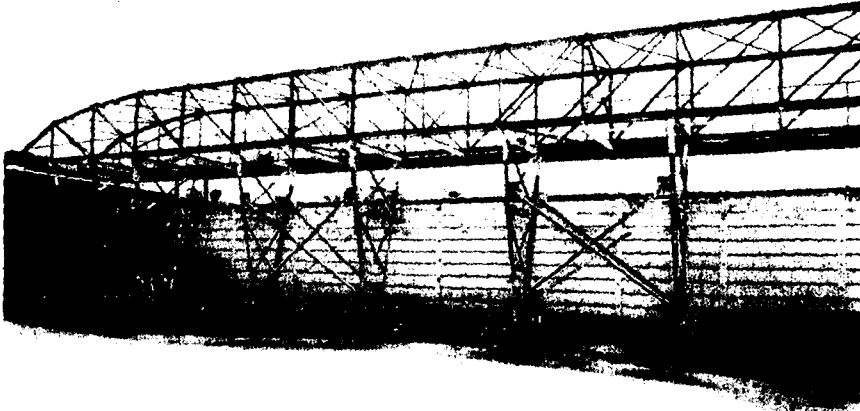
En donde γ_s y γ son los pesos específicos del sólido y del agua respectivamente y d es el diámetro de la partícula que se supone esférica.

Para que apenas se inicie el movimiento: $T = T_c$, y por tanto,

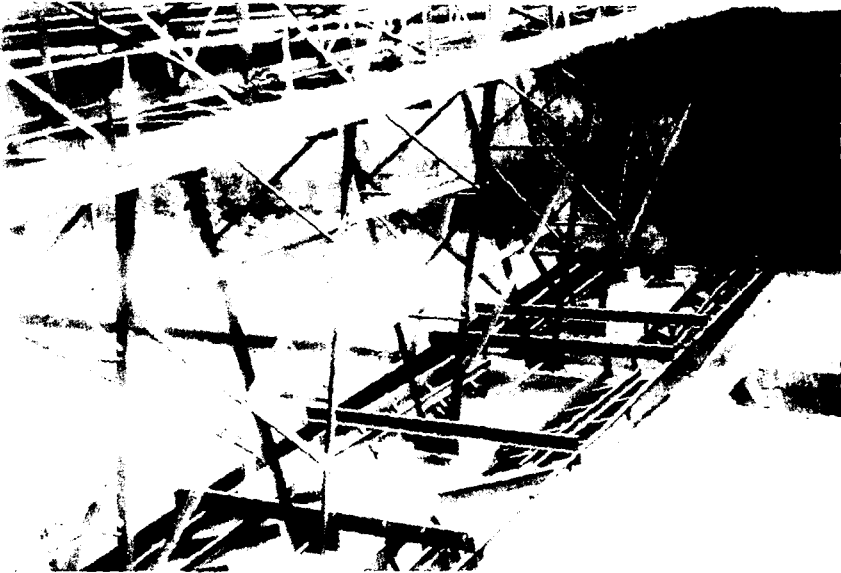
$$\frac{\gamma f}{8g} v_a^2 = \beta (\gamma_s - \gamma) d \quad (5-25)$$

Despejando v_a de la ecuación (5-25) se encuentra la velocidad a partir de la cual teóricamente pueden empezar a ser arrastradas las partículas del fondo de un sedimentador:

$$v_a = \sqrt{\frac{8K}{f} g (S_s - 1) d} \quad (5-26)$$



Puente Barrelosos de los sedimentadores de la planta Ciudad de Caracas, Caracas, Venezuela.



Puente barrelosos de los sedimentadores de la planta de tratamiento de Tibitoc, Bogotá, Colombia.

El coeficiente K varía entre 0.04, para sedimentos de partículas discretas, y 0.06, para sedimentos de sólidos floculentos.

Por la fórmula (5-26) se ve que cuanto mayor sea el peso específico S_s y el diámetro de las partículas, mayor velocidad se necesita para levantarlas. Generalmente las velocidades de arrastre varía entre 0.5 cm/seg y 3 cm/seg. En sedimentadores horizontales éstas pueden alcanzarse cuando se proyectan con una relación L/h muy grande, combinada con altas cargas superficiales o cuando el flujo en el fondo se acelera por corrientes de densidad o cinética, las cuales pueden aumentar varias veces la velocidad horizontal promedio del decantador.

Por otra parte, la remoción de los sedimentos puede hacerse en forma *continua* o en forma *intermitente*.

Cuando se hace en forma continua se utilizan cadenas barredoras de lodos, las que van empujando a éstos lentamente por medio de zapatas, a un concentrador, desde donde se extraen por gravedad, periódicamente.

Cuando se remueven en forma intermitente, hay que vaciar el tanque cada cierto tiempo y extraerle los sedimentos manualmente. Para facilitar esta operación debe dejarse alrededor del tanque llaves de mangueras, para poder lanzar agua a presión a los fangos del fondo.

Debe advertirse que frecuentemente los lodos compactados se vuelven una masa pastosa, que sólo resbala fácilmente cuando la pendiente del fondo tiene 60° o más.

La amplitud que se deje a la zona de fangos, depende del volumen que se obtenga de ellos y del tiempo y la forma como se haga la remoción.

Si se usan equipos barrelosos (que pueden ser cadenas o puentes), el volumen almacenado es relativamente pequeño y la profundidad del tanque puede hacerse menor.

En cambio, cuando no se usan estos equipos, debe dejarse una mayor profundidad para que la remoción no tenga que hacerse con demasiada frecuencia sino cada dos o tres meses, ya que cuando se interrumpe el trabajo de un decantador, se recargan las otras unidades, como se vio anteriormente; o puede diseñarse el fondo con tolvas con paredes inclinadas 60° para extraer de allí por medio de un tubo, periódicamente los sedimentos acumulados.

La figura 5-12 presenta algunos esquemas de equipos para remoción mecánica de fangos.

II. SEDIMENTADORES DE FLUJO VERTICAL Y MANTO DE LODOS

Desarrollo de los sedimentadores de flujo vertical

Ya desde 1869, Sillar y Wigner (20) habían observado que el lodo recientemente coagulado al ser agregado a un agua turbia, tenía el poder de hacer precipitar las partículas en suspensión, y que este proceso podía "repetirse cinco o seis veces". La primera aplicación de este descubrimiento, cuya explicación racional se desconocía, fue hecha por Mueller-Nohnsen, en 1880, en un tanque de sedimentación que construyó en Dortmund, en la zona del Rhin, en Alemania. Este tipo de unidad, que vino a ser bastante usada, en especial en la industria del papel, y que nunca fue patentada, se conoció con el nombre de tanque Dortmund.

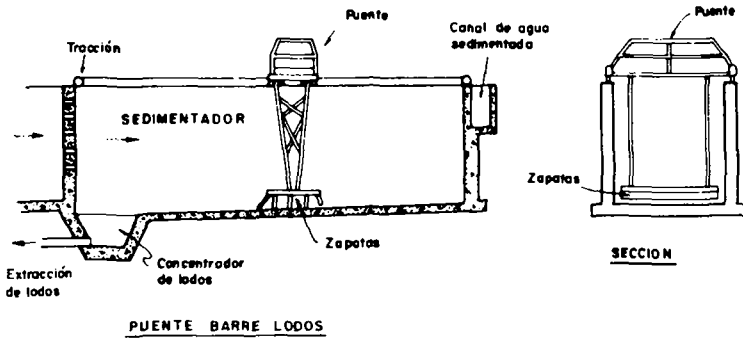
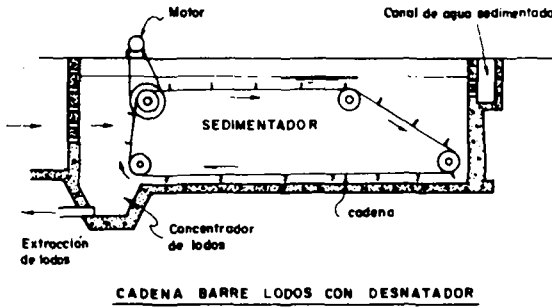
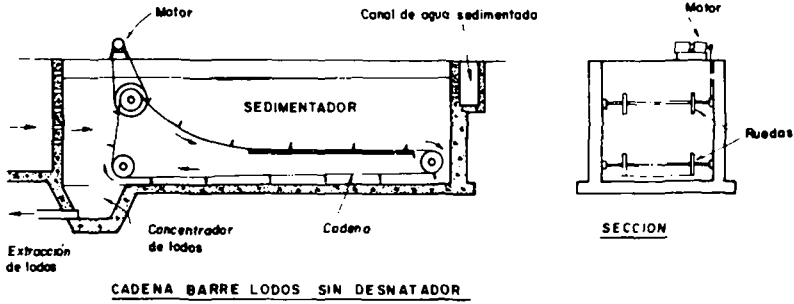


Fig. 5-12 SISTEMAS DE REMOCION DE LODOS

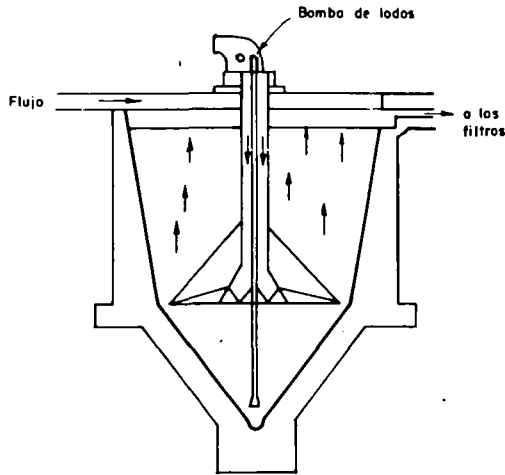


Fig. 5-13 TANQUE DORTMUND (1880)

Esencialmente consistía en una estructura de fondo cónico, a la cual entraba el agua cruda por la parte inferior y ascendía atravesando un manto de partículas en suspensión, hasta llegar a las canaletas superiores en las que se recogía el agua sedimentada. Para poder conservar las partículas del manto en suspensión, el flujo se hacía pulsante, inyectándolo cada cierto intervalo de tiempo.

Este tipo de unidad fue de uso común en Europa, hasta principios de siglo (1910).

Desde el comienzo, los constructores se dieron cuenta de que la recirculación de los lodos sedimentados, mejoraba el proceso de separación de sólidos y, así, aparecieron los primeros equipos patentados de esta clase, como el "Precipitador acelerado" de Archbutt y Deeley (1892) y el "acelerador por lodos" de Declerq (1905), en los que los sedimentos del fondo eran succionados con bombas de vacío e inyectados de nuevo al agua que entraba. Sin embargo, a partir de 1910, debido a diversos problemas de operación, los sedimentadores de manto de lodo fueron usándose cada vez menos, en especial en los Estados Unidos, donde el tanque de flujo horizontal, no obstante ser más grande, se generalizó con preferencia al de flujo vertical.

Sin embargo, el interés por este último resurgió en 1934, cuando Spaulding obtuvo una patente para un "precipitador" que seguía los lineamientos generales de sus predecesores europeos. El "precipitador" era, según lo describía impropriadamente Spaulding en su solicitud de patente, "un método de ablandamiento del agua".

Posteriormente los fabricantes empezaron a obtener patentes para una gran variedad de sedimentadores de manto de lodos, que no son sino modificaciones de los diseños básicos de los tanques de fines del siglo pasado.

Su uso vino a generalizarse en las Américas solamente después de la última Guerra Mundial, cuando las compañías fabricantes de equipos, se hicieron fuertes e impulsaron

la venta de este tipo de unidades, no sólo para la industria, sino también para las plantas de tratamiento municipales.

En Europa, en cambio, los sedimentadores de flujo vertical han sido siempre preferidos y son hoy día los que se usan más comúnmente, debido tal vez a que las plantas de tratamiento son diseñadas por los vendedores de equipos y no por firmas consultoras independientes.

Clasificación de los sedimentadores de manto de lodos

Los clarificadores de flujo vertical pueden clasificarse básicamente en dos tipos: 1º los de manto de lodos de suspensión hidráulica, 2º los de manto de lodos de suspensión mecánica. En ambos, los procesos de mezcla, floculación y sedimentación, se realizan en la misma unidad.

En los primeros, las partículas de lodo quedan suspendidas debido a la fuerza de arrastre del agua que asciende hasta las canaletas de salida.

En los segundos, el sistema de agitación mecánica es el que produce la turbulencia necesaria para mantener cierta proporción de sólidos en suspensión.

Por otra parte, pueden tener o no vertederos superiores para control del nivel del manto, o pueden recircular o no los lodos sedimentados. Así:

Tabla 5-6 Características de clarificadores de manto de lodos.

Forma de mantener el manto suspendido.	Sistema de mezcla de los lodos	Sistema de control de la altura del manto	Tipo de flujo
(a) Hidráulica	Sin recirculación	Con vertedero de lodos Sin vertedero de lodos	Constante Pulsante
(b) Mecánica	Sin recirculación	Con vertedero de lodos	Constante con separación dinámica
	Con recirculación	Sin vertedero de lodos	Constante con agitación simple

Casi siempre se provee un espacio en el tanque donde los lodos se concentran (concentrador) antes de ser periódicamente extraídos. Esta operación puede ser manual o automática.

Cargas superficiales y velocidades ascendentes

Los sedimentadores de contacto con sólidos pueden trabajar con velocidades entre 2-8 cm/min (30 m³/m²/día - 120 m³/m²/día). La mayoría de los equipos patentados, sin embargo, suelen diseñarse con 4.0 cm/min (60 m³/m²/día)

El tiempo de retención suele estar entre 1.0 y 1.5 horas.

La concentración de sólidos en el manto varía entre el 10 % y 20 % del volumen. La profundidad de la colcha es diferente según el tipo de unidad, y suele ser de

1 a 3m. Cuanto mayor sea la altura del manto, mayor será la remoción de turbiedad.

Descripción de las Unidades

1. Unidades con manto de suspensión hidráulica

Estas unidades fueron las primeras que se construyeron y su uso es muy común tanto en Europa como en Asia. En Estados Unidos y en Sudamérica se las conoce poco. Consisten esencialmente en un tanque de fondo cónico o tronco piramidal, en la parte inferior del cual se inyecta el agua cruda que asciende disminuyendo la velocidad a medida que el área aumenta y manteniendo así un manto de lodos hidráulicamente suspendido.

Los fangos se extraen periódicamente por un tubo que baja hasta el fondo. Esta extracción puede ser hecha manual o automáticamente.

La entrada del agua puede hacerse inyectando el flujo directamente en el fondo para que produzca turbulencia al chocar contra las paredes del tanque, o por medio de un elemento que se inserta en el tubo afluente para que produzca recirculación de lodos, succionándolos en un punto superior y arrojándolos de nuevo al fondo.

Para obtener buen rendimiento, debe ponerse especial atención a la forma cómo se hace la entrada del agua (36). La demasiada turbulencia puede producir perturbaciones que afecten todo el manto de lodos.

La ventaja de estas unidades es que no son patentadas, no tienen por lo general ninguna pieza movable dentro del tanque, ni requieren por tanto energía eléctrica para su funcionamiento.

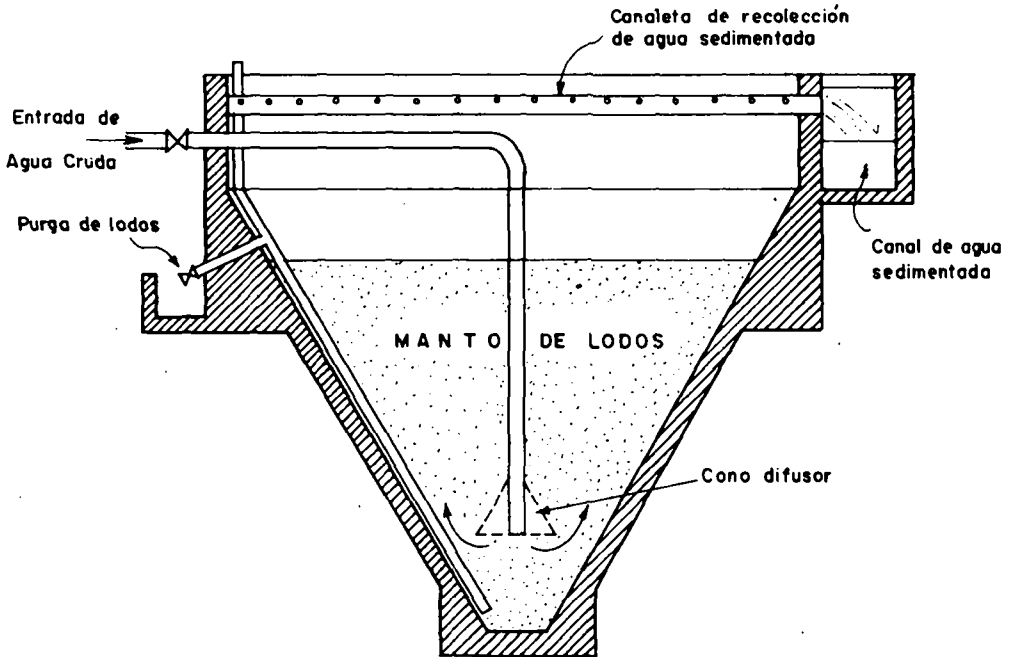


Fig. 5-14 CLARIFICADOR CON FONDO CONICO

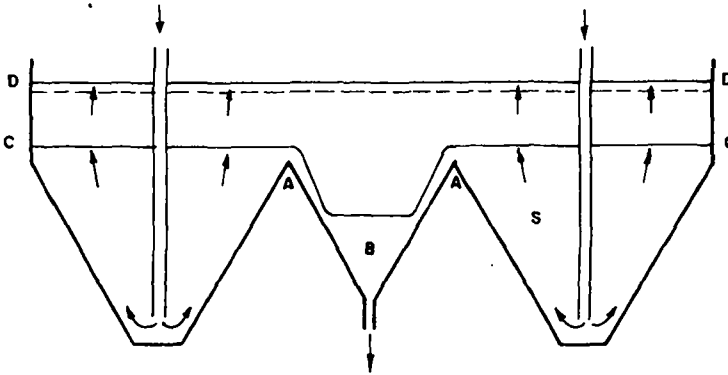


Fig. 5-15 SEDIMENTADOR DE BACCHUS MARSH

Algunos diseñadores prefieren dejarles vertederos en la parte superior para el control de la altura del manto de lodos, de modo que se viertan en un concentrador lateral. Tal sistema parece dar muy buenos resultados, aun en el caso de bruscos incrementos de la rata de flujo (1). El sedimentador de Bacchus Marsh (1), Australia, es de este tipo (ver fig. 5-15).

El sedimentador de Brno (22), Checoslovaquia, si bien tiene un sistema de floculación separado del de sedimentación, el manto de lodos queda suspendido hidráulicamente en las secciones tronco-piramidales laterales, y tiene una serie de vertederos sumergidos para controlar la altura del manto. El lodo que cae es recogido en los concentradores inferiores y extraído periódicamente.

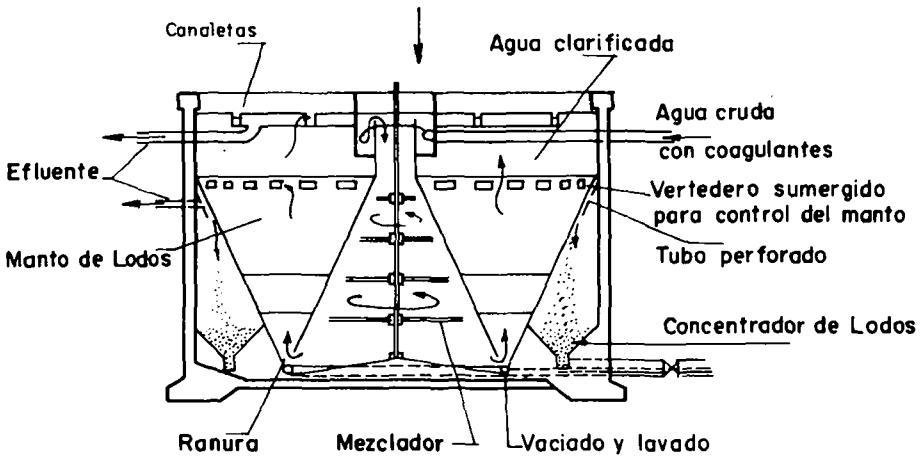


Fig. 5-16 SEDIMENTADOR DE BRNO (Checoslovaquia)

2. Unidades con manto de suspensión mecánica

Las unidades que usan sistemas mecánicos para mantener la colcha de lodos en suspensión pueden ser en general de tres clases:

- i. Pulsantes o de vacío
- ii. De separación dinámica
- iii. De agitación simple

i. Pulsantes o de vacío

El primer tipo de unidades consiste esencialmente en un tanque cuadrado o circular, en cuyo centro se coloca una campana o cápsula de vacío, en la cual periódicamente se disminuye la presión interna con una bomba especial, de modo que el agua ascienda por la campana, hasta un cierto nivel y luego se descargue en el tanque produciendo expansión de los lodos y botando el exceso de los mismos a los concentradores. Esta periódica expansión y contracción de la colcha se usa para homogeneizarla, evitando las grietas o canales que permiten el paso directo de la turbiedad, y la sedimentación de las partículas más pesadas en el fondo.

El sistema requiere por tanto dos tiempos (véase la fig. 5-17). En el primer tiempo la válvula de aire A se encuentra cerrada. El flujo asciende por la campana C, mientras el agua en el decantador D permanece en reposo, de forma que puede sedimentar.

En el segundo tiempo al alcanzar el agua el nivel S en la campana C, la válvula de aire A se abre y el agua de la campana C penetra en el decantador D. Entonces los fangos se elevan con el flujo y el exceso penetra en el concentrador B. El agua decantada se recoge en E. Cuando el flujo alcanza el nivel L, en la campana C, se cierra la válvula A. Los fangos depositados en el concentrador B se extraen automáticamente por medio de las válvulas F.

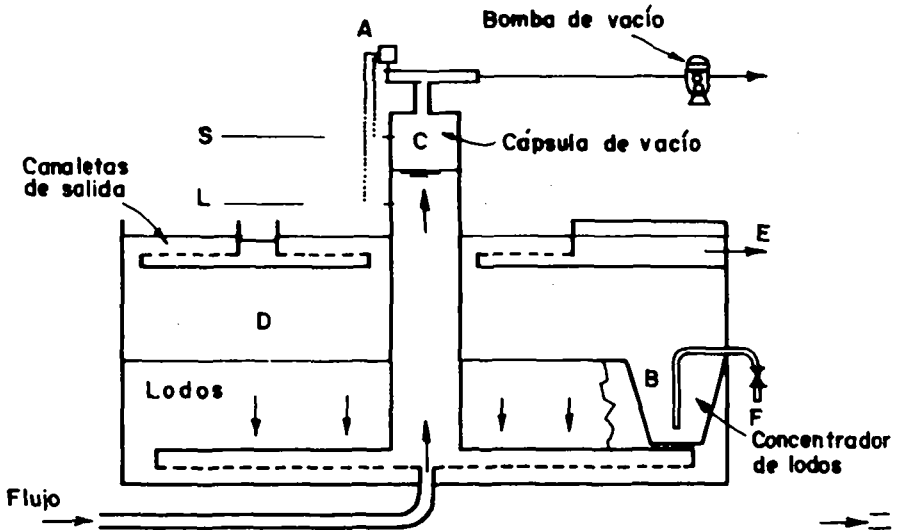


Fig. 5-17 PULSADOR DEGREMONT

ii. Unidades con separación dinámica

Las unidades que emplean lo que los fabricantes describen como separación dinámica, utilizan una turbina que gira a alta velocidad, colocada en el centro del tanque, la cual impulsa el flujo hacia abajo a través del orificio periférico A, de forma que las partículas que descienden empujadas por la energía mecánica de la turbina choquen con las que ascienden con el flujo del tanque.

En estos tanques se pueden considerar cuatro zonas. Una primera zona de mezcla y reacción en la parte inferior donde se inyectan los coagulantes. Una segunda zona de mezcla lenta y floculación. Una tercera zona en donde se establece el manto de lodos y, por último, una cuarta zona en la que el agua clarificada sube hasta las canaletas de salida.

Los lodos son recogidos en el concentrador C en un sector del tanque y extraídos automáticamente cada cierto tiempo según la turbiedad del agua. (Ver Fig. 5-18).

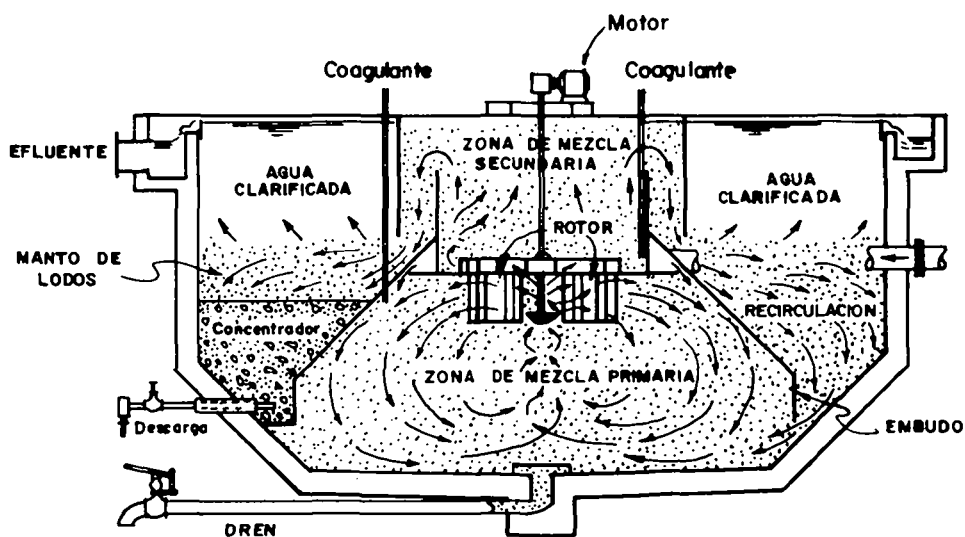


Fig. 5-18 EL ACCELATOR - INFILCO, Inc.

iii. Unidades con agitación simple

Las unidades con agitación simple consisten en tanques por lo general circulares, en los cuales el agua es inyectada por abajo, de tal forma se distribuya en el fondo. Un agitador mecánico que gira lentamente en el fondo, movido por un motor o por agua a presión, mantiene las partículas en suspensión y recolecta los lodos en un concentrador, de donde son removidos periódicamente. El agua tiene que ascender hasta las canaletas periféricas superiores, filtrándose en el manto de lodos. En estas unidades no existe recirculación de fangos como en las anteriores.

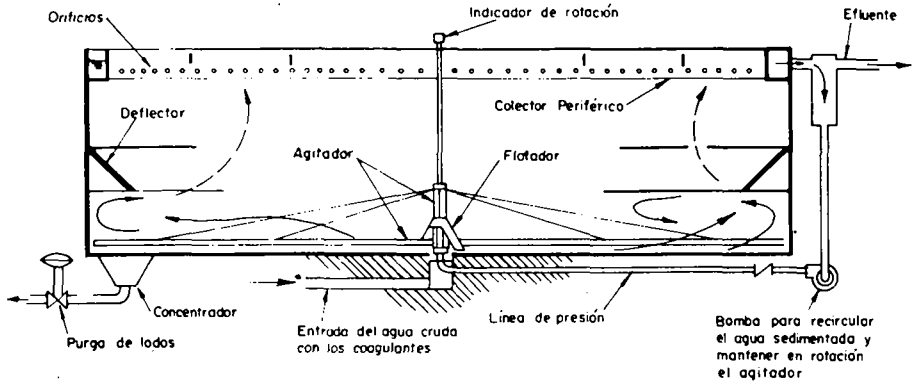


Fig. 5-19 PERMUJET (Permutit Co.)

Conceptos básicos sobre el manto de lodos

Dada la alta concentración de partículas que hay en un manto de lodos del (10 % al 20 % al volumen) existe una mutua interferencia en la velocidad de sedimentación con que caen, de modo que el manto se puede considerar como un filtro de flujo ascendente, en el que los granos del medio filtrante están constituidos por coágulos predesestabilizados, suspendidos por la fuerza ascensional de fricción del flujo.

En el proceso, el floc no conserva su peso específico, su tamaño ni su forma constante. Antes bien, las partículas pequeñas que entran en el fondo, son arrastradas por el flujo. Al chocar éstas con otras, incrementan su tamaño, de acuerdo con la ecuación de Von Smolouchoski, hasta adquirir un volumen tal que, o se disgregan por el esfuerzo cortante, o suspenden su ascenso y caen chocando con las que suben.

El régimen que se establece dentro del manto de lodos es por tanto turbulento, en el que las partículas suben y bajan "ad random" a veces con un movimiento rotacional.

Ahora bien, si dejamos sedimentar una suspensión concentrada (10,000 ppm o más) en un líquido en reposo, se formará un plano de separación entre éste y el manto de lodos (interfase). Inicialmente este plano de separación cae con una velocidad creciente (línea A-B Fig. 5-20), luego, por un tiempo más o menos largo, desciende con una velocidad constante v_s , (línea B-C) hasta que, llegado un momento, la velocidad disminuye bruscamente cuando los lodos empiezan a compactarse en el fondo (línea C-D).

Durante el proceso, el agua entrampada entre las partículas asciende desplazada por los sólidos con una velocidad v_d en dirección opuesta a la velocidad v_s de caída de las partículas individuales. Por tanto, la velocidad de asentamiento de la interfase será igual a:

$$v_i = v_s - v_d = \frac{h_1 - h_2}{t} \quad (5-27)$$

Deben considerarse por consiguiente cuatro velocidades:

1º La velocidad ascensional del agua $v = Q/A$ en que Q es el gasto con que trabaja la unidad y A es el área superficial de la misma.

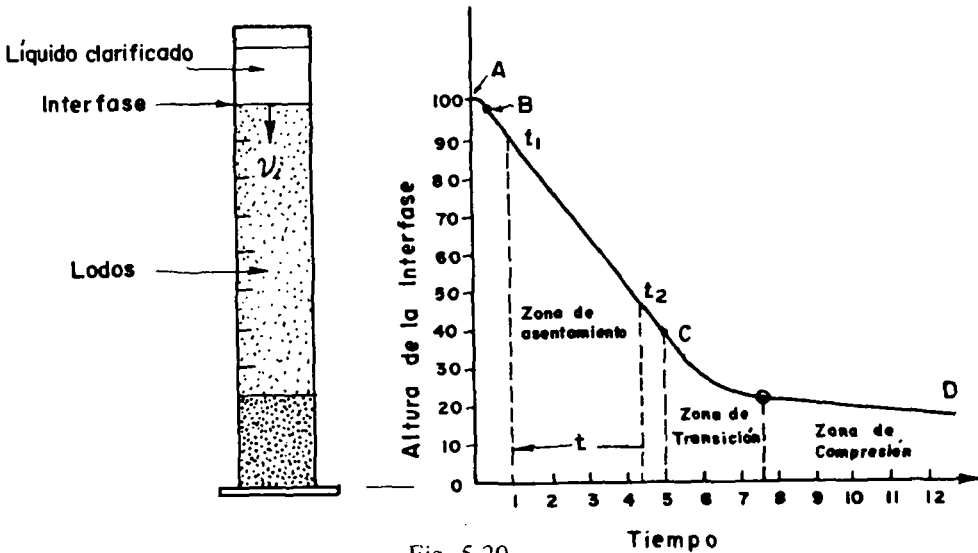
2º La velocidad intersticial v_d del flujo que asciende por entre las partículas y que podría expresarse como Q/pA en donde p es el porcentaje de área libre no ocupada por las partículas.

Por tanto:

$$v_d = v/p$$

3º La velocidad de caída de la partícula v_s considerada como si descendiera sola en un líquido en reposo sin interferencia de las otras. Se puede encontrar con la fórmula (5-6) de este capítulo.

4º La velocidad de caída de la interfase v_i que es diferente a la velocidad de caída de las partículas individuales v_s .



Velocidad de asentamiento de la interfase

La figura 5-21 presenta las curvas de asentamiento de la interfase obtenidas en los laboratorios de la U.C.V. de Caracas (Venezuela). Se usaron diferentes concentraciones de lodos, añejados, a los cuales se había añadido 0.01 mg/lit de magnifloc, y que fueron mantenidos en suspensión con flujo ascendente durante un tiempo más o menos largo, hasta obtener un estado de equilibrio. Luego se suspendió el flujo y a diferentes intervalos de tiempo se tomó la altura de la interfase.

Se ve claramente que cuanto mayor fue la concentración de partículas 8 %, 12 % y 17.8 %, menor fue la velocidad de caída de la interfase, y menor la velocidad de ascenso v necesaria para mantener el flujo en suspensión.

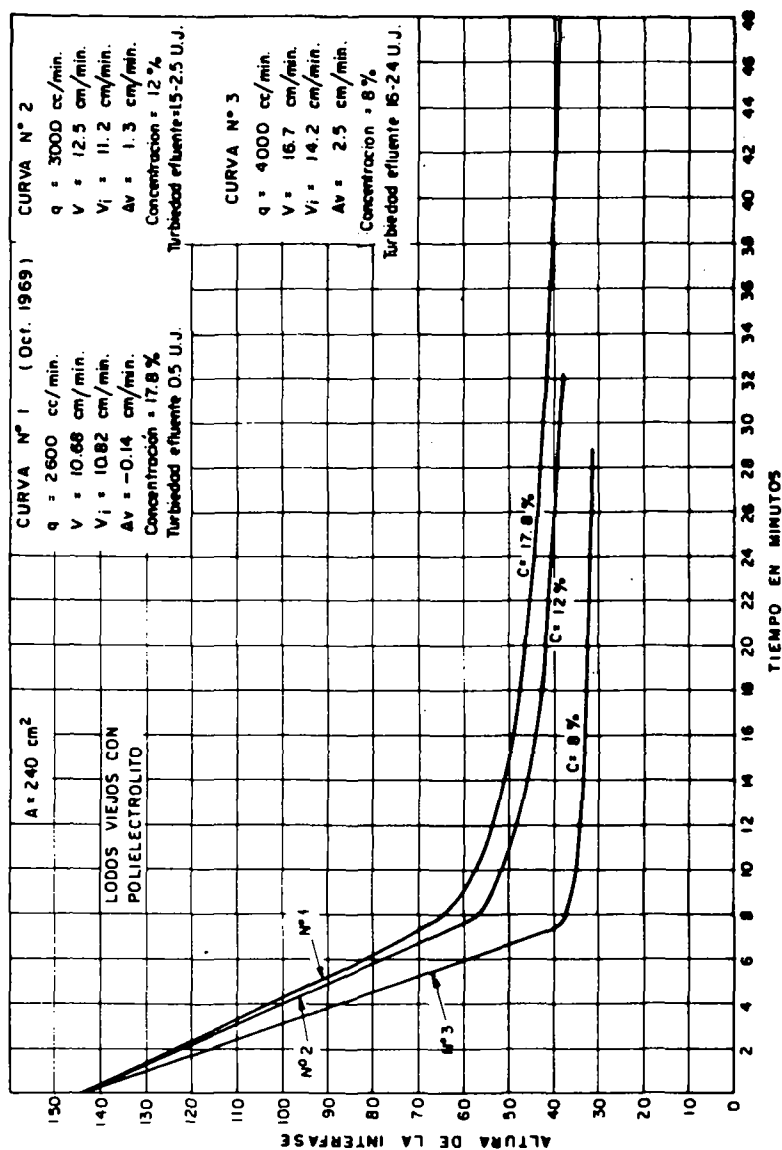


Fig. 5-21 VELOCIDAD DE DESCENSO DE LA INTERFASE DE UN MANTO DE LODOS VIEJOS CON ADICION DE POLIELECTROLITO

La calidad del agua fue, sin embargo, sensiblemente mejor con las altas concentraciones (la turbiedad efluente varió alrededor de 0.5 U.J. para 17.8 %) que con las bajas (la turbiedad efluente varió entre 24 y 16 U.J. para 8 %).

La velocidad de caída de la interfase v_i fue casi igual a la velocidad ascensional v , pero no igual (a mayor concentración $v_i - v$ fue menor). Este valor influencia la porosidad del manto y es obvio que a mayor porosidad peor efluente se obtiene, como lo demuestran las curvas insertadas.

Teóricamente para la condición de equilibrio: $v_i - v = 0$, y por tanto,

$$v_i = v \quad (5-28)$$

$$\text{Como } v = \frac{Q}{A} \quad (5-29)$$

Reemplazando (5-25) en (5-27)

$$\frac{Q}{A} = \frac{h_1 - h_2}{t}$$

$$\text{de donde } Q = \frac{h_1 - h_2}{t} A \quad (5-30)$$

Por tanto, lo que determina la carga superficial de la unidad es la velocidad de descenso de la interfase, v_i , con respecto al área A .

Por otro lado v_i , como se vio, es función de la concentración del manto.

La concentración puede expresarse en dos formas: al peso y al volumen. En el primer caso se expresa como el peso de los sólidos desecados que hay en un determinado volumen unitario de líquido (gm/lt). En el segundo caso, como el volumen de sólidos compactados por volumen unitario de líquido (cc/lt, o fracción lt/lt).

Porosidad* y concentración del manto

Cuando a un lecho de partículas floculentas se le inyecta un flujo ascendente con una velocidad v , si esta velocidad es menor que la velocidad de descenso de la interfase v_i ($v < v_i$), no se produce expansión y el lecho permanece en reposo.

Al incrementar la velocidad v y hacerla mayor que v_i ($v > v_i$) el manto se expande paulatinamente disminuyendo en él la concentración C de partículas y aumentando la porosidad ($p = (1-C)$), hasta hacer $v \approx v_i$, momento en el cual la expansión cesa y la interfase conserva la misma posición adquirida, mientras no cambie ni la temperatura ni la densidad de las partículas.

Durante este proceso, fragmentos de floc pueden ser arrastrados por las fuerzas de fricción del fluido hasta las canaletas de salida.

(*) El término porosidad, estrictamente hablando, sólo se emplea para materiales granulares (arena, tierra, etc.). En el presente caso lo empleamos en un sentido más amplio, para indicar la proporción de vacíos existente en la fase sólida, expresada como $(1-C)$.

Si la velocidad v se incrementa aún más, la expansión aumenta proporcionalmente, hasta llegar a un punto en el cual el manto se rompe y se fluidifica y es acarreado por el flujo ascendente.

Si antes de llegar a este límite, se disminuye la velocidad v , la concentración C aumenta y la porosidad $p = (1-C)$ decrece con lo que la interfase desciende hasta hacer $v \approx v_i$.

Se deduce de aquí que los sólidos en el manto están en un estado de equilibrio inestable, que depende de la concentración C de partículas suspendidas. Cualquier variación de esta concentración, se traduce en un ascenso o descenso de la interfase con mayor o menor acarreo de sólidos en el efluente.

Habíamos dicho que $v_d = v/p$ y por tanto:

$$v = v_d p \quad (5-31)$$

Cuando hay equilibrio, la velocidad interparticular v_d debe ser igual a la velocidad de descenso no interferido de los sólidos v_s ($v_d = v_s$) y por consiguiente:

$$v = v_s p = p \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g}{C_D} \frac{\rho_s - \rho}{\rho} d} \quad (5-32)$$

$$v = v_s (1 - C) = (1 - C) \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g}{C_D} \frac{\rho_s - \rho}{\rho} d} \quad (5-33)$$

Teniendo en cuenta que $p = (1-C)$:

Introduciendo un coeficiente de forma k , la expresión (5-33) quedaría, según Shaafsman, así:

$$v = v_s (1 - kC) \quad (5-34)$$

Esta sería la ecuación de una línea recta que pasaría por el origen cuando $kC = 1$. Sin embargo, Richardson y Zaki (29) trabajando con suspensiones discretas tales como esferas de vidrio, encontraron una relación exponencial más bien que lineal, entre la porosidad del lecho suspendido y la velocidad ascensional $v = Q/A$. Así:

$$v = v_s p^n = v_s (1 - C)^n \quad (5-35)$$

Según Brown y La Motta (28), esta expresión empírica puede aplicarse también a suspensiones floculentas, por lo menos para las velocidades de trabajo usuales.

Una expresión similar a la anterior fue deducida por Bond (2) considerando la concentración C como función del Area/Volumen y partiendo del principio de que todas las partículas están colocadas por tamaños en planos horizontales. Siendo el área proporcional a $n^2 d^2$, donde n es el número de partículas y d el diámetro de las mismas,

y el volumen proporcional a $n^3 d^3$, encontró que:

$$v = v_s (1 - f C^{2/3}) \quad (5-36)$$

En donde f es el factor de forma, que Bond hace igual a 2.78 para floc de hierro y de aluminio. Despejando C en la expresión 5-36, obtenemos:

$$C = \left[\frac{1}{f} \right]^{3/2} \left[1 - \frac{v}{v_s} \right]^{3/2} = A \left[1 - B \frac{v}{v_s} \right]^{3/2} \quad (5-36a)$$

que fue la expresión derivada por Rouse (37), quien define la concentración "C" como la diferencia entre los pesos específicos de la suspensión y la del fluido solo. Bond halló $A = 0.17$ para floc de Al(III) y 0.27 para floc de calcio y de magnesio. B es un factor de proporcionalidad que Rouse encontró que era igual a 1.0 para la arena.

Al experimentar con mantos de lodos, variando en los mismos la velocidad ascensional o la carga superficial, se obtuvieron los resultados que aparecen en la figura 5-22, tomados de Tesarik (22), Bond (2) y Brown (28).

Se observa que el incremento de la porosidad con la velocidad ascensional, no es lineal en términos generales. Sin embargo, para velocidades entre 4.2 y 8.4 cm/min, que suelen ser las más frecuentes en los clarificadores comerciales, esta proporcionalidad puede tomarse como lineal.

Tanto la expresión de Richardson y Zaki como la de Bond, se ajustan a los datos experimentales dentro de dicho intervalo de velocidades. Sin embargo, la fórmula exponencial (5-35), desde el punto de vista matemático, es poco sensitiva a los cambios de C , especialmente para exponentes de n mayores de 3. Las fórmulas de Rouse-Bond (5-36) y (5-36a) parecen las más adecuadas para describir el fenómeno.

Influencia del tipo de floc afluyente

Al llevar a un gráfico la fórmula (5-36), vemos que la velocidad de asentamiento de la interfase para una concentración dada, es directamente proporcional a la velocidad de caída de las partículas individuales v_s .

Por ejemplo, para una concentración de 0.1 (1.000 ppm al volumen), (Fig. 5-23); si $v_s = 0.01$ cm/min, $v_i = 0.04$; mientras que si $v_s = 1.5$ cm/min, $v_i = 0.6$ cm/min. Por tanto v_i es proporcional a la densidad de las partículas como se deduce de la fórmula (5-32). A mayor densidad mayor velocidad de caída.

Experimentalmente Bond (2) ha demostrado que el floc viejo tiene por eso velocidades de asentamiento varias veces mayores que el recientemente formado (véase fig. 5-24).

Los polielectrolitos pueden ayudar a bajar la turbiedad efluente, disminuyendo la proporción de partículas finas que alcanzan las canaletas de salida.

Según Yadav (27), al incrementarse las dosis de polielectrolitos se incrementa su densidad y se reduce la velocidad de formación de nuevos lodos, lo que puede inducir una mayor estabilidad del manto. Su efecto puede prolongarse aún por varias horas después de suspendida la dosificación de los mismos.

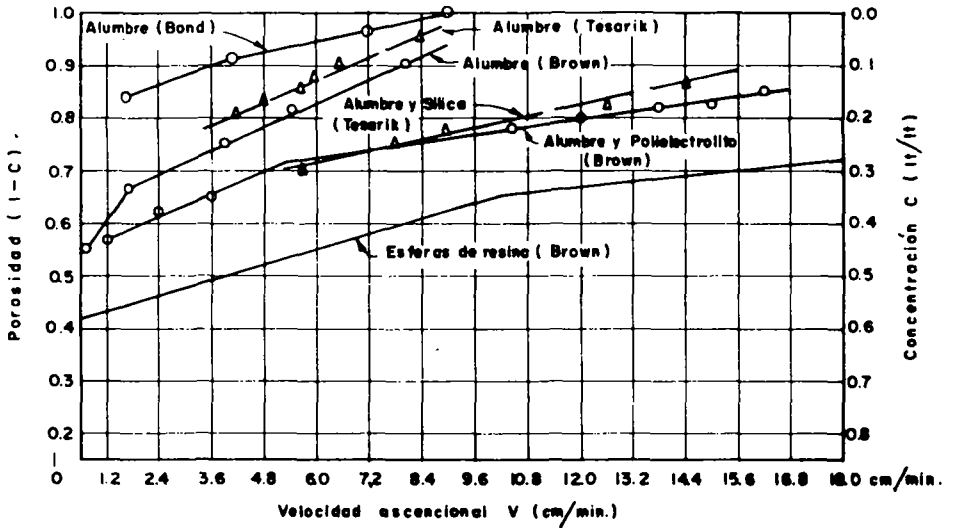


Fig. 5-22 POROSIDAD DE UN MANTO DE PARTICULAS SUSPENDIDAS EN FUNCION DE LA VELOCIDAD ASCENSIONAL

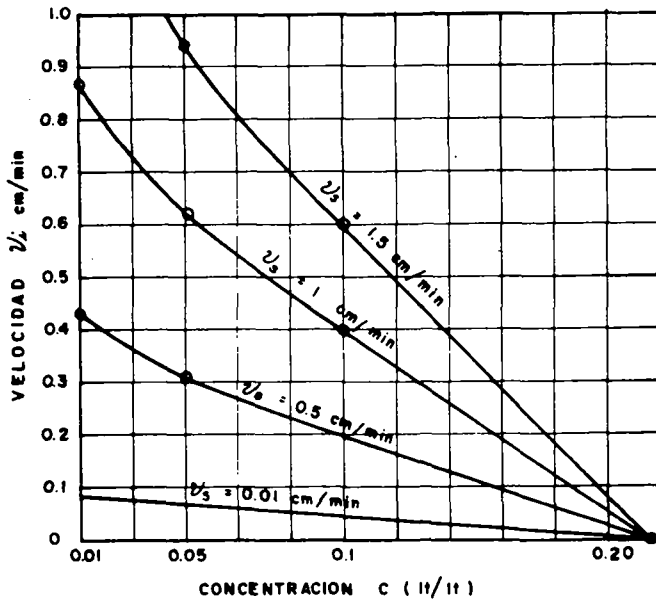


Fig. 5-23 VELOCIDAD DE ASENTAMIENTO DE LA INTERFASE v_s PARA DIFERENTES VALORES DE v_i

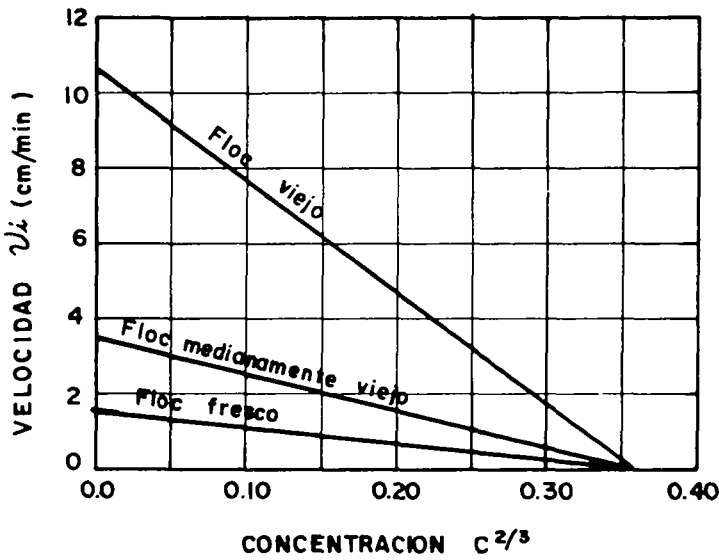


Fig. 5-24 VELOCIDAD DE ASENTAMIENTO DE LA INTERFASE PARA MANTOS DE LODOS DE DIFERENTE DENSIDAD

Según el tipo de polielectrolito, sin embargo, existe una dosis crítica a partir de la cual se produce la reestabilización y no la aglutinación de las partículas.

Por otra parte, los resultados con ayudantes de sedimentación no son consistentes. En algunos casos mejoran el comportamiento del clarificador y en otros lo empeoran. Todo depende de la calidad del agua afluyente, pues, si los demás parámetros permanecen iguales, éste es el factor que determina la densidad del manto y su comportamiento.

Eficiencia de los clarificadores

Como se explicó en el Capítulo II, la floculación ortocinética es proporcional al gradiente de velocidad. Así:

$$\frac{dN}{dt} = \frac{G}{6} n_1 n_2 (d_1 + d_2)^3 \quad (5-37)$$

Considerando que d_1 es mucho mayor que d_2 :

$$\frac{dn_1}{dt} = \frac{G}{6} n_1 n_2 d_2^3 \quad (5-38)$$

Ahora bien, si como lo sugiere Ives (17) $\pi n_2 d_2^{3/6}$ es igual al volumen de partículas de floc por unidad de volumen unitario:

$$\frac{\pi n_2 d_2^3}{6} = C$$

y la ecuación 5-38 queda:

$$- dn_1 / dt = G n_1 C / \pi$$

Integrando entre $n = 0$ y $n = t$

$$\frac{n_t}{n_0} = e^{-\frac{GCt}{\pi}} \quad (5-39)$$

Esta ecuación es similar a la encontrada por Hudson, que incluimos en el Capítulo II. Resulta así que la eficiencia en la remoción de partículas de un clarificador, está caracterizada por la expresión GCt y es directamente proporcional a la concentración, como ya lo habíamos demostrado. Las altas concentraciones del manto producen un efluente de mejor calidad que las bajas. Debe tenerse en cuenta que el tiempo de detención promedio de las partículas en un manto de lodos, es más largo que el tiempo de detención nominal en sedimentadores horizontales y puede calcularse según Levenspiel (37). Así:

$$t = \frac{\text{masa de sólidos en el tanque}}{\text{masa afluyente de sólidos por unidad de tiempo}}$$

De esta forma el producto GCt resulta mayor para reactores de contacto con sólidos, lo que constituye una de sus ventajas.

En la práctica, las siguientes consideraciones deben tomarse en cuenta de acuerdo con Miller (19):

1. El número de partículas retenidas es inversamente proporcional a la velocidad ascensional v , por cuanto mayor cantidad de partículas pueden ser arrastradas por el flujo y se suele producir mayor ruptura del floc por esfuerzos cortantes.
2. A igualdad de otras condiciones, la eficiencia en remoción de turbiedad de un decantador, es directamente proporcional a la profundidad del manto de lodos.
3. La remoción de color no depende de las características físicas del manto, sino de la eficiencia del proceso químico de desestabilización; y por tanto la reducción de color es independiente de la concentración del manto y la velocidad ascensional de la unidad.

Aspectos químicos

El comportamiento del clarificador, no depende solamente de los parámetros físicos, sino también de los químicos. Los mantos de lodo son extremadamente sensibles a ellos.

Los cambios en el pH o en la dosificación, pueden producir deterioro de las características del lodo, pérdida de la interfase y aun fluidificación total del manto.

Por otro lado, la dosis óptima de coagulantes que se obtiene en la prueba de jarras para una turbiedad dada, no produce necesariamente resultados similares en un clarificador, por cuanto el proceso en las jarras es bastante diferente al que se efectúa en el manto de lodos. Se ha encontrado por eso (19) que para producir iguales resultados en el

clarificador, se requieren dosis de coagulantes distintas a las determinadas por la prueba de jarras.

Aspectos hidráulicos

1. Distribución de velocidades

Los tanques de manto de lodos frecuentemente se construyen con una forma tronco-piramidal o tronco-cónica (paredes con 60°) con el objeto de que la velocidad del agua disminuya con la altura, puesto que el área superficial aumenta. La pendiente hace que los lodos puedan resbalar por las paredes con facilidad. Se crea en estas condiciones un flujo inestable, en que la velocidad se incrementa hacia el centro y es casi nula en las paredes. Por esta razón, la concentración del manto junto a las paredes es mayor en un 3 % - 4 % que en el centro, como lo muestra la figura 5-25. La concentración en el manto, sin embargo, suele ser relativamente uniforme a bajas velocidades. En cambio, cuando la velocidad ascensional es alta o se emplean sistemas de agitación mecánica, la concentración puede ser bastante variable, aun en zonas contiguas del manto, lo que no deja a veces de ocasionar dificultades.

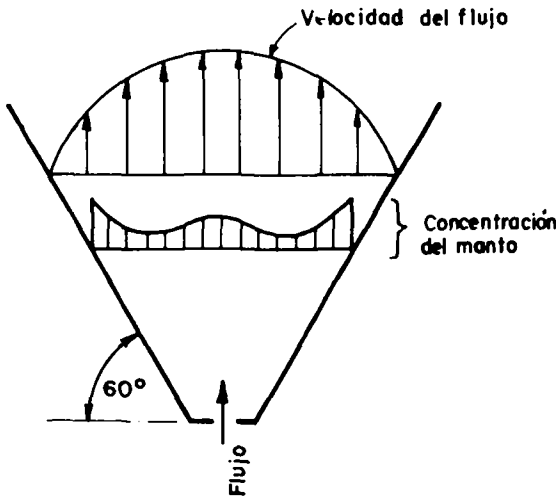


Fig. 5-25 FLUJO EN UN CONO

2. Velocidad de entrada

La mayor o menor velocidad de entrada parece afectar toda la masa, en especial cuando la profundidad del tanque es pequeña. Se suele por eso colocar diferentes elementos, con el objeto de producir un ascenso uniforme del flujo y evitar chorros verticales que puedan atravesar el manto y crear turbulencias. Se han ensayado varios diseños, tales como orificios, tabiques deflectores, entradas múltiples, etc.

Zona de agua clarificada

Miller y colaboradores (19) encontraron que mientras el flujo permanece estable, el espesor de la zona de agua clarificada no es crítica. Sin embargo, en la práctica, debido a corrientes de densidad y térmicas, se presentan ebulliciones en el manto de lodos que arrastran las partículas de floc.

Conviene por eso dejar un cierto espacio entre la superficie del manto y las canaletas de agua clarificada.

Tesarik (22) sugiere que esta altura no se haga menor que la mitad de la distancia entre las canaletas recolectoras.

III. SEDIMENTACION DE ALTA VELOCIDAD

De acuerdo con la teoría presentada anteriormente, si se coloca en el sedimentador una bandeja C-C' a una altura h menor que h_0 se podrían recoger partículas con velocidad v_s menor que v_{sc} .

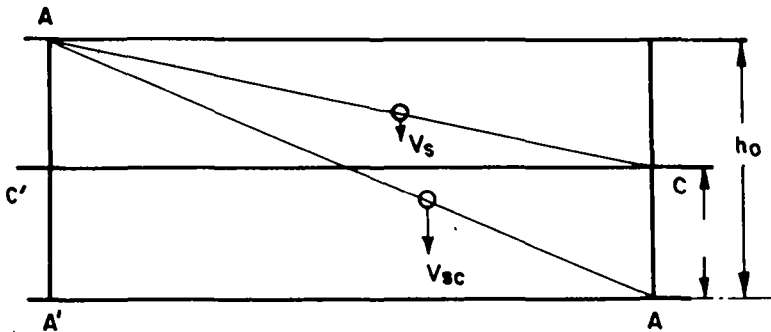


Fig. 5-26

Decía al respecto Hazen en 1904: "Como la acción del tanque sedimentador depende de su área y no de su profundidad, una subdivisión horizontal produciría una superficie doble para recibir sedimentos, en lugar de una sencilla, y duplicaría la cantidad de trabajo. Tres de aquellas subdivisiones la triplicarían y así sucesivamente.

Si el tanque pudiera ser cortado por una serie de bandejas horizontales, en un gran número de celdas de poca profundidad, el incremento de eficiencia sería muy grande". Y luego continuaba: "El problema práctico más difícil de resolver es el método de limpieza. Todo el aparato debe poderse limpiar en forma fácil y barata. Esta operación deberá hacerse con más frecuencia, por cuanto con la profundidad reducida a un pequeño valor, la cantidad de agua que pasa por un espacio dado en un tiempo dado, será proporcionalmente mayor, y con ella la cantidad de lodos depositados".

Esta idea fue ensayada repetidas veces en los últimos 60 años. En 1915 se estableció una patente sobre tanques que tenían varios compartimentos horizontales, los cuales

eran barridos continuamente por un colector de lodos que concentraba el fango en un tubo central.

En 1946, Camp (4) presentó el diseño de un sedimentador con bandejas espaciadas a 15 cm entre sí y con un sistema de recolección mecánica de lodos (ver fig. 5-27). Algunas plantas de tratamiento, como las de Washington, Estocolmo, Tokio y París, adoptaron tanques sedimentadores de dos o tres pisos, formados por fondos horizontales.

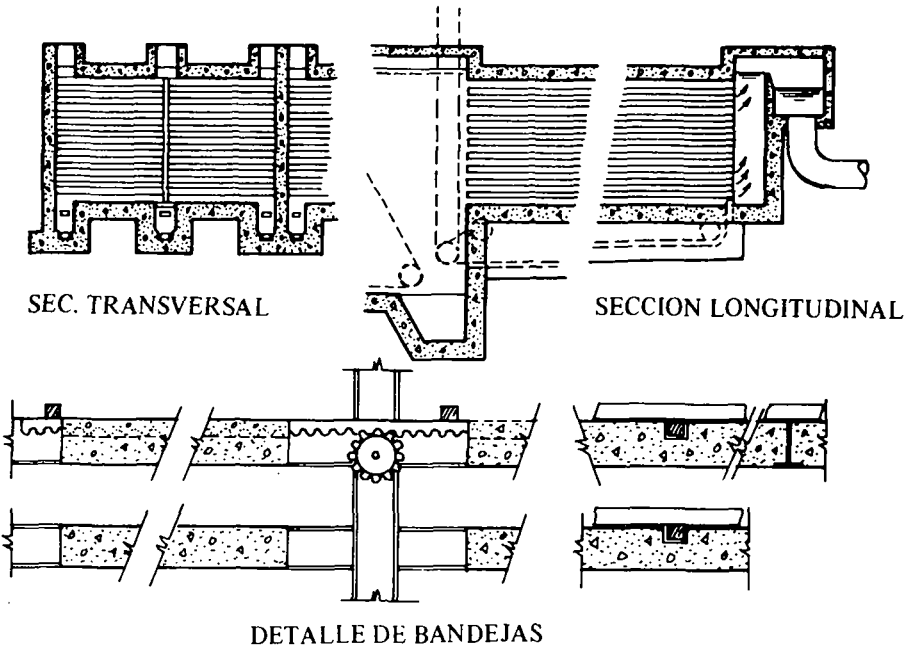


Fig. 5-27 Decantador de bandejas propuesto por Camp. (1946)

En 1955, Fischerstrom publicó un estudio en que mencionaba que las fallas de los sedimentadores de celdas se debían principalmente al estudio deficiente de las características hidráulicas del flujo, y sugería que se conservara el Número de Reynolds en los sedimentadores de este tipo por debajo de 500 (límite del flujo laminar a 0°C). La mayoría de los sedimentadores trabajan con N_R entre 2,000 y 200,000.

En un sedimentador de un área dada, $N_R = v_s e/v$ sólo puede disminuirse acortando e , o sea aumentando el número de compartimentos.

No obstante el éxito obtenido en algunos casos en la aplicación de estas teorías, el mayor problema enfrentado en el diseño del sedimentador de bandejas, era la dificultad en la remoción de los lodos recolectados en ellas, tal como lo previó Hazen. La solución a este problema, presentada por Culp y sus colaboradores (5) (6), en 1967 y 1968, volvió

a despertar interés sobre el tema. Recientemente, Yao (26) publicó las bases teóricas del cálculo de sedimentadores de alta velocidad, las cuales seguimos en el presente estudio.

Descripción del sistema

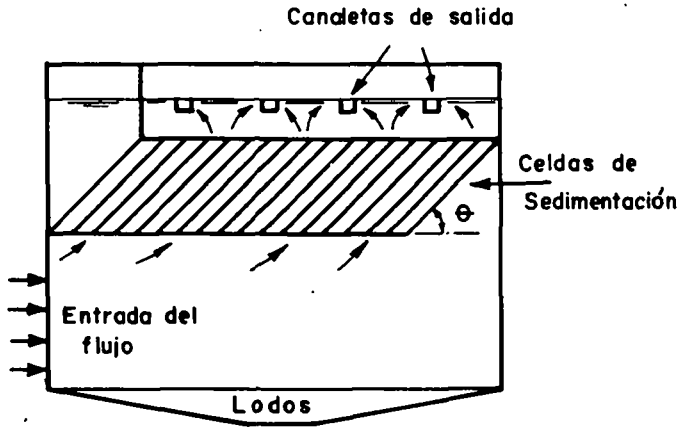


Fig. 5-28 Descripción del sistema.

Los sedimentadores de alta velocidad consisten esencialmente en una serie de tubos (circulares, cuadrados o exagonales) o láminas planas paralelas colocadas en un tanque apropiado con un ángulo θ de inclinación, de modo que el agua ascienda por las celdas con flujo laminar. Esto permite cargas superficiales entre 4 y 10 veces mayores que las usadas en sedimentadores horizontales, o sea, entre 120 y $300 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, cuando los sedimentadores ordinarios trabajan con $20\text{-}60 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$. Los períodos de sedimentación son usualmente menores de 10 minutos. La ventaja de trabajar con velocidades de asentamiento de $0.14 - 0.42 \text{ cm/seg}$ está en que se obtiene un flujo mucho más estable que el que existe en los sedimentadores ordinarios, en los que la velocidad de asentamiento rara vez excede de 0.07 cm/seg y generalmente es menor.

Fórmulas básicas

De acuerdo con el modelo presentado por Camp, la carga superficial de un sedimentador Q/A es igual a la velocidad crítica de sedimentación de las partículas v_{sc} . Este concepto, que se aplica correctamente a los decantadores de flujo horizontal, no necesariamente puede ser extendido a todos los sistemas de sedimentación. En consecuencia, Yao (26) considera que el modelo de Camp necesita una generalización para poder aplicar el concepto de carga superficial a los sedimentadores de alta velocidad y, concluye, que el parámetro que caracteriza su comportamiento está dado por el valor S definido así:

$$S = \frac{v_s}{v_o} (\text{Sen } \theta + L \text{ cos } \theta) \tag{5-40}$$

- En donde S = constante según el tipo de sedimentador
 v_s = velocidad de caída de la partícula suspendida
 v_o = velocidad promedio del flujo a través del sedimentador
 θ = ángulo de inclinación del sedimentador
 $L = l / e$ longitud relativa

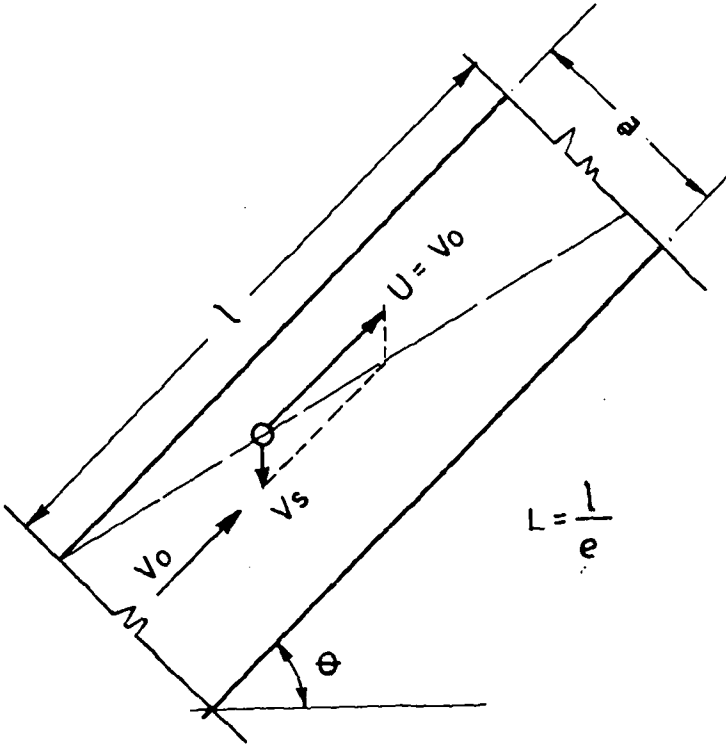


Fig. 5-29

Para cada flujo existe un valor crítico de S llamado S_c . De acuerdo con este modelo, cualquier partícula suspendida con un valor de S mayor o igual que S_c sería removida.

El valor S_c para tubos circulares es $4/3$, para conductos cuadrados $11/8$, y para bandejas abiertas o láminas paralelas 1. La velocidad crítica puede hallarse despejándola de la ecuación 5-40.

$$v_{sc} = \frac{S_c v_o}{\text{Sen } \theta + L \cos \theta} \quad (5-41)$$

Si en la fórmula anterior v_0 viene expresado en cm/seg, para convertir la v_{sc} a carga superficial equivalente a $m^3/m^2/día$, multiplicaremos v_{sc} por la relación

$$\frac{86.400}{100} = 864.$$

$$\text{Carga superficial equivalente } q = \frac{864 S_c v_0}{\text{Sen } \theta + L \cos \theta} \quad (5-42)$$

Para el caso particular en que $\theta = 0$

$$q = \frac{864 S_c v_0}{L} \quad (5-43)$$

de donde:

$$L = \frac{864 S_c v_0}{q} \quad (5-44)$$

Para un ángulo θ mayor que 0, despejando de (5-42) y acomodando los términos:

$$L = \frac{1}{\cos \theta} \left[\frac{864 S_c v_0}{q} - \text{Sen } \theta \right] \quad (5-45)$$

Relación ancho longitud

La relación entre el ancho e del conducto y la longitud l , o sea, la longitud relativa $L = l/e$ de los conductos, tiene una importancia especial en la eficiencia del sedimentador. Si esta relación L es muy pequeña, cada celda actúa como un sedimentador horizontal corriente de baja velocidad. Si ésta se incrementa, v_{sc}/v_0 tiende a cero y la eficiencia se hace mayor.

Existe, por tanto, una relación económica L que se puede deducir del gráfico que aparece en la figura 5-30, calculado para $\theta = 20^\circ$ y $\theta = 40^\circ$. En él se ve claramente que para una relación l/e mayor que 20/1, el valor v_{sc}/v_0 disminuye ya muy poco o sea que la eficiencia no aumenta sino muy lentamente (*).

Culp y sus colaboradores (5) (6), estudiando la relación entre el diámetro de los tubos usados como sedimentadores y su longitud, encontraron los resultados que aparecen en las figuras 5-31 y 5-32.

En la figura 5-31, la velocidad del flujo fue de 0,136 cm/seg, la dosificación de sulfato de aluminio de 100 mg/lit, el tiempo de floculación 20 minutos, y la turbiedad afluente promedio 450 U.J. La dosis de polielectrolitos fue de 0.5 mg/lit.

En la figura 5-32 la velocidad de flujo fue de 0,136 cm/seg, la dosificación de sulfato de aluminio 100 mg/lit, el tiempo de floculación 20 minutos, y la turbiedad afluente promedio 450 U.J. No hubo dosificación de polielectrolitos.

(*) La máxima eficiencia se consigue teóricamente cuando $v_{sc} = 0$, en que la línea A-A (Fig. 5-26) estaría horizontal y todas las partículas tendrían una velocidad de asentamiento mayor que v_{sc} .

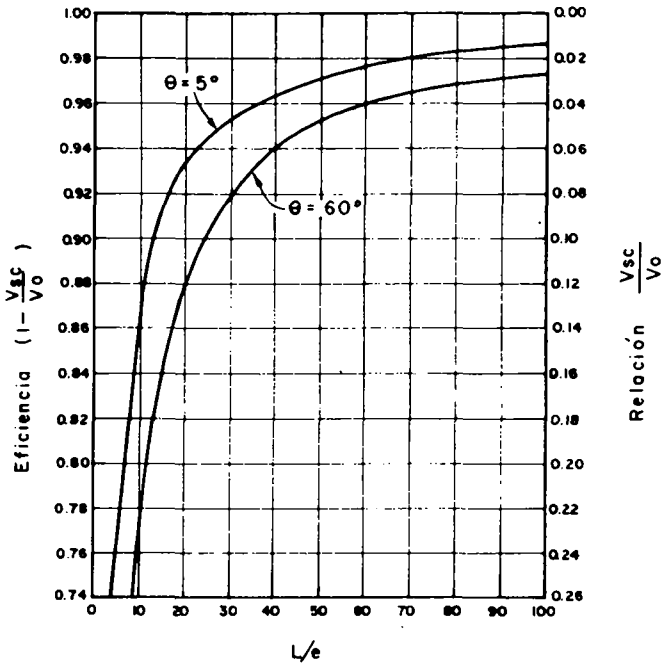


Fig. 5-30 Eficiencia teórica de un sedimentador tubular para diferentes longitudes relativas.

Al procesar datos de las figuras 5-31 y 5-32 en la forma como aparecen en la figura 5-33, se observa que la eficiencia aumenta en la forma como lo predice la teoría y que, a partir de $L = 20$, lo que se gana en remoción de turbiedad no es significativo.

Consideraciones sobre flujo laminar

Para que un sedimentador pueda trabajar con alta velocidad, es necesario que exista flujo laminar en las celdas, esto es, que N_R sea menor que 500 y preferentemente menor que 250. Cualquier turbulencia podría crear arrastre de partículas y bajaría notablemente su eficiencia. Algunos diseñadores toman el establecimiento de flujo laminar como el principal criterio de diseño.

$$N_R = \frac{v_o e}{\nu} \quad (5-46)$$

de donde:

$$v_o = \frac{N_R \nu}{e} \quad (5-47)$$

La condición de flujo laminar, sin embargo, no es la única que debe tenerse en cuenta, ya que no incluye parámetros tales como θ de gran importancia como se verá

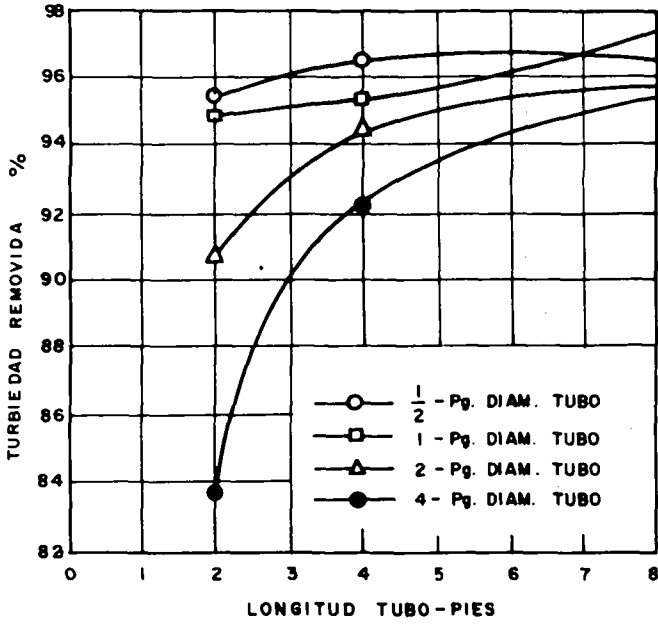


Fig. 5-31i

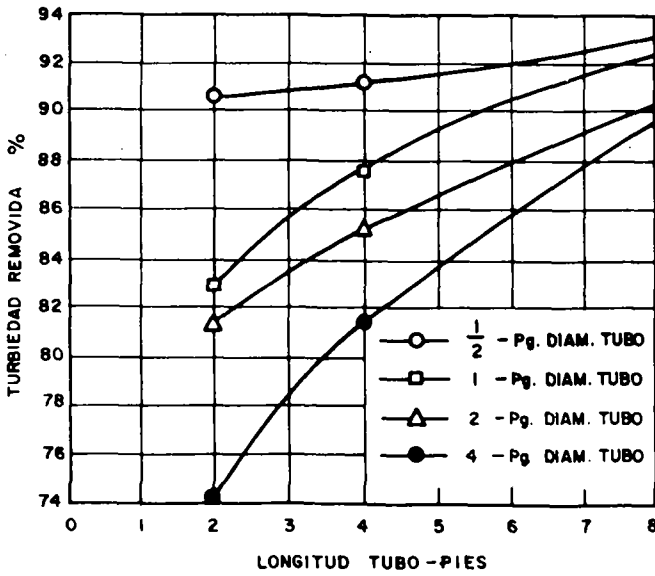


Fig. 5-32 Efectos de la longitud del tubo en el trabajo realizado por el sedimentador

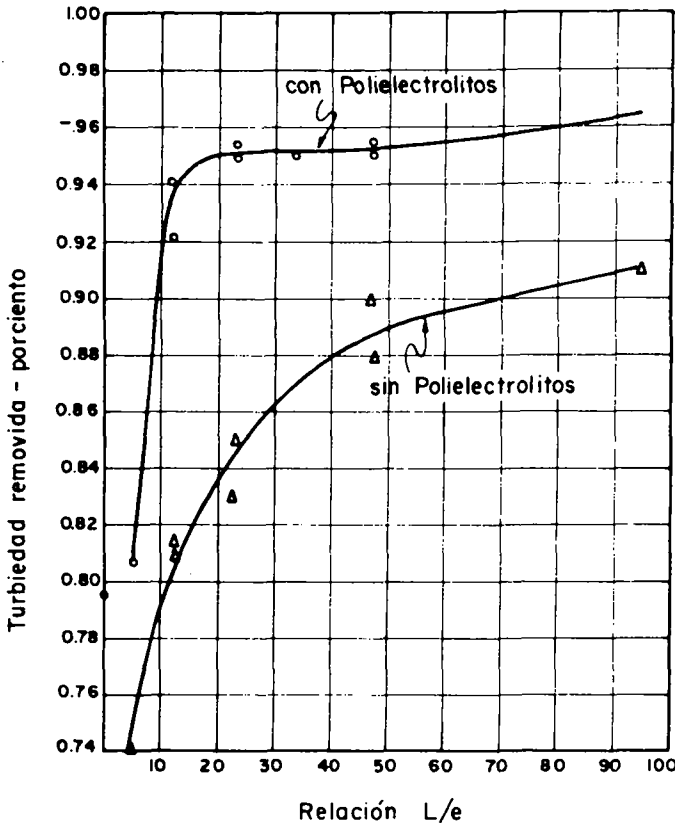


Fig. 5-33 Eficiencia de los sedimentadores tubulares para diferentes longitudinales (datos experimentales tomados de Hanzen y Culp) relativas

más tarde. Yao sugiere, en cambio, que se tenga en cuenta la turbulencia que se produce a la entrada de las celdas del sedimentador, en que por una distancia relativa L' no se establece flujo laminar. Esta distancia L' según él es igual a:

$$L' = 0.058 \frac{v_0 e}{\nu} \tag{5-48}$$

El valor de L' deberá sumarse a la longitud relativa L de los conductos.

$$L_T = L + L'$$

Esto crea un factor de seguridad adicional.

Inclinación de las celdas

La inclinación de las celdas o sea el ángulo θ que forman con la horizontal, es el otro parámetro que caracteriza el comportamiento de este tipo de sedimentadores.

Si en la ecuación (5-40) hacemos $\theta = 0$ obtenemos

$$v_{sc} / v_0 = S/L$$

y se tendería a la máxima eficiencia, por cuanto v_{sc}/v_0 sería mínimo, para cualquier valor de L . * Si en cambio $\theta = 90^\circ$.

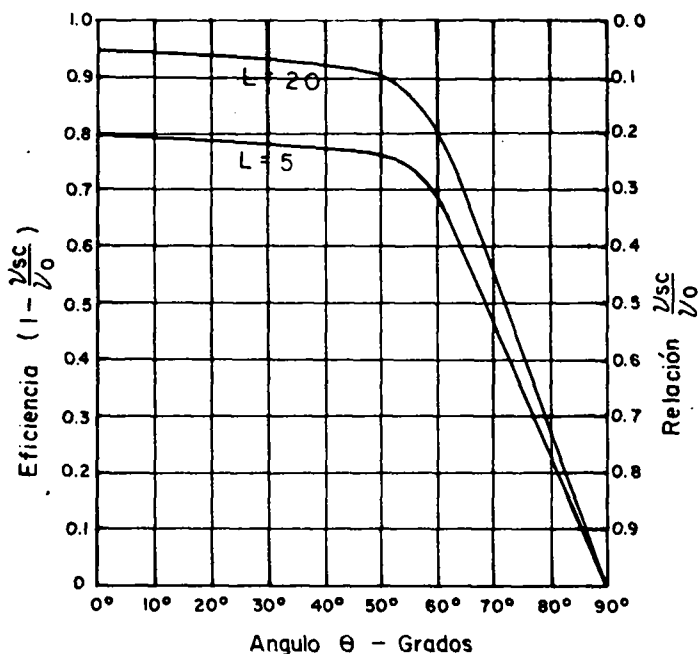


Fig. 5-34 Influencia del ángulo θ de inclinación, en la eficiencia.

$$v_{sc} / v_0 = S_c$$

En este caso, la velocidad promedio en el conducto deberá ser igual o ligeramente menor que la velocidad v_{sc} de asentamiento de las partículas y, por tanto, el sedimentador tenderá a trabajar como un decantador de flujo ascendente.

Para demostrar la influencia de la inclinación de las celdas, se ha dibujado la ecuación 5-41, para diferentes ángulos θ como aparece en la figura 5-34.

Se puede ver en ella que a partir de $\theta = 50^\circ$ o más, la eficiencia del sedimentador decrece en forma notable para cualquier longitud relativa que se considere. Desde el punto de vista teórico, por tanto, lo ideal sería construir sedimentadores de celdas horizontales, pero esto conduce al problema inicial de dificultar la limpieza de los conductos.

Cuando estas curvas teóricas de la fig. 5-34, son comparadas con las presentadas por Culp (5) obtenidas trabajando con tubos colocados a diferentes ángulos de inclina-

(*) Realmente la máxima eficiencia se encuentra con un valor de $0 - 20 - 54^\circ$

ción θ , se ve que la turbiedad queda removida en forma similar a lo predicho por la teoría, y que la eficiencia decrece rápidamente a partir de $\theta = 50^\circ$ y aún antes. Véase la fig. 5-35.

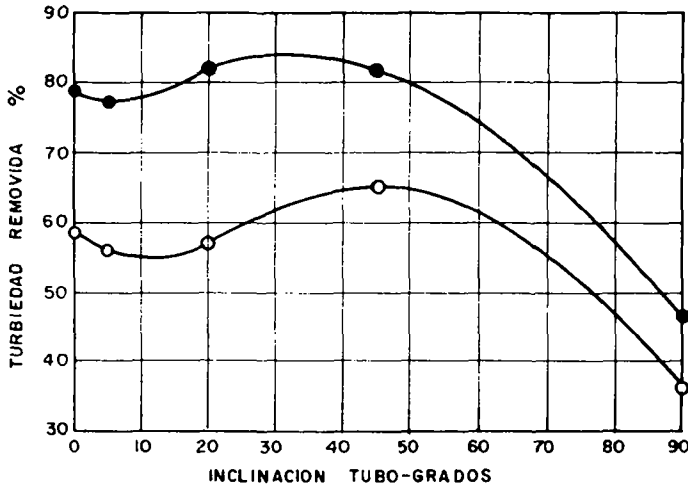


Fig. 5-35 Efecto de la inclinación del tubo en la eficiencia de los sedimentadores - Los tubos usados tenían 1" de diámetro y 4 pies de largo

Usando ángulos relativamente pequeños ($\theta = 5^\circ$), la remoción de lodos deberá hacerse invirtiendo el flujo en las celdas o estableciendo algún mecanismo recolector en ellas. Con ángulos mayores $\theta = 40^\circ - 60^\circ$ los lodos sedimentados en las celdas se deslizan hacia el fondo del tanque, mezclándose con los que ascienden, lo que ayuda en la desestabilización de partículas aún no coaguladas.

Cargas superficiales

En sedimentación acelerada la eficiencia decrece, a medida que la carga superficial en las celdas aumenta. Usando la teoría de Hazen, Yao (39) compara las curvas de comportamiento obtenidas según dicha teoría en sedimentadores horizontales, y las de los decantadores tubulares. Véase la figura 5-36.

En ella se ve que para cargas superficiales de $40 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ la sedimentación horizontal puede ser tan eficiente o más que la sedimentación acelerada. En cambio, para cargas mayores la sedimentación con alta velocidad es siempre más eficiente que la convencional. Se puede observar también que los decantadores acelerados pueden soportar mejor las sobrecargas, con menos pérdida de eficiencia que los otros. Los estudios sobre sedimentadores de placas inclinadas, realizado en la planta de tratamiento de Cuenca, Ecuador, parecen coincidir en este punto (40).

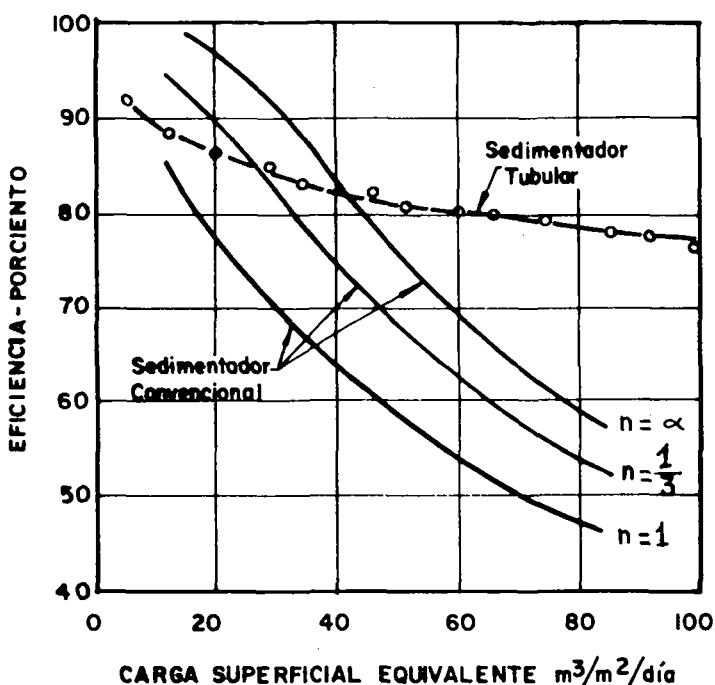


Fig. 5-36 Comparación entre el comportamiento de un sedimentador convencional con un sedimentador tubular (Según Yao).

Aplicaciones prácticas de los sedimentadores de alta velocidad

Los sedimentadores de alta velocidad pueden usarse para:

- Aumentar el flujo en sedimentadores sobrecargados sin perder eficiencia.
- Disminuir el área de sedimentación y, por tanto, la inversión de capital en nuevos diseños.

Los sedimentadores de este tipo pueden trabajar con flujo ascendente o con flujo descendente.

1. Sedimentadores de flujo ascendente

El más antiguo de los módulos comerciales patentados para sedimentación acelerada, es el módulo Micro-Floc, el cual se produce en láminas plásticas con dos ángulos de inclinación: de 5° y de 60°.

El de 5° sólo se usa para pequeñas instalaciones, y debe limpiarse periódicamente utilizando el flujo de lavado de los filtros. El de 60° consiste en una serie de conductos cuadrados, como los de la figura 5-37, de 5.1 x 5.1 cm de sección, en los que el lodo se escurre por gravedad y necesitan, por tanto, sólo de una limpieza ocasional.

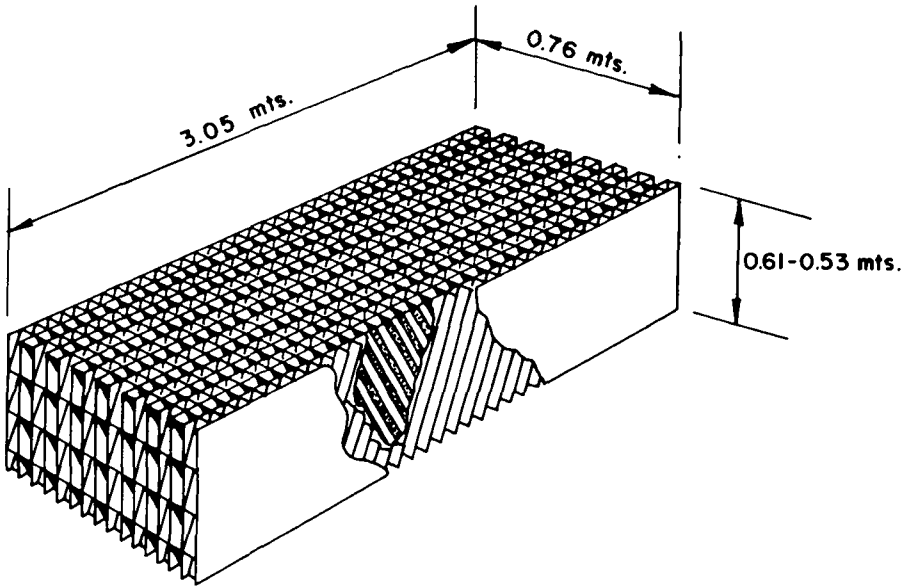


Fig. 5-37 Módulos plásticos inclinados 60 grados (cortesía de Neptune - Microfloc)

Se instalan fácilmente sobre una estructura metálica liviana dentro del sedimentador, a unos 60-90 cm de profundidad desde la superficie y unos 2-3 m de altura sobre el fondo del tanque.

Ultimamente, otras compañías han sacado al mercado nuevos módulos plásticos similares a los anteriores, pero de diferentes secciones y tamaños, que permiten escoger precios y marcas según la mejor conveniencia del comprador.

Ejemplo de cálculo

En una planta de tratamiento hay dos sedimentadores horizontales de 24.4 m de longitud por 18.3 m de ancho y 3.7 m de profundidad. La producción de la planta es de 114,000 m³/ día. Calcular: (a) la carga superficial de los sedimentadores, (b) la carga superficial que se obtendría si se instalaran módulos de 60°, en los últimos 12.5 m del sedimentador. Estos módulos tienen 61 cm de alto y 5.1 x 5.1 cm de sección.

a) Carga superficial actual

$$q = \frac{114,000}{24.4 \times 18.3 \times 2} = 128 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$$

b) Carga superficial equivalente después de instalados los módulos

$$\text{Para tubos cuadrados } S_c = \frac{11}{8} = 1.375$$

$$L = 61/5.1 = 12 \quad A \text{ (sedimentación acelerada)} = 12.2 \times 18.3 = 223 \text{ m}^2$$

$$\theta = 60^\circ \quad \text{seno } \theta = 0.866 \quad \text{cos } \theta = 0.5$$

$$V_0 = \frac{Q}{A} \text{ (por sedimentador)} = \frac{114,000}{223 \times 2} = 256 \text{ m/día}$$

$$= 0.296 \text{ cm/seg}$$

Aplicando la fórmula 5-43

$$q = \frac{1.375 \times 256}{0.866 + 12 \times 0.5} = 51 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$$

Lo que es menos de la mitad de la carga superficial anterior.

Para 15° de temperatura del agua, el Número de Reynolds será:

$$N_R = \frac{0.296 \times 5.1}{1.146 \times 10^{-2}} = 132 < 500$$

Se establecerá flujo laminar. El tiempo de detención será:

$$t = \frac{61}{0.296} = 206 \text{ seg} \approx 3.43 \text{ min.}$$

2. Sedimentadores de alta velocidad y flujo descendente

La sedimentación acelerada también se puede hacer con flujo descendente. De acuerdo con Yao (39), estas unidades son más eficientes que las de flujo ascendente.

El mayor problema radica en el sistema de recolección del agua decantada. La figura 5-38 presenta una de estas unidades, originaria de Suecia y usada en algunas partes de Europa. En estas unidades el flujo entra en la parte superior y desciende a través de un conjunto de placas paralelas. El sector de agua clara se forma en cada celda en la cara superior, de donde se extrae el efluente por un sistema de bandejas o tubos. En este caso el escurrimiento de lodos es más fácil, por cuanto se produce en la misma dirección en que viaja el flujo y, por tanto, el ángulo θ de inclinación puede ser de 30°. Existe muy poca información sobre estas unidades.

Sistemas no patentados de sedimentación de alta velocidad

Cualquier placa lisa u ondulada, tubo de sección cuadrada, circular o de otra forma, puede utilizarse para construir sistemas de sedimentación acelerada.

Los materiales que se emplean deben cumplir, entre otros, con los siguientes requisitos:

1. Deben ser durables en agua con pH ácido y no deben corroerse en presencia de iones Al(III) y Fe(III).
2. Deben tener superficies lisas que permitan un flujo laminar.
3. No deben ser excesivamente quebradizos o demasiado elásticos.

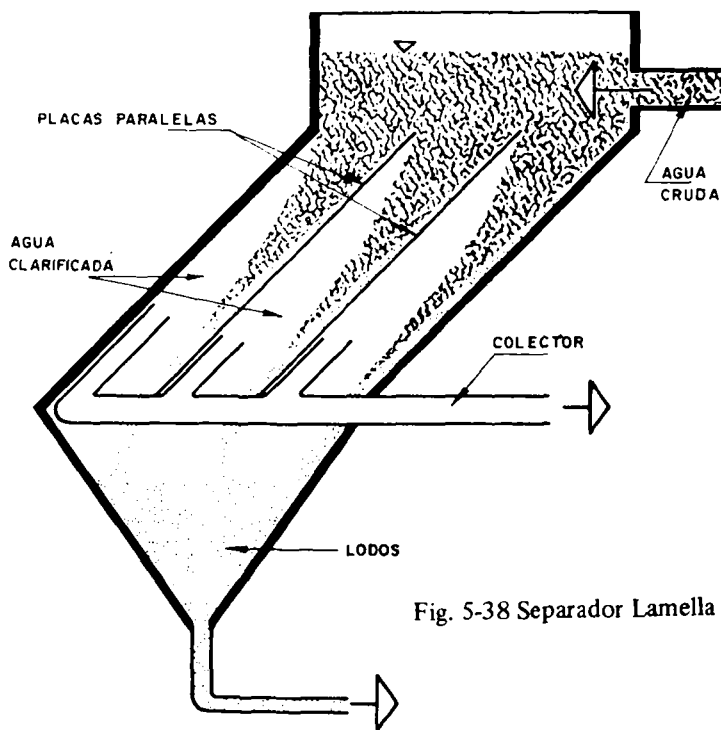


Fig. 5-38 Separador Lamella

Los materiales que cumplen en mayor o menor proporción estos requisitos, son las láminas planas u onduladas de asbesto-cemento, las láminas de madera triplex pintadas con barniz marino, láminas de plástico rectas u onduladas, etc. La elección debe hacerse en base a consideraciones económicas y estructurales.

Como precio de referencia debe recordarse que el costo del m^2 de módulos plásticos comerciales fluctúa entre US\$ 140.00 y US\$ 200.00. La figura 5-39 incluye el diseño de los sedimentadores de Botucatu, Estado de San Pablo, Brasil, en el cual se van a colocar módulos plásticos de PVC fabricados localmente. Estos módulos están siendo ensayados con éxito en la población de Barramansa, Brasil, en donde por cerca de un año han venido trabajando con velocidades $v_0 = 0.136$ cm/seg y produciendo un efluente con turbiedad inferior a 3 U.J. (30). El ángulo de inclinación de los conductos es de 60° y la profundidad 1.20 m.

La planta de tratamiento de Cuenca, Ecuador (40) ha aumentado su capacidad de sedimentación en 2.5 veces, intercalando tabiques de asbesto-cemento de 1.20×2.44 m en los sedimentadores, con espaciamiento de 5 cm (libre) y $\theta = 60^\circ$.

Ejemplo de cálculo

Una planta de tratamiento con sedimentadores horizontales convencionales que está trabajando con 220 lt/seg ($19.000 m^3/día$) quiere duplicar su capacidad de sedimentación, conservando la misma carga superficial. La planta tiene tres sedimentadores de 8 m de ancho por 20 m de largo y 4 m de profundidad.

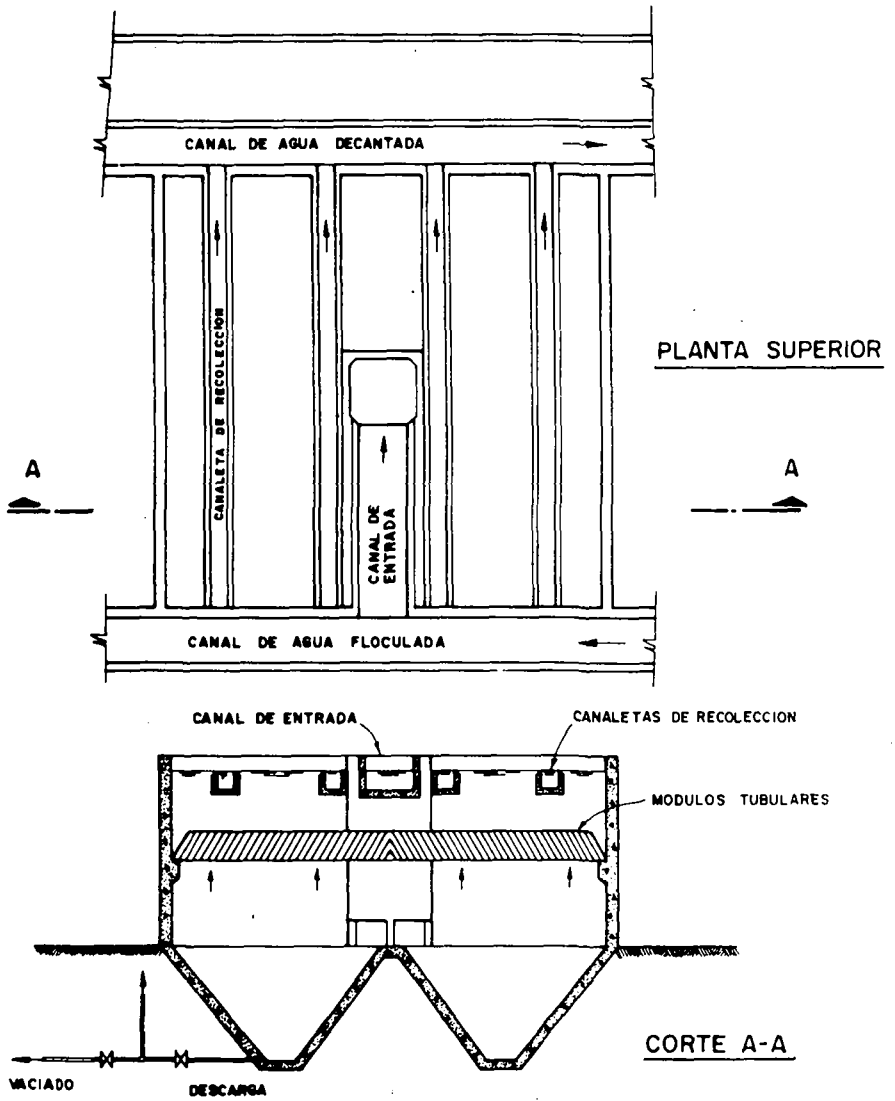


Fig. 5-39 Diseño de los sedimentadores de Botucatu, Brasil
(Con permiso de Planhidro Ingenieros Consultores)

Calcular:

a) La carga superficial existente.

b) El área cubierta y las dimensiones requeridas si se colocan láminas de asbesto-cemento de 1.20 x 2.44 m para sedimentación acelerada.

a) Carga superficial actual

$$q = \frac{19.000}{20 \times 8 \times 3} = 39.6 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$$

b) Área de sedimentación acelerada $\theta = 60^\circ$ $S_c = 1$

$$l = 1.20 \text{ m} \quad L = \frac{l}{e} = \frac{1.20}{0.06} = 20$$

$$A = \frac{Q S_c}{q(\sin \theta + L \cos \theta)} = \frac{38,000}{39.6 (0.866 + 0.5 \times 20)} = 88.3 \text{ m}^2$$

Como el ancho del tanque es de 8 m, habría que cubrir con placas de asbesto-cemento una longitud de:

$$\frac{88.3}{8} = 11.03 \text{ m}$$

Número de placas: $\frac{11}{0.06} + 1 = 184$ (por fila de 2.44 m).

Como en cada sedimentador caben tres filas, el número total de placas será de $184 \times 3 \times 3 = 1656$. Las placas se extenderían hasta $11 + 1.84 = 12.84$ m, para un espesor de 1 cm de placa, como muestra la figura 5-40, y podría ser soportadas por vigas de concreto longitudinales, apoyadas en columnas y vigas transversales.

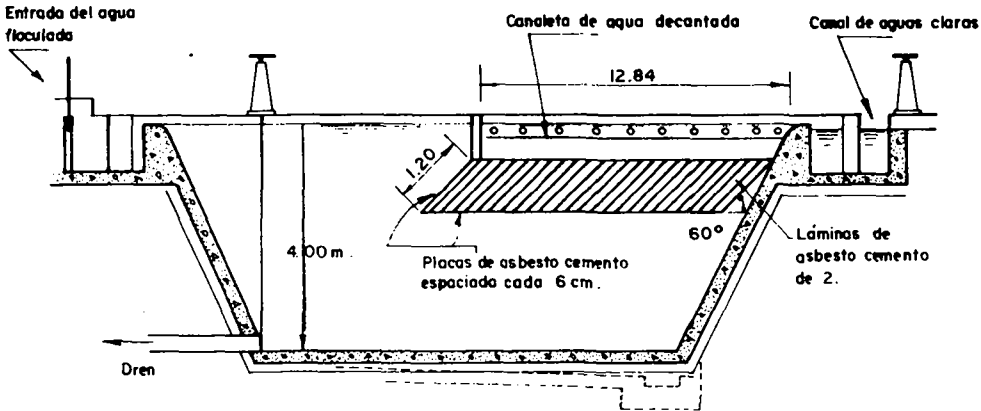
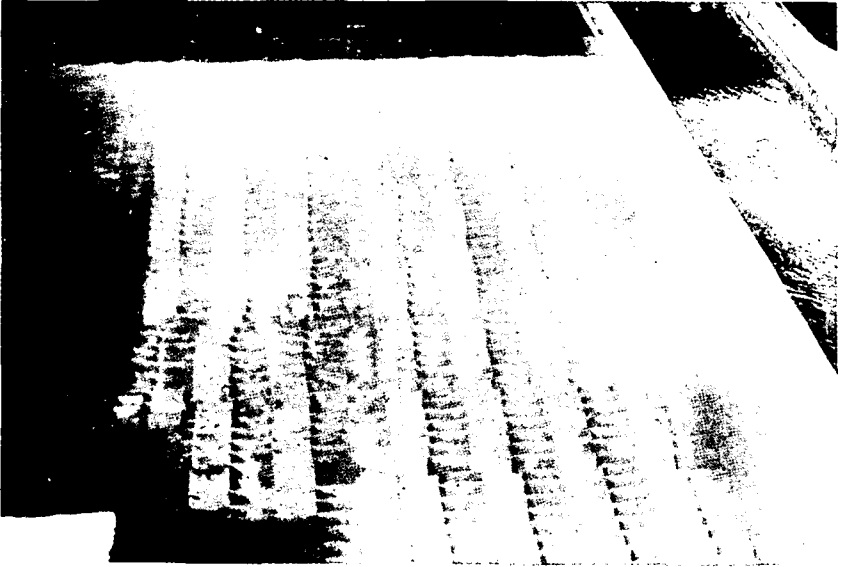
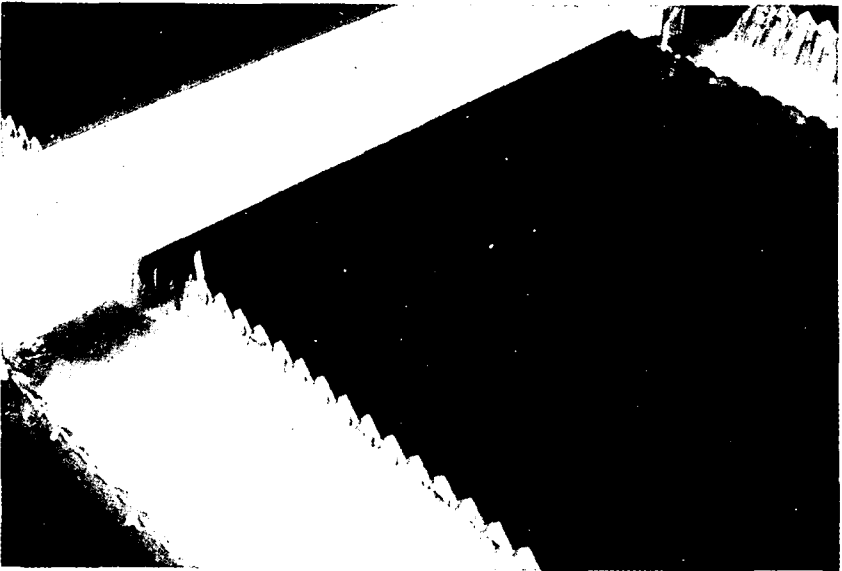


Fig. 5-40 Decantador convencional con placas de asbesto-cemento para sedimentación acelerada.



Módulos plásticos para sedimentación acelerada en la planta de tratamiento de Barramansa, Brasil.



Módulos plásticos en la planta de tratamiento de Asunción, Paraguay.

BIBLIOGRAFIA

1. Bond, A.W.; (Sept. 1960), "An Upflow Solids Contact Basin", The Institution of Engineers, Australia, Vol. CE 2, No. 2.
2. Bond, A.W.: (Mar, (1965), "The Behaviour of Suspensions", The Institution of Engineers, Australia, Vol. CE 1 No. 1.
3. Bond, A.W., (1965), "Water-Solids Separation in an Upflow - With particular reference to the use of a slurry pool for solids contact in water treatment", The Civil Engineering Transactions.
4. Camp, T.R., (1946), "Sedimentation and the Design of Settling Tanks", Trans, ASCE, Vol. III, pag. 895.
5. C. G., Hansen, S., y Richardson, G., (Jun. 1968), "High rate sedimentation Theory", Jour. AWWA, 60: 6, p. 681.
6. Culp, A.M., Kou-Ying Hsiung, y Conley, W.R.; (Oct. 1969), "Tube clarification process, operating experiences". Proc. ASCE, 95: SA5, p. 829.
7. Dallas, J.J., "The uniflow tank" - Water & Sewage Works, May 1958.
8. Dobbins, W., (1944), "Effect of turbulence on Sedimentation" Trans. ASCE, Vol. 109, p. 629.
9. Eckenfelder, W.W., "Industrial Water Pollution Control", McGraw Hill Book Co., N.Y. (1966).
10. Edeline, F.; Tesarik, I.; Vostrel, J.; (1969) "Fluidization of flocs produced in chemical or biological treatment plants", Advances in Water Pollution Research, Proc. Fourth International Conference held in Prague, Ed. S.H. Jenkins, Pergamon Press.
11. Fair, Geyer, Okan, (1968), "Water and Waste Engineering", John Wiley & Sons.
12. Gould, R.H. (Apr. 1943), "Final Settling tank of novel design", Water S. Works.
13. Hazen, A., (1904), "On sedimentation", Trans ASCE, Vol. 53 p. 45.
14. Hansen, S.P. and Culp, G.L., (Sept. 1967), "Applying shallow depth sedimentation theory", Jour. AWWA, 59: 9 p. 1134.
15. Hirsch, A.A., (1966), "Functional effluent baffling - A key to settling Basin efficiency", Water and Sewage Works, R. 141.
16. Ingersoll A., McKee, J., Brooks, N.Y., (Jan. 1955), "Fundamental concepts of rectangular settling tanks" Proc. ASCE, Vol. 81, p. 590-1
17. Ives, K.J. (1968) "Theory of operation of sludge blanket clarifiers" The Institution of civil engineers, Vol. 39.
18. Michaels, Alans, Bolger, J., (Feb. 1962), "Settling rates and sediment volumes of flocculated kaolin suspensions", ICEC Fundamentals, Vol. 1, No. 1.
19. Miller, D.G., West, J.T.; (Mar. 1966), "Water treatment processes - II" Water research association, Technical paper TP 52.
20. Prager, Frank, D., (1950), "The sludge blanket clarifier", Water & Sewage Works, Vol. 97, No. 4.
21. Rich, LG., (1961), "Unit operation of sanitary engineering" J. Wiley & sons.

22. Tesarik, Igor, "Flow in Sludge-blanket clarifiers", Jour. San. Eng. Div. Proc. ASCE, Dic. 1967.
23. Thomas, J.W., (1958), "Gravity settling of particles in a horizontal tube", Jour. Air Poll. Control Assn. 8: 32.
24. Vesilind, P. Aarne, "Design of prototype thickeners from batch settling tests", Water & Sewage works, July 1968.
25. Vesilind, P. Aarne, (Sept. 1968), "The desing of thickeners from batch settling tests (practical application)", Water & Sewage Works.
26. Yao, K.M., (Feb. 1970), "Theoretical study of high rate sedimentation" Jour. WPCF, 42:218.
27. Yadav, N.P. (Feb. 1970) "The effect of polyelectrolites on floc blanket performance" The Water Research Association, T.P. No. 71.
28. Brown J.C., La Motta, E., "Physical Behaviour of flocculant suspensions in upflow", Jour. San. Eng. Div., ASCE, 97:SA2, Abr. 1971.
29. Rebhun M., Argaman, Y., (Dic. 1963) "The influence of horizontal velocity on the efficiency of sedimentation basins" - Technion - Israel Institute of Technology Faculty of Civil Engineering - Haifa, Israel.
30. Azevedo Netto, J.M., (agosto 1972) "Experiencia Brasileira no projecto de Sedimentadores". Trabajo presentado en el Simposio "Nuevos Métodos de Tratamiento de Agua", Asunción-Paraguay, CEPIS/OPS (en impresión).
31. Hudson, H. y Wolfner, J.P., (Oct. 1967) "Design of Mixing and Flocculating Basins", Jour. AWWA, vol. 50, p. 1257.
32. Hudson, H.E., (June 1972) "Density considerations in sedimentation", Jour. AWWA, vol. 64, p. 382.
33. Yao, K.M., (April 1972) "Hydraulic control for flow distribution", Jour, of San. Eng. Div. Proc. of ASCE, vol. 98. p. 275.
34. Fair, G.M. Geyer, J. Ch. Okun, D.A., (1968) "Water and waste water Engineering", vol. 2, J. Weley & Sons, Inc.
35. Cox, Ch. R., (1964) "Operation and control of water treatment processes", World Health Organization, Geneva.
36. Miller, D.G., (1972) "Solid contact reactors", actas del simposio sobre Nuevos Métodos de Tratamiento del Agua. CEPIS/OMS (en publicación).
37. Rouse, H., (1941) "Suspensions of sediment in upward flow", Univ. of Iowa Studies in Engineering, Bulletin 26, p. 41.
38. Levenspiel, O., (1962) "Chemical Reaction Engineering", Wiley & Sons.
39. Yao, K.M., (1972) "High-rate settler", actas del simposio sobre Nuevos Métodos de Tratamiento del Agua, Asunción-Paraguay, OPS/CEPIS.
40. ----- (1972), "Sedimentadores de placas", Empresas de Teléfono, Agua Potable y Alcantarillado de Cuenca, Ecuador. Simposio sobre Nuevos Métodos de Tratamiento del Agua, Asunción-Paraguay. OPS/CEPIS.

VI

CONTROL DEL PROCESO DE SEDIMENTACION

Generalidades

Debido a la baja velocidad de transporte de la masa líquida, el flujo en los sedimentadores es inestable. En los de flujo horizontal, en mayor proporción que en los de flujo vertical o en los de pantallas.

De aquí que el análisis del comportamiento de un sedimentador tiene que hacerse a través del tiempo, pues los resultados obtenidos en una prueba no son necesariamente iguales a los que se obtengan en otra prueba realizada en otro día.

En general tres series de ensayos pueden realizarse:

1. Ensayos para determinar la eficiencia
2. Ensayos para determinar la estabilidad hidráulica
3. Ensayos de análisis de lodos.

Vamos a estudiar cada uno de ellos.

I. ENSAYOS PARA DETERMINAR LA EFICIENCIA

La forma más adecuada para medir la eficiencia de un sedimentador es un problema por resolver.

Comúnmente, se toma como la relación entre la concentración de partículas a la salida N_t y la concentración de partículas a la entrada N_0 del decantador, o sea:

$$\text{Eficiencia} = 1 - \frac{N_t}{N_0} = 1 - \frac{\text{Turbiedad de salida (*)}}{\text{Turbiedad de entrada}}$$

Este sistema de medir la eficiencia tiene el inconveniente de que está influenciado por el valor de N_0 . Si N_0 es alto, las reducciones aparecen mucho más grandes que si es pequeño. Por ejemplo, si un sedimentador produce un agua con 5 U.J. de turbiedad, y la turbiedad del agua que le entra es de 50 U.J., la eficiencia será de $1 - 5/50 = 0.9$ (90 %); si en cambio la turbiedad de entrada es de 500, la eficiencia será $1 - 5/500 = 0.99$ (99 %), no obstante que en ambos casos el efluente es de la misma calidad. Al comparar por tanto la eficiencia de un decantador con otro, por este sistema, debe tenerse en cuenta el valor de N_0 , ya que al variar éste, el porcentaje de remoción cambia, sin que necesariamente N_t varíe.

Por otra parte según el tipo de suspensión, un decantador remueve mayor o menor porcentaje de partículas de determinado diámetro, ya que, como es obvio, separará con más facilidad las partículas de más rápida velocidad de asentamiento.

Debe por tanto tenerse en cuenta en la eficiencia, la distribución estadística de las partículas por tamaños y velocidades de caída.

Camp (2) propuso, en 1946, un ensayo al respecto. Consiste en colocar en un recipiente como el de la figura 6-1, la suspensión que se va a analizar. A diferentes alturas se toman muestras de agua y se dibuja la curva de turbiedad remanente versus velocidad de sedimentación de las partículas.

El tipo de columna de sedimentación propuesta por Camp, no suele ser de uso frecuente. En forma simplificada puede, por eso, procederse así:

- (a) Extráigase del final del floculador en seis jarras (beakers) muestras de agua del mismo volumen cada una, procurando no romper el floc.
- (b) Agítense todas simultáneamente hasta mantener una concentración uniforme de partículas en cada jarra. Esta operación debe hacerse rápidamente para no aumentar el período de floculación.
- (c) Luego con una pipeta volumétrica o con el sifón descrito en la figura 4-3 tómesese una muestra de agua de cada jarra a intervalos regulares de tiempo. Por ejemplo: 1 minuto después de suspendida la agitación en la primera; 3 minutos después, en la segunda; 5, en la tercera; 10, en la cuarta; 60, en la quinta; y 180, en la sexta. La profundidad a la cual se tome la muestra debe ser la misma; por ejemplo, 5 cm desde la superficie, y la velocidad de extracción debe ser también la misma para todas.

(*) Para que la turbiedad pueda considerarse como medida de la concentración, debe haber un alto grado de dispersión de las partículas. Por tanto para que esta relación sea válida, hay que agitar fuertemente las muestras antes de medirles la turbiedad.

Es muy importante proteger las jarras del sol y del viento para evitar corrientes térmicas que pueden alterar todos los resultados. Una forma de evitar éstas consiste en colocar las jarras del ensayo dentro de un recipiente grande, lleno con la misma agua del floculador para producir un aislamiento.

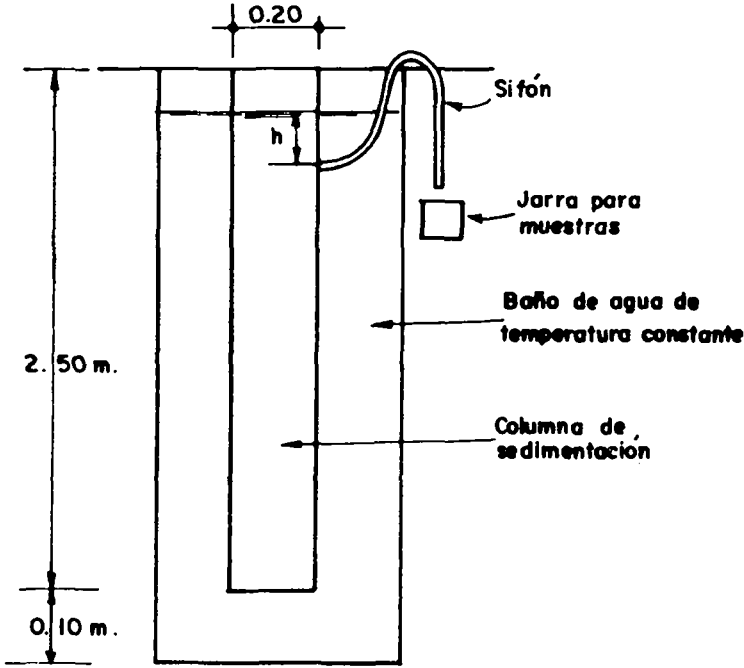


Fig. 6 -1 Columa de sedimentación

(d) Con los resultados obtenidos se hace un gráfico, en el cual se relaciona la turbiedad remanente en cada jarra N_t después del tiempo t con la turbiedad inicial N_0 dibujando N_t/N_0 en las ordenadas y la velocidad de sedimentación para cada jarra, en las abscisas. La curva que se obtiene toma la forma que aparece en la figura 6-2.

La fracción de turbiedad o concentración de partículas que queda en el líquido de cada jarra es igual a C . La fracción removida es igual a $1 - C$. La fracción total removida será igual a:

$$(1 - C) + \frac{v_s}{v_{sc}} \tag{6-1}$$

Donde v_s/v_{sc} es la fracción de partículas que sedimenta con la velocidad v_s menor que v_{sc} , de acuerdo con la teoría de Hazen (3).

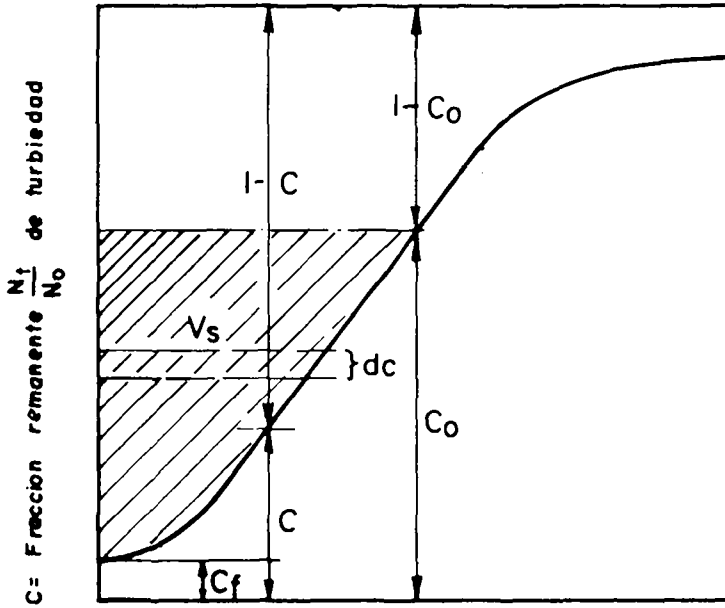


Fig. 6-2 V_s = Velocidades de asentamiento

Todas las partículas con velocidad v_s menor que v_{sc} resultan removidas proporcionalmente a la relación v_s/v_{sc} . La velocidad v_{sc} es el promedio teórico de sedimentación o carga superficial $Q/A =$ gasto/área del sedimentador.

Ahora bien, la velocidad de asentamiento v_s es igual al área sombreada en la curva de la figura 6-2, dividida entre $C_0 - C_f$, la cual podría encontrarse por integración. Así:

$$a = \int_{C=0}^{C=C_0} v_s dC$$

Por tanto la remoción total será:

$$R_T = (1-C) + \int_{C=0}^{C=C_0} \frac{v_s}{v_{sc}} dC \quad (6-2)$$

O en forma más simplificada:

$$R_T = (1 - C) + \frac{a}{v_{sc}} \quad (6-2)$$

Como la turbiedad final en la última jarra nunca es cero en la práctica, $C = C_0 - C_f$ y la curva no pasa por el origen:

$$R_T = [1 - (C_0 - C_f)] + \frac{a}{v_{sc}} \quad (6-3)$$

Despejando v_{sc} :

$$v_{sc} = \frac{a}{R_T - (1 - C_0 - C_f)} \quad (6-3a)$$

Ejemplo:

Se efectuó en la forma descrita una prueba de sedimentación y se obtuvieron los resultados que aparecen en la tabla 6-1. El decantador de la planta de tratamiento tiene 16 m de ancho por 62.5 m de longitud y 4 m de profundidad. La turbiedad inicial del agua cruda fue de 95 U.J., el tiempo de retención, 3 horas. Averiguar (a) el porcentaje de remoción cuando la carga superficial sea $32\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, (b) la carga superficial para un porcentaje de remoción del 90 %.

Tabla 6-1 Velocidad de asentamiento para diferentes remociones de turbiedad

1	2	3	4	5
Jarra No	Tiempo	v_s cm/seg	Turbiedad N_t	Fracción N_t/N_0
1	1	8.34×10^{-2}	39	0.41
2	3	2.78×10^{-2}	10.4	0.12
3	5	1.66×10^{-2}	5.7	0.06
4	10	0.834×10^{-2}	3.0	0.032
5	60	0.139×10^{-2}	2.95	0.030
6	180	0.046×10^{-2}	2.50	0.026

(a) Cálculo del porcentaje de remoción

Las columnas 1, 2 y 4 se obtienen directamente en el ensayo. La columna 3 se obtiene al dividir la distancia por el tiempo de toma. Suponiendo que las muestras se hayan extraído a 5 cm de profundidad:

$$5/1 \times 60 = 8.34 \times 10^{-2} \text{cm/seg}; \quad 5/3 \times 60 = 2.78 \times 10^{-2} \text{cm/seg}, \text{ etc.}$$

La columna 5 es la relación entre la turbiedad inicial $N_0 = 95$ y la turbiedad que aparece en la columna 4.

Con las columnas 3 y 5 se ha obtenido el gráfico de la figura 6-3.

Para una profundidad de 4 m y un tiempo de detención de 3 horas:

$$v_{sc} = \frac{4 \times 100}{3 \times 3600} = 0.037 \text{ cm/seg}$$

Equivalente a una carga $32 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$

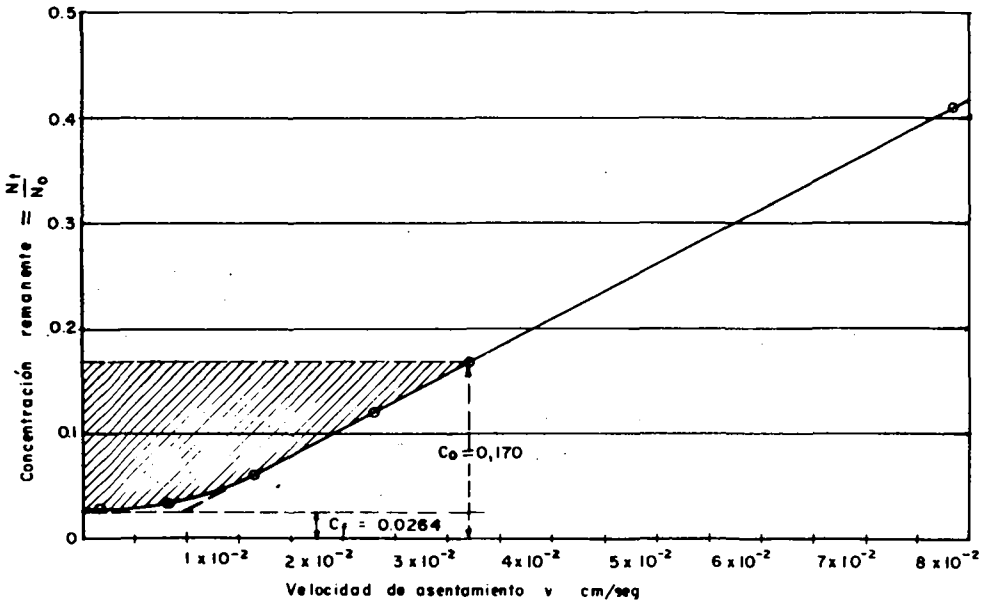


Fig. 6-3 Velocidad de asentamiento de diferentes relaciones N/N_0

Marcamos en la figura 6-3 la velocidad $v_{sc} = 0.037$ y hallamos $C_0 = 0.17$. El área encerrada la podemos asimilar a un trapecio. Así:

$$a = \frac{1}{2} (0.0095 + 0.037) \times 0.143 = 0.00332$$

Por tanto según ecuación 6-3:

$$R_T = 1 - 0.17 + 0.0264 + \frac{0.00332}{0.037} = 0.945 = 94.5\%$$

Esta sería la remoción que produciría el "sedimentador ideal". Los sedimentadores reales trabajan con velocidades del 25-75 % menores y con tiempo de detención del 50-100 % mayores.

(b) Cálculo de la carga superficial para el 90 % de remoción

Procediendo en forma similar al punto anterior, podemos calcular por aproximaciones sucesivas v_{sc} para distintos valores de R_T como se indica a continuación:

v_{sc}	C_0	R_T
0.037	0.17	0.945
0.050	0.24	0.913
0.053	0.26	0.903
0.0534	0.263	0.900

Escogiendo el último valor, para $R_T = 90 \%$, $v_{sc} = 0.0535$ y $q = 0.0535 \times 864 = 46.1 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$.

Para comparar la eficiencia del tanque ideal con el tanque real, Ingersoll y colaboradores (4) sugieren el índice siguiente:

$$I_E = \frac{R_T \text{ (Real)}}{R_T \text{ (Ideal)}}$$

II. ESTUDIO ESTADISTICO DE LOS DATOS DE COMPORTAMIENTO DE LOS SEDIMENTADORES

Generalmente en las plantas de tratamiento se toman datos de la turbiedad del agua cruda y del agua sedimentada. Estos datos se almacenan en algún lugar y rara vez se utilizan como fuente de referencia para caracterizar el comportamiento de los sedimentadores.

El estudio estadístico de estos datos suele suministrar, en especial cuando se hace en forma crítica, valiosa información sobre la forma como los decantadores actúan trabajando con diferentes concentraciones de la misma suspensión.

Al relacionar la turbiedad afluente y la efluente, se obtienen curvas como las que aparecen en la figura 6-4.

En ellas se ve que la turbiedad efluente es directamente proporcional a la turbiedad afluente. Unos decantadores como los de Cali (Colombia) por ejemplo, son mucho menos sensibles a los cambios de turbiedad del agua cruda, que otros como los de Water Works Parks (Estados Unidos). En otras palabras, unos pueden producir casi la misma calidad de agua aunque la turbiedad del afluente varía bastante, mientras que otros con un ligero cambio de la turbiedad del agua cruda, producen efluentes de turbiedades mayores.

Comportamiento hidráulico de los sedimentadores

El comportamiento hidráulico de los sedimentadores depende de una variedad de parámetros, entre los cuales los más importantes son:

- (a) Velocidad de entrada del flujo
- (b) Distribución de las velocidades en la zona de entrada
- (c) Número de Reynolds del sedimentador
- (d) Cantidad y forma de los depósitos de lodos en los sedimentadores horizontales
- (e) Velocidad en la zona de salida
- (f) Distribución de las velocidades en la zona de salida
- (g) Corrientes de densidad térmicas o de concentración
- (h) Corrientes debidas al viento

Todos estos factores combinados hacen que las masas de agua se desplacen con velocidad variable dentro del sedimentador.

Como la medición directa de la distribución de estas velocidades es poco práctica,

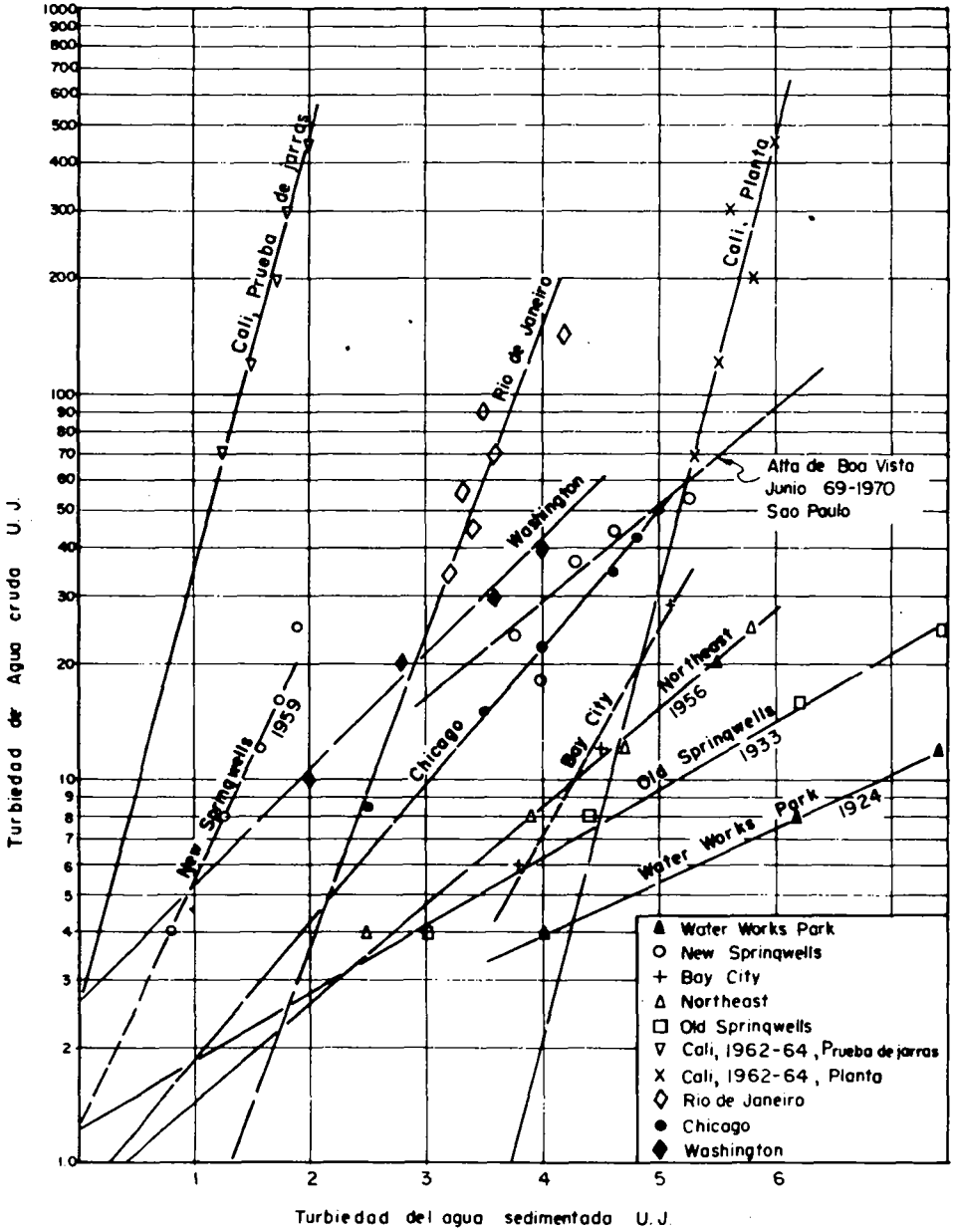


Fig. 6-4 Turbiedades afluentes y efluentes de sedimentadores horizontales (según Hudson).

se recurre a las pruebas con trazadores que se podrían considerar como evaluación indirecta de ellas.

En el capítulo IV se hizo una descripción de dichas pruebas y se dieron las fórmulas básicas de Wolf y Resnick para el cálculo del flujo de pistón, flujo completamente mezclado y el porcentaje del volumen considerado como muerto.

En un decantador el proceso es enteramente similar al descrito:

- (a) A la entrada del sedimentador se inyecta la substancia trazadora en forma instantánea o en forma continua como se explicó antes.
- (b) Después de cierto tiempo (menor que la mitad del tiempo de retención teórico), se empiezan a tomar muestras en la salida del tanque y a determinar en el laboratorio las respectivas concentraciones. Las muestras pueden extraerse a intervalos regulares de tiempo cada 15 ó 30 minutos por ejemplo.
- (c) Los resultados obtenidos se llevan a un gráfico, en el que para los tiempos t/t_0 se marcan los valores de $1 - C/C_0 = 1 - F(t)$. En donde C_0 es la concentración del trazador agregada inicialmente y $t_0 = \text{Volumen/gasto}$, o tiempo teórico de detención.

Un ejemplo aclara lo anterior:

En un ensayo realizado por Hudson en la planta de Guandú (Río de Janeiro), se usó flúor como trazador. Al cabo de un tiempo de aplicarlo en forma continua se obtuvo una máxima concentración de 1.2 mg/lit en el efluente. El período nominal de retención del tanque era 4.75 horas. Hallar (a) la fracción del flujo de pistón; (b) la fracción de flujo mezclado; (c) la fracción del volumen de espacios muertos.

Los datos del ensayo están consignados en la tabla 6-2.

Tabla 6-2 concentración-tiempo en el decantador de Guandú (Río de Janeiro)

Tiempo	Concentración de Flúor mg/lit	t/t_0 $t_0 = 4.75 \text{ hrs}$	C/C_0 $C_0 = 1.2$	$1 - C/C_0 =$ $(1 - F(t))$
1	0.1	0.210	0.083	0.917
1.5	0.3	0.316	0.108	0.892
2.0	0.5	0.420	0.417	0.583
2.5	0.7	0.530	0.582	0.418
3.0	0.9	0.630	0.750	0.250
3.5	1.0	0.740	0.830	0.170
4.0	1.2	0.870	1.000	0.000

Respuesta:

Con los datos anteriores hemos dibujado en la figura 6-5

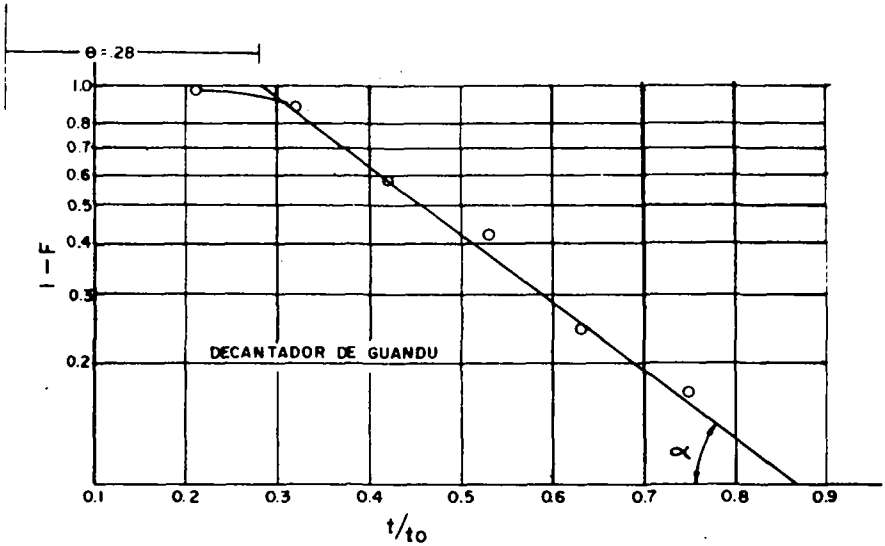


Fig. 6-5 Prueba de trazadores en un decantador de Guandú (Río de Janeiro)

- (a) Para hallar el porcentaje de flujo considerado como de pistón, usamos la fórmula 4-12. Así:

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{0.435}{\theta} \times \frac{p}{1-p} = \frac{1}{0.87 - 0.28} = 1.70$$

de donde $p = \frac{\theta \operatorname{tg} \alpha}{0.435 + \theta \operatorname{tg} \alpha} = \frac{0.28 \times 1.70}{0.435 + 0.28 \times 1.70} = 52.4 \%$

- (b) El flujo perfectamente mezclado será:

$$(1 - p) = 100 - 52.4 = 47.6 \%$$

- (c) El porcentaje del volumen del tanque considerado como muerto será:

$$100 \theta = p(1 - m); m = 1 - \frac{100 \theta}{p} = 1 - \frac{28}{52.4} = 46.5 \%$$

Interpretación de los resultados

Los mismos comentarios que se hicieron para las pruebas de trazadores en los floculadores son válidos en el caso de los sedimentadores.

La determinación del porcentaje de flujo de pistón o de flujo mezclado, evalúa únicamente el comportamiento cinético de las masas de agua. Sin embargo, la eficiencia de un decantador depende no sólo de este aspecto, sino también de la densidad del floc y velocidad de caída de las partículas, lo que a su vez es función de la manera como se realice el proceso de floculación.

Como regla general muy aproximada, se podría decir que un sedimentador operando en buenas condiciones debería tener un 60 % de flujo de pistón y un 40 % de flujo mezclado. Rara vez el flujo de pistón es mayor del 70 % y esto no todo el tiempo. Un 20 % - 30 % del volumen del tanque clasificado como muerto, podría considerarse como promedio bueno.

III. ESTUDIO DE LOS LODOS

(a) En tanques de flujo horizontal

En sedimentadores de flujo horizontal, el estudio con trazadores puede complementarse con la investigación de la forma que toman los lodos sedimentados en el decantador. Esto es posible sólo cuando no existen equipos barrelosos.

El procedimiento consiste en suspender el flujo en el tanque que se va a analizar por 24 horas, al cabo de las cuales se baja hasta el fondo un palo o varilla graduada, en cuyo extremo se ha puesto un disco de madera pintado de blanco brillante como lo indica la figura 6-6.

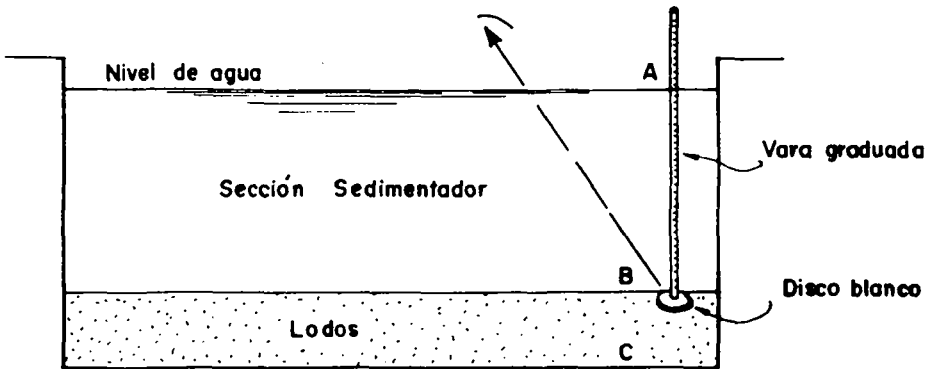
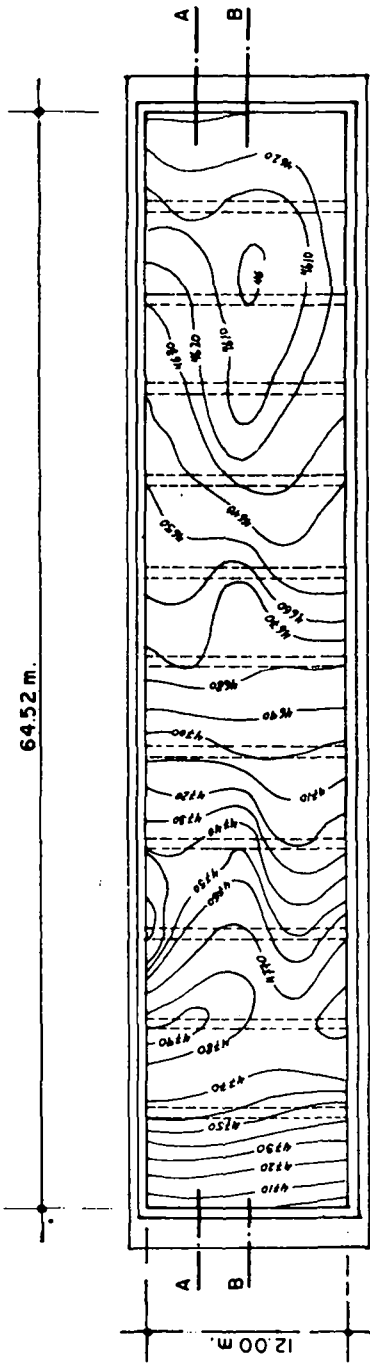


Fig. 6-6

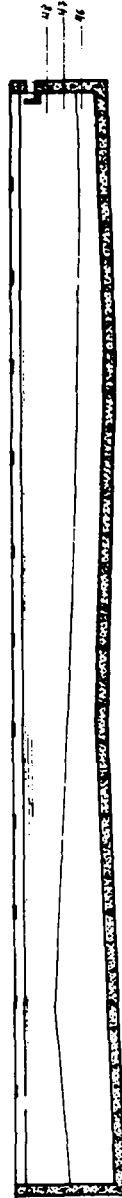
En el instante en que este disco se sumerge en el lodo, desaparece de la vista del observador. Haciendo esta labor con cuidado, se puede entonces medir la profundidad AB entre la superficie del lodo y la superficie del agua. Repitiendo esta operación en una serie escogida de sitios en el sedimentador, se obtiene la "topografía" de los lodos decantados. Un ejemplo se muestra en la figura 6-7, que corresponde al estudio de los decantadores de El Placer, de Quito, Ecuador.

La topografía así obtenida debe ser corregida, por efecto de la pendiente del fondo del tanque, para que represente el volumen real de lodos depositados por metro cuadrado.

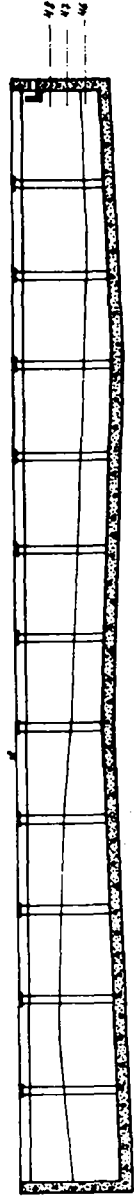
Dibujando secciones de este diagrama, se puede estudiar dónde quedaron situados los fangos. En un decantador en buenas condiciones casi todo el lodo queda depositado en el primer tercio del tanque y una proporción menor en el resto.



PLANTA
Esc. 1:400



ELEVACION CORTE A-A



ELEVACION CORTE B-B

Fig. 6-7 Topografía y perfil de lodos - Planta de tratamiento de Quito

La presencia de dos o más puntos de gran acumulación, o el depósito preferencial situado junto a uno de los muros, o cualquier otra irregularidad en los perfiles, puede indicar un trabajo deficiente del sedimentador. La interpretación de los resultados debe hacerse de acuerdo con las pruebas de trazadores.

En el ejemplo de la figura 6-7 se puede observar que existen puntos de depósito preferenciales hacia las paredes del sedimentador, tal vez, debido a la influencia de las columnas que soportan las pasarelas que hay sobre el tanque. Los lodos están repartidos casi uniformemente a lo largo del fondo del decantador, lo que es indicativo de una pobre coagulación pues el asentamiento de partículas debió producirse preferentemente al comienzo, si el peso de los floculos hubiera sido mayor y no hubiera habido interferencias hidráulicas.

(b) En tanques de flujo vertical

En los tanques de flujo vertical y manto de lodos, el estudio debe orientarse hacia la calidad y cantidad de los fangos sumergidos.

El análisis de los lodos ya depositados y compactados en los concentradores, da relativamente poca información.

Para estudiar la concentración y velocidad de asentamiento de la interfase (ver capítulo V), lo principal es tomar una muestra del manto sin disturbar.

Con este propósito pueden usarse equipos como los que se describen en la figura 6-8, los cuales se pueden bajar abiertos hasta que penetren a una profundidad dada dentro del manto, cerrarlos tirando del cable correspondiente y volverlos a subir. Con la muestra así obtenida, se puede hacer uno o varios de los siguientes ensayos, según lo que se desee:

1. Determinación de la velocidad de descenso de la interfase
2. Determinación de la concentración volumétrica de lodos
3. Determinación de la concentración al peso de los lodos
4. Determinación del peso específico de los lodos.

1. Determinación de la velocidad de descenso de la interfase

La determinación de la velocidad de descenso de la interfase se hace así:

(a) Agítase la muestra tomada (teniendo cuidado de no romper el floc).

(b) Mídase la altura de la interfase a regulares intervalos de tiempo, preferentemente cada minuto o medio minuto.

(c) Los datos tomados se llevan a una curva, en el que en las ordenadas se marcan las alturas y en las abscisas, los tiempos en minutos.

(d) La pendiente del sector recto de la curva (asentamiento con velocidad constante), será la velocidad de descenso de la interfase v_i :

$$v_i = \frac{h_1 - h_2}{t_2 - t_1}$$

Como la velocidad de asentamiento v_i debe ser sensiblemente igual a la velocidad de ascenso o carga superficial del reactor v , (véase capítulo V), este ensayo sirve para determinar si el manto tiende a expandirse (cuando $v_i < v$) o a contraerse (cuando $v_i > v$).

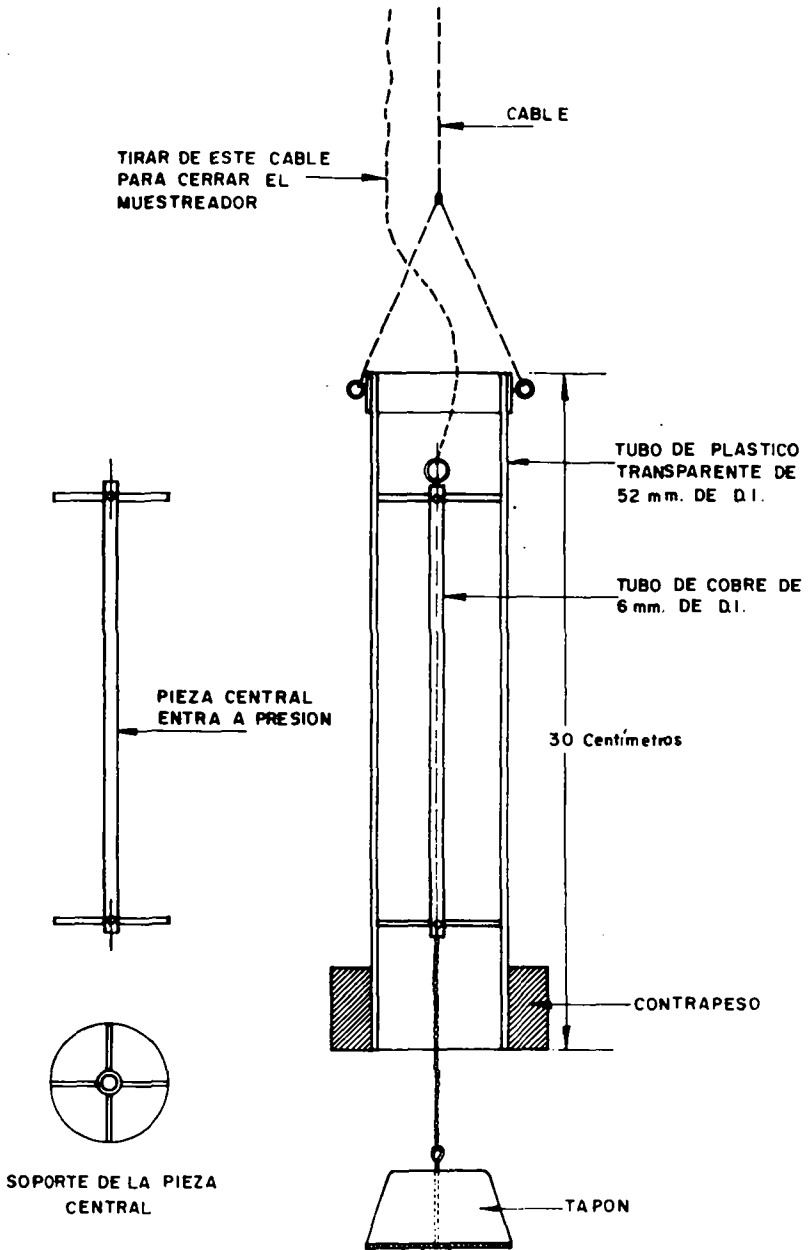


Fig. 6-8 Aparato para tomar muestras de un manto de lodos

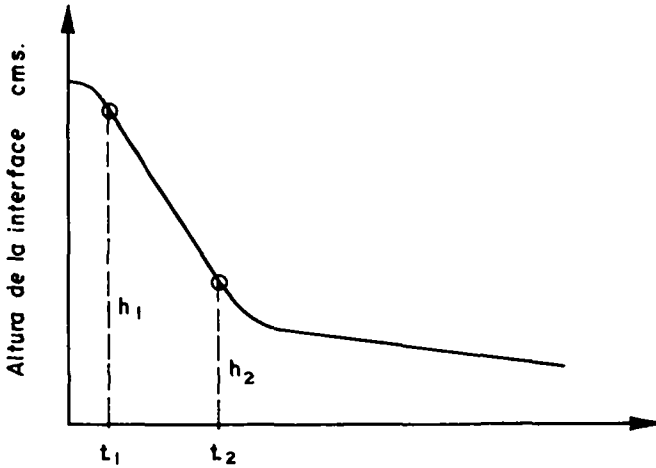


Fig. 6-9 Velocidad de asentamiento de la interfase de un manto de lodos

Si el manto tiende a expandirse quiere decir que su concentración es demasiado alta y hay que purgar el reactor. Si tiende a contraerse significa que su concentración es baja y deben cerrarse por tanto las purgas y aumentarse la recirculación cuando la hay, para incrementar el número de partículas en el manto. Esta prueba puede ser difícil de ejecutar cuando la concentración es baja o existe flóculos livianos que no permiten definir la interfase.

2. Determinación de la concentración volumétrica del manto

La determinación de la concentración volumétrica de sólidos de una muestra de lodos suspendidos o fracción húmeda, ofrece cierto problemas.

Las muestras pueden tomarse con equipos tales como los descritos en las figuras 6-8 ó 6-10 y verterse en un cilindro graduado, donde se dejan decantar por no menos de 24 horas, antes de leer el volumen en centímetros cúbicos de los lodos compactados en el fondo. La fracción volumétrica será igual al volumen de lodos dividido por el volumen total de la muestra analizada. El resultado puede expresarse también en por ciento multiplicándolo por 100, o en ppm multiplicándolo por 10^6 .

Lo más importante para que la determinación sea consistente, es evitar que se formen puentes entre las partículas que incrementan el volumen de los sólidos sedimentados aumentando su hidratación.

El uso, por eso, de conos Inhoff no es recomendable, pues la sección inferior del cono ofrece demasiado soporte para la formación de puentes. Igual sucede con cilindros graduados pequeños como los de 100 ml con diámetro de 1-1/2" (2.86 cm).

Es preferible usar cilindros mayores de 1,000 a 2,000 ml con 3" (7.5 cm) de diámetro, en donde los lodos se sedimentan formando una capa ancha.

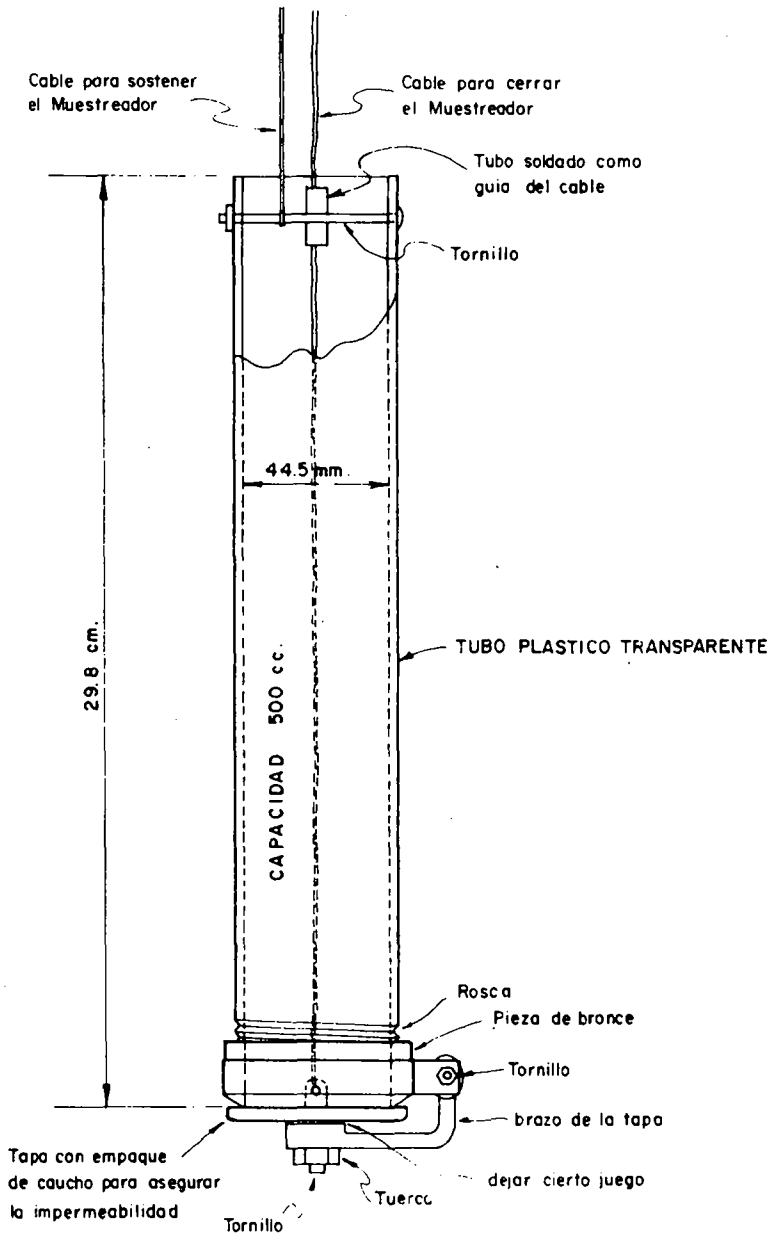
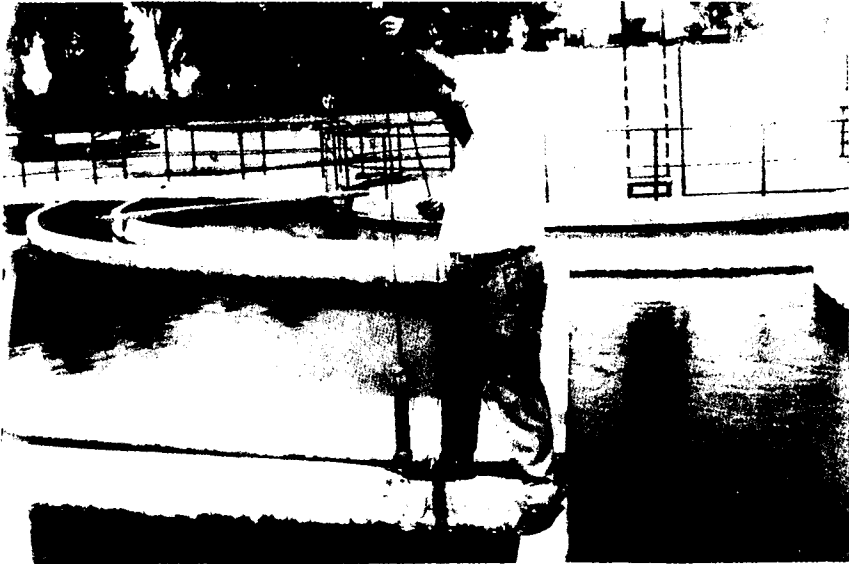


Fig. 6-10 Aparato para tomar muestras del manto de lodos en decantadores de flujo vertical



Toma del perfil de lodos en los sedimentadores de la planta de tratamiento de Carangola. Belho Horizonte, Brasil.



Toma de muestra de lodos en los sedimentadores de manto de lodos de la planta de tratamiento de La Atarjea, Lima, Perú.

Para ayudar a la compactación conviene agitar muy suavemente el material depositado cada cierto tiempo, o colocar el cilindro sobre un vibrador suave.

Cuando se toman muestras a diferentes profundidades del clarificador y distintas zonas, se puede estimar la forma como el manto está suspendido.

Lo ideal sería conseguir una concentración uniforme en todo el manto. Sin embargo rara vez se logra esto, especialmente cuando se usan altas velocidades ascensionales (mayores de 4 cm/min) o existe un sistema de agitación mecánica.

Al unir los puntos que tienen igual concentración (Isoconcentración), se obtienen curvas como las de la figura 6-11, tomada de los estudios de Bond (1). Se ve en ellas

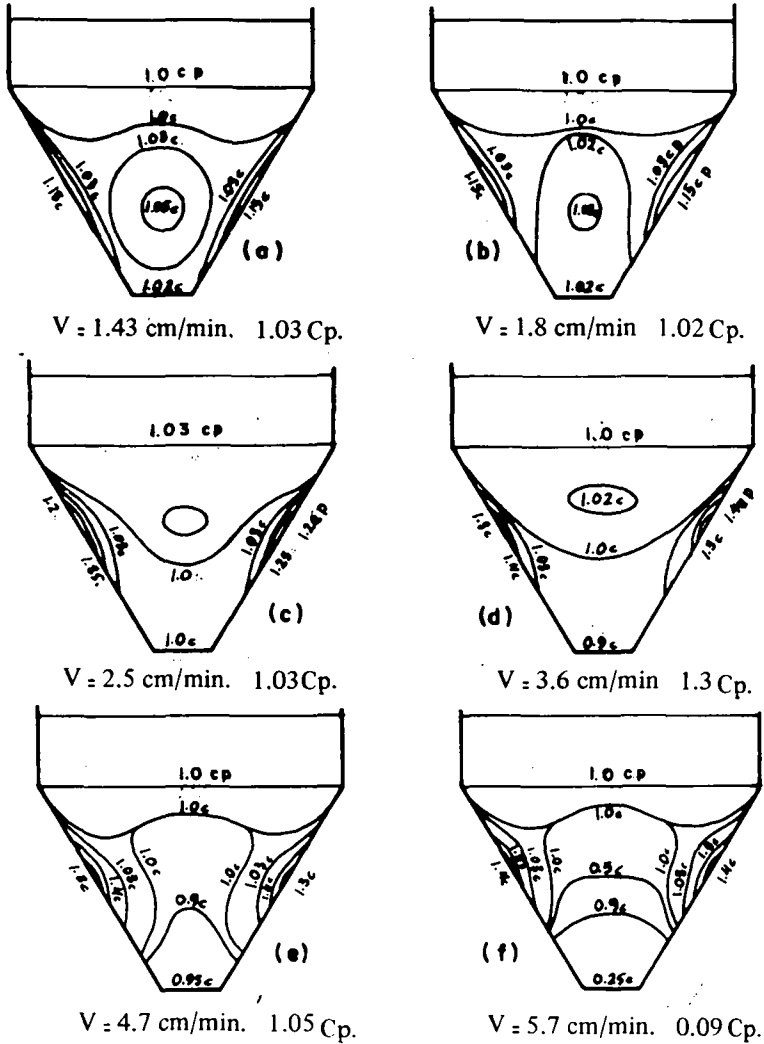


Fig. 6-11 Concentración del manto a varias velocidades ascensionales

como, a medida que la velocidad aumenta, la concentración de lodos en el fondo disminuye, con respecto a la concentración promedio C_p . Cuando existen grandes turbulencias en el tanque y pobre funcionamiento, se encuentran mucha diferencia de concentración en sectores contiguos.

3. Determinación de la concentración al peso

La concentración al peso se determina obteniendo el residuo total de la porción de lodos decantados. El procedimiento puede ser el siguiente:

- (a) Dejar decantar de cuatro a seis horas la muestra de lodos en una jarra o beaker de 2,000 ml.
- (b) Extraer luego el sobrenadante, sin disturbar los lodos sedimentados, por un sifón o con una pipeta volumétrica, hasta reducir la muestra a unos 250 ml. Puede usarse directamente también una muestra de 250 ml sin concentrar.
- (c) Desechar una cápsula de platino, níquel o porcelana de 250 ml durante media hora a 103-105°C, enfriarla y pesarla en la balanza analítica.
- (d) Colocar dicha cápsula en un baño María hirviendo, e ir vertiendo en ella la muestra de lodos hasta evaporar el agua que contenga.
- (e) Limpiar muy bien la cápsula por fuerza y desecarla durante 80 minutos, a 103-105°C en una estufa apropiada.
- (f) Sacar luego la cápsula, enfriarla en el desecador y pesarla.

La concentración será igual a:

$$\frac{\text{Diferencia de peso de la cápsula en gramos}}{\text{Volumen de muestra original en litros}} = \text{grm/lt}$$

Esta operación debe repetirse varias veces hasta obtener un peso constante.

4. Peso específico de los lodos

Este es un ensayo que requiere gran cuidado, especialmente en el manejo de la balanza analítica, y consume por eso bastante tiempo.

Se puede realizar en la forma siguiente:

- (a) Colocar en un matraz, una muestra de agua destilada de 250 ml y pesarla cuidadosamente. La temperatura del agua debe ser medida.
- (b) En el mismo matraz, previamente secado en el desecador a 103-105°C y enfriado, poner una muestra de 250 ml de los lodos por analizar, conservando la temperatura de éstos igual a la del agua destilada. Pesarla cuidadosamente.
- (c) Determinar luego el peso de los residuos totales en la forma explicada en el ensayo anterior.

Partiendo de la diferencia de peso entre el matraz con agua destilada y el matraz con agua y lodos, el peso específico puede calcularse de la forma siguiente:

$$S_s = \frac{P_L}{V_L} = \frac{PL}{\frac{P_a}{\gamma_a} - \frac{P_b - P_L}{\gamma_a}}$$

En donde: P_L = Peso de los lodos desecados en grms

V_L = Volumen de los lodos secos en ml

P_a = Peso del matraz + agua destilada

P_b = Peso del matraz + muestra de lodos

γ_a = Peso específico del agua destilada

γ_a' = Peso específico de la muestra de lodos

Cuando la temperatura del agua destilada es igual a la de los lodos

$\gamma_a = \gamma_a'$ y por tanto:

$$S_s = \frac{P_L}{P_a - P_b + P_L} = \frac{P_L}{P_L - (P_b - P_a)}$$

Ejemplo:

Se tomó una muestra de 250 ml de un manto de lodos. El peso del matraz con agua destilada fue de 334.0 gm.; el del matraz con los lodos a igual temperatura, 334.56 gm; y el de los lodos desecados hasta peso constante, 2.18 gm. Encontrar el peso específico.

Peso de matraz + lodos $P_b = 334.56$ gm

Peso de matraz + agua destilada $P_a = 334.00$ gm

, Diferencia de pesos $P_b - P_a = 0.56$ gm

Peso de los lodos desecados $P_L = 2.18$ gm

Volumen de los lodos secos $P_L - (P_b - P_a) = V_L = 1.62$ ml

$$\text{Peso específico} = \frac{P_L}{V_L} = \frac{2.18}{1.62} = 1.34$$

IV. COLUMNAS DE SEDIMENTACION

Se dijo en el capítulo anterior que la prueba de jarras no es representativa del proceso que se realiza en un manto de lodos. Generalmente se necesitan menos coagulantes en el prototipo que en las jarras para producir una óptima desestabilización. Algunos operadores tienen, por eso, costumbre de aplicar en la planta un cierto porcentaje de lo que la prueba de laboratorio indica.

Este porcentaje se toma en forma empírica, observando el efluente de los clarificadores y estimando la dosificación respectiva. Tal sistema está sujeto a un gran margen de error.

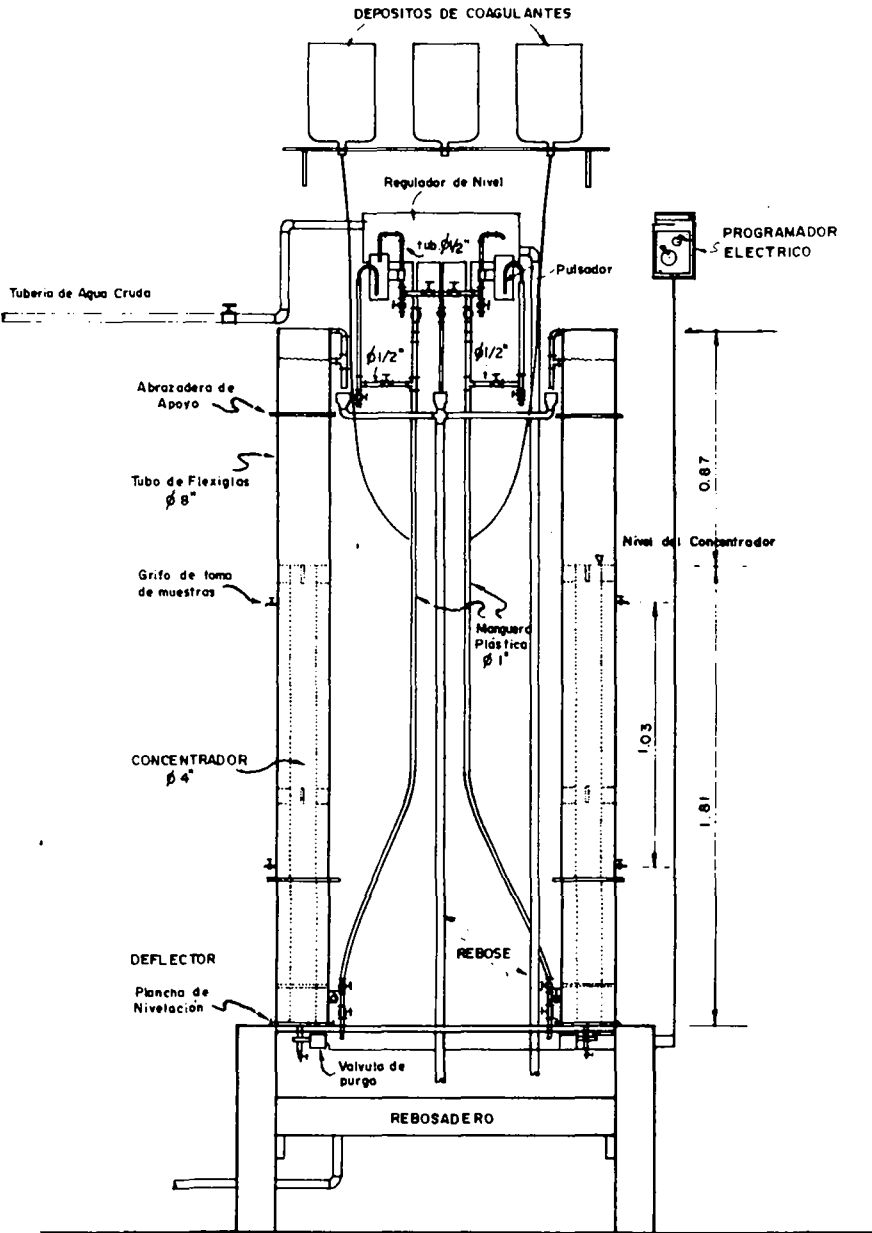
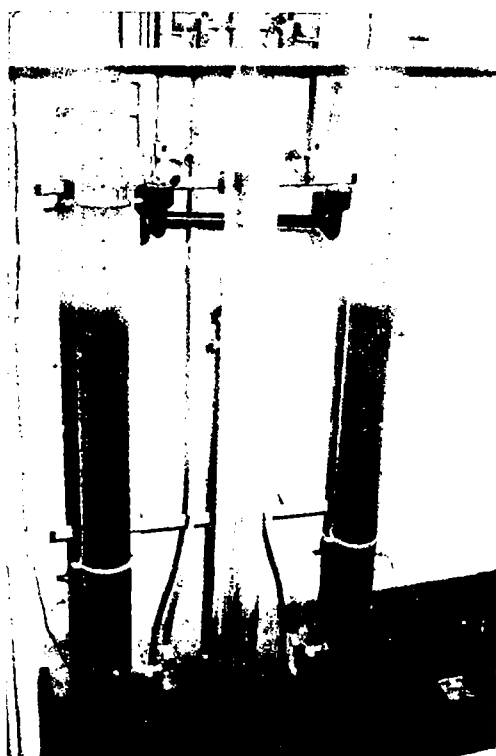


Fig. 6-12 Clarificadores experimentales.

Esquema de una planta piloto de sedimentación vertical.



Clarificadores pilotos de la planta de tratamiento de Lima, Perú. Sistema de sifones.



Clarificadores pilotos de la planta de tratamiento de Lima, Perú.

El uso de columnas de sedimentación en este caso puede ser altamente recomendable.

Consiste en colocar en un sitio conveniente de la planta (preferentemente a donde el agua cruda llega por gravedad) dos o más tubos plásticos transparentes debidamente equipados con sus entradas y salidas, de tal forma que el agua pueda penetrar por la parte inferior y salir por la superior formando un manto de lodos. Si éste tiene un vertedero de control, debe dejarse uno similar en las columnas de sedimentación. Por otra parte, la altura de las columnas debe ser tal que se pueda mantener un manto de igual profundidad que en los prototipos.

La dosificación de coagulantes debe ser independiente para cada columna, ya se haga con microbombas o con cualquier otro sistema de dosificación simple por gravedad, de manera que a cada una se le pueda inyectar una dosificación diferente.

De esta manera por observación directa, se puede determinar cuál de ellas es la que produce un floc más compacto y deja una interfase mejor definida y estable. La dosis con que esté trabajando esta columna, será la que se aplique a los prototipos.

La figura 6-12 muestra la planta piloto que se construyó para la planta de tratamiento de La Atarjea (Lima). Esta consiste en dos tubos de plexiglass de 8", con un tubo concéntrico de 4" en el medio cortado a 1.81 m de altura para que actúe como vertedero de lodos, similar al que existe en los Pulsadores Degremont que tiene la planta.

Los coagulantes se ponen en las botellas dosificadoras colocadas encima de las columnas de sedimentación, y se dosifican por gravedad mediante un cuentagotas del tipo usado para la inyección de suero, en hospitales.

El sistema trabaja totalmente por gravedad.

B I B L I O G R A F I A

1. Bond, A.W.; (Sept. 1960), "An Upflow Solids Contact Basin", The Institution of Engineers, Australia, Vol. CE 2, No. 2.
2. Camp, T.R., (1946), "Sedimentation and the Design of Settling Tanks", Trans. ASCE, Vol. III, Pag. 895.
3. Hazen, A., (1904), "On sedimentation", Trans. ASCE, Vol. 53, p. 45.
4. Ingersoll A., McKee, J., Brooks, N.Y., (Jan. 1955), "Fundamental concepts of rectangular settling tanks", Proc. ASCE, Vol. 81, p. 590-1

VII

TEORIA DE LA FILTRACION DEL AGUA

Introducción

El objetivo básico de la filtración es separar las partículas y microorganismos objetables, que no han quedado retenidos en los procesos de coagulación y sedimentación. En consecuencia el trabajo que los filtros desempeñan, depende directamente de la mayor o menor eficiencia de los procesos preparatorios.

La filtración puede efectuarse en muchas formas distintas: con baja carga superficial (filtros lentos) o con alta carga superficial (filtros rápidos), en medios porosos (pastas arcillosas, papel de filtro) o en medios granulares (arena, antracita, granate o combinados), con flujo ascendente de abajo hacia arriba o descendente de arriba hacia abajo y mixto (parte ascendente y parte descendente). Por último, el filtro puede trabajar a presión o por gravedad, según sea la magnitud de la carga hidráulica que exista sobre el lecho filtrante. La tabla 7-1 presenta una clasificación de los filtros basada en estas ideas.

Tradicionalmente en las plantas de tratamiento municipales, se han utilizado filtros de arena con flujo descendente por gravedad. Inicialmente se usaron cargas superficiales del orden de $7-14 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ y posteriormente se aumentaron a $120-180 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$. En la actualidad, se está trabajando con velocidades aún mayores ($180-400 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$), para lo cual se emplean medios filtrantes no homogéneos compuestos de capas de antracita y arena o antracita, arena y granate.

Tabla 7-1 Clasificación de los filtros

Según la velocidad de filtración	Según el medio filtrante usado	Según el sentido del flujo	Según la carga sobre el lecho
Rápidos $120-360 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$	1. Arena (h : 60-75 cms)	Ascendentes	Por gravedad
	2. Antracita (h : 60-75 cms)	Descendentes	Por presión
	3. Mixtos: antracita (50-60 cms) y arena (15-20 cms)		
	4. Mixtos: arena, antracita, granate	Flujo mixto	
Lentos $7-14 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$	Arena (h : 60-100 cms)	Descendente Ascendente	Por gravedad

El sentido del flujo de los filtros ha permanecido descendente especialmente en las Américas, pero se han hecho ensayos en Europa y Rusia con filtros de flujo ascendente o mixtos cuyo mérito discutiremos posteriormente.

I. HISTORIA DE LA FILTRACION

Los filtros inicialmente tuvieron carácter doméstico. Entre nosotros se usaron por mucho tiempo los filtros de piedras porosas colocadas en tinajeros. En Francia se difundieron mucho en el Siglo XVIII y XIX los filtros de esponjas, paños, lana y otros materiales. Cuando se hicieron los primeros filtros no domésticos, el agua filtrada no se distribuía por tuberías, sino que se vendía por galones al consumidor. Así surgieron las primeras Compañías de Agua que fueron de carácter privado. A partir de 1856, en Francia aparecieron los filtros a presión: "Fonvielle" y "Souchon". Los primeros estaban constituidos por un cono truncado de hierro fundido con tapa semiesférica, en el cual había 0.70 m. de lecho filtrante compuesto de 0.25 m. de esponjas marinas, 0.25 m. de piedra caliza y 0.20 m. de arena de río. Se lavaban extrayendo el material filtrante. Los segun-

dos estaban constituidos por tres lechos de paño de 0.20 m. de espesor. El objeto de estos filtros era el de colar los sedimentos del agua.

Fue en Inglaterra (Paisley, Escocia) en 1804, donde por primera vez se pensó en hacer una instalación de filtros para toda una población. Más tarde en 1829, en Londres (Chelsea) se construyó la primera planta de filtros lentos de arena hecha por "The Chelsea Water Work Co.". A medida que la demanda de agua filtrada aumentaba, se fue estudiando más a fondo el trabajo de los filtros y se halló, que ellos no sólo hacían un proceso de cribado sino que también transformaban la materia orgánica. Se formaron dos escuelas: los que creían en la filtración de arriba hacia abajo (descendente) y los que creían en la de abajo hacia arriba (ascendente). Los primeros alegaban que al filtrar hacia abajo, la mayoría de la materia suspendida quedaba retenida en las primeras capas del lecho, lo que facilitaba la limpieza del filtro, pues bastaba raspar esas capas (procedimiento que todavía se usa en los filtros lentos). Los segundos decían que al filtrar hacia arriba a través de material cada vez más fino, la gravedad producía el asentamiento de la mayoría de las partículas en el fondo del filtro, y las restantes que alcanzaran a subir, podrían ser fácilmente lavadas invirtiendo el sentido del flujo. Lentamente se impuso la primera escuela (Filtración descendente) y el uso de los filtros lentos de arena se popularizó tanto en Europa como en América. Con el advenimiento de la Microbiología, nacida a mediados del Siglo XIX, (L. Pasteur, 1822-1895), se le fue dando cada vez mayor importancia al aspecto bacteriológico de la filtración, y ya a fines de dicho siglo muchas ciudades tanto del viejo como del nuevo mundo habían construido plantas de filtración.

El mejor conocimiento del proceso condujo al diseño de los filtros rápidos, que aparecieron en Norteamérica a mediados del siglo pasado, bajo patente. Se les llamó filtros "mecánicos" o "americanos" en contraposición a los "filtros ingleses" que eran los lentos. La gran innovación de los filtros rápidos fue en la limpieza del lecho filtrante, pues en lugar de hacerse raspando la capa superior del mismo que era un sistema largo y costoso, se hacía invirtiendo el sentido del flujo, que en el proceso de filtrado era de arriba hacia abajo y en el de lavado de abajo hacia arriba, con lo cual se eliminaban las impurezas que habían quedado retenidas en el lecho. Esto facilitaba la operación casi continua del filtro y permitía el uso de cargas superficiales considerablemente mayores (aproximadamente 30 veces más) que la de los filtros lentos.

El primer filtro "mecánico" o rápido lo construyó en los Estados Unidos, en la ciudad de Somerville en 1855, I. Smith Hyatt (1835-1885), quién había obtenido patente el año anterior para un sistema de "coagulación-filtración". Hyatt no usaba todavía el sulfato de aluminio sino coagulantes férricos, los cuales inyectaba antes de que el flujo entrara al filtro, para formar una capa de material coagulado en la superficie del mismo.

Este sistema pasó a Bélgica, Alemania y Francia y pronto surgieron varias compañías que obtuvieron patentes para sus respectivos diseños.

El mayor inconveniente que tenían era que por falta de un sistema de sedimentación adecuado, los filtros se tapaban con demasiada frecuencia cuando la turbiedad afluente era muy alta, lo que obligaba a gastar mucha agua en el lavado.

Por esta razón en la planta de tratamiento (*) de Louisville (1898) y Little Fall (Estados Unidos) más tarde, se introdujeron sistemas de mezcla, coagulación y sedimentación en tanques separados, a fin de remover la mayoría de las partículas sedimentables antes de que llegaran a los filtros. Esta última planta tenía una capacidad de 0.34 mgd (18 lt/seg) y su funcionamiento fue mucho más eficiente. Sus lineamientos generales coinciden con los diseños del presente.

Fue así como a partir de los filtros como proceso único de tratamiento, se fueron creando las plantas de potabilización modernas, en las que todos los tratamientos son preparatorios o complementarios de la filtración.

En los últimos sesenta años, tanto la teoría como la práctica de la filtración se han venido desarrollando notablemente, pero sin que se le hayan hecho modificaciones sustanciales al proceso inicial.

II. MECANISMOS RESPONSABLES DE LA FILTRACION

El agua, ya sea sedimentada o no, que entra a un filtro, contiene una variedad muy grande de partículas en suspensión. Su tamaño puede variar desde flóculos relativamente grandes de 1 mm de diámetro hasta coloides, bacterias y virus con tamaños inferiores a 10^{-3} mm (1μ). Dentro de esta gama, se puede encontrar partículas electropositivas, electronegativas y neutras, o microflóculos con polímeros adsorbidos. Todo este conjunto queda en mayor o menor proporción retenido en el lecho filtrante, preferentemente adherido a la superficie de sus granos formando una película alrededor de ellos, cuya resistencia al esfuerzo cortante producido por la fuerza de arrastre del flujo, es función de la magnitud de las fuerzas que mantienen pegadas las partículas a cada elemento del medio granular. Si estas fuerzas son débiles, el floc será arrastrado por el flujo y penetrará cada vez más hondo, hasta que eventualmente aparecerá en el efluente. Si son en cambio fuertes, el floc quedará retenido obstaculizando el paso del agua, temporalmente.

Resulta de aquí, que el mecanismo que transporta la materia en suspensión dentro del lecho filtrante y lo adhiere con mayor o menor eficiencia a él, tiene que ser distinto según sea el tamaño de las partículas, su densidad y las características electroquímicas que posea.

El floc grande, cuyo volumen es mayor que el de los poros del medio granular, queda removido por simple cernido en los intersticios del lecho; en cambio, el material finamente dividido, cuyo orden de magnitud es varias veces menor que el de los poros (las bacterias son hasta 100 veces menores que ellos), queda retenido debido a una variedad de fenómenos, que describiremos luego, y que pueden actuar separada o simultáneamente y tener mayor o menor importancia, según el tipo de suspensión y lecho filtrante de que se trata.

(*) En Holanda en 1880, B. Salbach, ingeniero alemán de Dresde, construyó un sistema de sedimentadores con coagulación de sulfato de aluminio, como pretratamiento para un sistema de filtros lentos que existían en la población de Groningen.

Las partículas de menor diámetro que los poros del medio filtrante, entran libremente en el material granular, y tienen que atravesar una distancia relativamente grande antes de poderse adherir a los granos que forman dichos poros. El proceso de filtración por tanto se puede considerar que ocurre en dos etapas distintas pero complementarias, como lo sugiere O'Melia y Stumm (26):

1. La de transporte de las partículas dentro de los poros
2. La de adherencia a los granos del medio.

Los mecanismos que pueden realizar el transporte son:

- (a) Cernido
- (b) Sedimentación
- (c) Intercepción
- (d) Difusión
- (e) Impacto inercial

Los que pueden realizar la adherencia:

- (a) Fuerzas de Van der Waals
- (b) Fuerzas electroquímicas
- (c) Puente químico.

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

Pero hay que tener en cuenta que dada la complejidad del fenómeno, más de un mecanismo deberá entrar en acción para transportar y adherir los diferentes tamaños de partículas al medio granular.

1. Transporte de partículas

Los distintos mecanismos de transporte de las partículas dentro de los poros del medio filtrante están esquematizados en la figura 7-1.

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

(a) Cernido

Es evidente que cuando la partícula es de tamaño mayor que los poros del lecho filtrante, puede quedar atrapado en los intersticios, cuyo tamaño suele variar entre 0.1 y 0.2 mm para granos de 0.5 mm, y entre 0.3 y 0.6 mm para los de 1.2 mm, dado que el floc grande puede tener de 0.5 a 2.0 mm de diámetro. El cernido actúa sólo en las capas más superficiales del lecho y con partículas relativamente fuertes capaces de resistir los esfuerzos cortantes producidos por el flujo, cuya velocidad aumenta en las constricciones.

Basado en consideraciones geométricas, Hall considera, que la probabilidad de remoción de una partícula por cernido p_r es directamente proporcional a su diámetro

“d” e inversamente proporcional al diámetro del grano del medio filtrante D_c elevado a los 3/2. Así:

$$Pr \approx \left[\frac{d}{D_c} \right]^{3/2} \quad (7-1)$$

Hay que tener en cuenta que el mecanismo de cernido es independiente de las características del floc afluente.

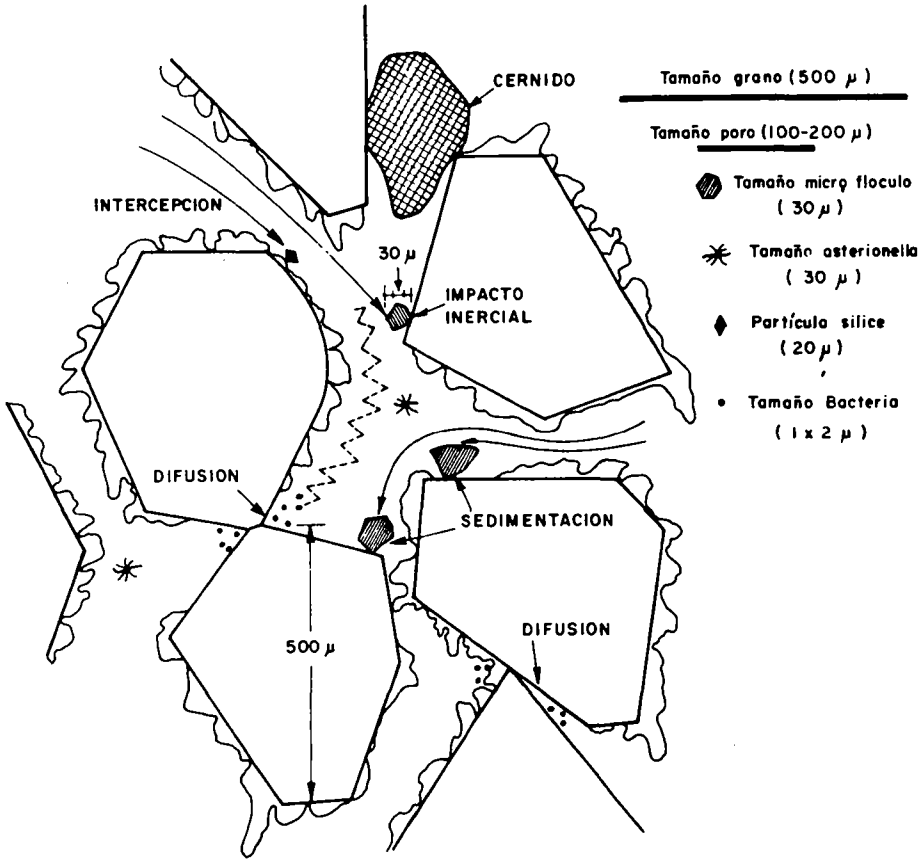


Fig. 7-1 Diferentes mecanismos que producen transporte de las partículas hasta los granos de un medio filtrante.

(b) Sedimentación

Ya en 1904, Hazen (15) había sugerido que la remoción de partículas menores que el tamaño de los poros, podía deberse a la sedimentación de ellas en la superficie de los granos.

En realidad esta superficie es muy grande. Hazen calcula que para arena seca de 0.35 mm de diámetro, 1 m³ puede tener un área superficial de 8.000 m².

Como no toda esta área está en condiciones de recibir sedimentos, ya que una parte de ella no es útil por estar los granos en contacto unos con otros y otra parte por estar en puntos donde la velocidad del flujo es muy alta, la superficie aprovechable para la sedimentación se ha estimado que puede ser solamente un 5.56 % de la total, o sea unos 444 m² por m³.

Aún aceptando un gran margen de error en estas cifras, es indudable que el medio filtrante ofrece una enorme área, donde los sólidos suspendidos pueden quedar depositados por sedimentación.

Varios autores, entre ellos Fair y Geyer (8) y Stanley (37), han desarrollado esta teoría y hallado relaciones entre la velocidad del flujo, la densidad y el tamaño de la partícula removida.

Sin embargo, este mecanismo no explica: por qué el filtro remueve el floc con un peso específico muy cercano al del agua, o partículas de tamaño coloidal como bacterias o virus cuya velocidad de sedimentación es del orden de milímetros por día, ni por qué la materia que ha sedimentado no es arrastrada de nuevo por el flujo, en especial teniendo en cuenta el aumento de velocidad en los intersticios.

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

(c) Intercepción

Camp y Stein (1) trabajando con un modelo de filtro, constituido por una caja de lucita transparente, dentro de la cual se habían dejado gránulos cilíndricos de 1 mm de diámetro, llegaron a la conclusión de que "la remoción del floc dentro del lecho es llevada a cabo primeramente por "contacto" de las partículas de floc con la superficie de los granos o con floc ya depositado o adherido a ellos".

La figura 7-2 esquematiza esta idea. Si suponemos que las partículas (A) viajan con las líneas de flujo, lo cual es cierto para bajas velocidades, resulta claro que al producirse el estrechamiento de dichas líneas en la constricción (B), éstas se ven forzadas a ponerse en contacto entre sí y con el medio filtrante, quedando interceptadas por éste.

El proceso progresa en una serie de pasos:

1. Inicialmente el floc empieza a pegarse a la cara superior del grano, y a medida que mayor cantidad de materia se le adhiere va siendo recubierta con una película, inclusive hasta la cara inferior.
2. Esta película va creciendo con el tiempo, con lo que la velocidad del flujo intersticial aumenta al disminuirse el tamaño de las constricciones, de modo que un menor nú-

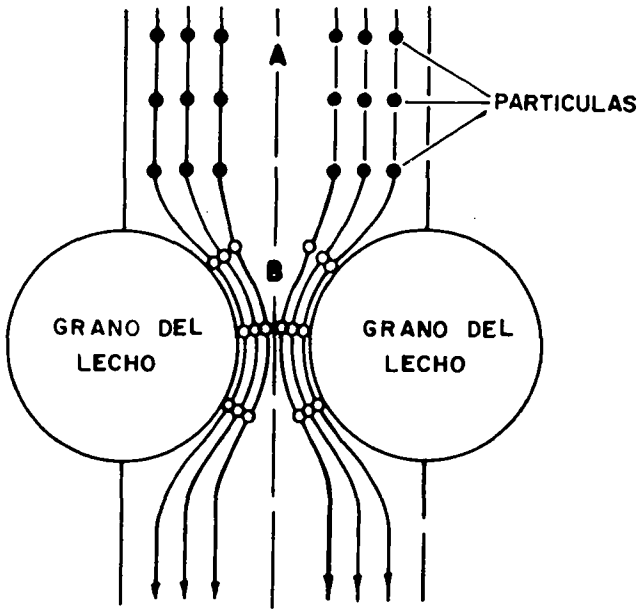


Fig. 7-2 Contacto casual de las partículas con el medio filtrante.

mero de partículas puede adherirse a los granos superiores y tiene que penetrar hasta las capas inferiores.

3. Al continuar la filtración, aparecen segmentos que cuelgan de los granos, los cuales eventualmente se rompen y son retenidos más abajo por otros granos menos recubiertos.

4. Este proceso de arrastre de la película se hace cada vez mayor a medida que su espesor crece, con lo que la colmatación del medio filtrante progresa en profundidad.

5. Existe una marcada diferencia en la capacidad de adhesión de las partículas de floc. Las partículas débiles son arrastradas y reemplazadas por otras más fuertes. Sin embargo, "casi cada solución preparada, concluye Stein, tenía sus características peculiares. Pequeñas diferencias en el pH final, a menudo afectaba la capacidad de adhesión y la resistencia de la película de floc al esfuerzo cortante".

Esta última observación no es compatible con el concepto de la intercepción directa. Si las partículas quedan retenidas por el simple estrechamiento de las líneas de flujo, la filtración será independiente de las características químicas de la suspensión.

Debe por tanto considerarse la existencia de otro tipo de fuerzas, que retengan la partícula adherida al medio granular como se verá más adelante.

Según O'Melia y Stumm (26), la eficiencia del filtro " λ " debido a la intercepción, es directamente proporcional al cuadrado del diámetro de la partícula " d_p " e inversamente proporcional al diámetro D_c del grano.

(d) **Impacto inercial**

Cuando la velocidad del flujo es baja, la partícula viaja como se supuso anteriormente con las líneas de flujo. En cambio cuando la velocidad es alta y la partícula es grande, debe tenerse en cuenta los efectos de la inercia, los cuales hacen que aquella pueda seguir una trayectoria distinta a la de las líneas de flujo, si adquiere suficiente cantidad de movimiento para eso. Esto implica que al pasar una suspensión alrededor de un obstáculo (véase (7-3)), mientras las líneas de flujo se curvan, las partículas pueden continuar con su trayectoria original, impulsadas por la fuerza de inercia, y chocar con el grano del filtro quedando adheridas a él.

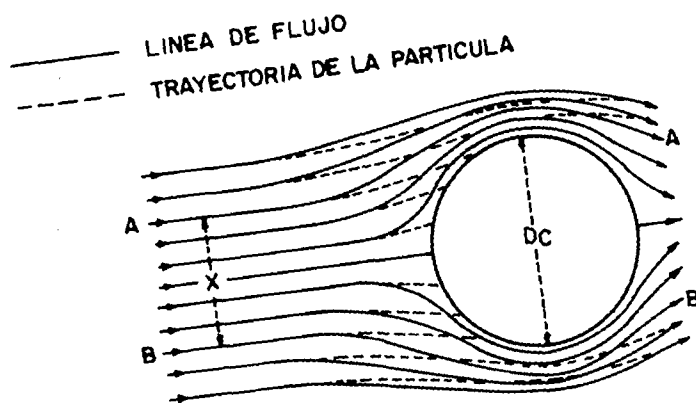


Fig. 7-3 Impacto inercial

Este es el principio con el cual trabajan los filtros de aire. Su eficiencia es directamente proporcional a la velocidad del flujo e inversamente proporcional al diámetro del medio filtrante.

En el caso de la filtración de suspensiones acuosas, la viscosidad del fluido hace difícil que la materia suspendida pueda adquirir suficiente cantidad de movimiento, como para que el impacto inercial sea de significación. Quizás por esto, al contrario de lo que sucede en los filtros de aire, a mayor velocidad del flujo generalmente se obtiene peor efluente.

(e) **Difusión**

Como habíamos visto en el capítulo II, debido al movimiento browniano, existe una tendencia de las partículas pequeñas a difundirse desde las áreas de mayor concentración a las áreas de menor concentración. Hay que tener en cuenta que la mayoría de las partículas que llegan al filtro, son menores de 10μ , (véase la figura 7.4).

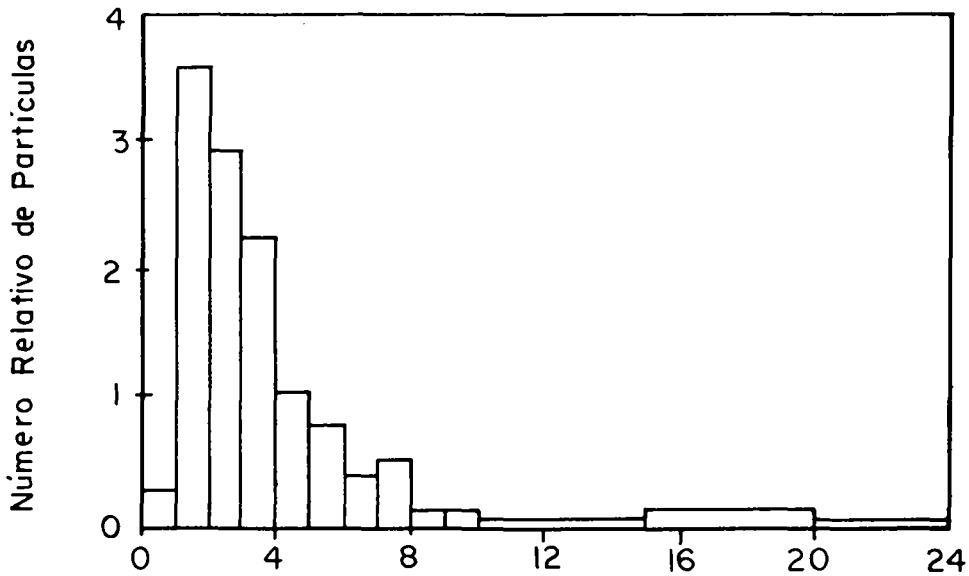


Fig. 7-4 Distribución por tamaños de las partículas encontradas en el afluente a los filtros en la planta de tratamiento de Atlanta (EE.UU.)

Experimentalmente se ha demostrado que las suspensiones de arcilla presentan fenómenos de difusión. Esta es la razón por la cual se puede encontrar sólidos adheridos a los granos del medio, en puntos donde la velocidad del flujo es prácticamente cero. La eficiencia del filtro debida a la difusión es directamente proporcional a la temperatura T e inversamente proporcional al diámetro de la partícula d_p y del grano D_c .

(f) **Importancia correlativa de los mecanismos de transporte**

Yao y colaboradores (42) han correlacionado la teoría de la filtración de aerosoles en medios fibrosos con la de la filtración de suspensiones acuosas en medios granulares, y han calculado la "eficiencia de un solo grano" considerada como la velocidad con la cual las partículas golpean al grano, dividido por la velocidad con la cual las partículas se aproximan hacia él.

$$\eta = \frac{\text{velocidad con la cual las partículas golpean el grano}}{v C \left(\frac{\eta D_c^2}{4} \right)} \tag{7-2}$$

Donde:

- η : eficiencia de un solo grano
- v : velocidad de filtración
- D_c : diámetro del grano
- C : concentración de partículas que entran al filtro.

El comportamiento del filtro es función de la eficiencia. Así:

$$\frac{dC}{dL} = - \frac{3}{2} \frac{(1-p)}{D_c} \alpha \eta C \quad (7-3)$$

En donde L es la profundidad del lecho y α la razón de adherencia, la que depende de las características químicas del floc.

Al calcular la eficiencia η para distintos tamaños de partículas en un filtro, se obtiene curvas como las de la figura 7-5.

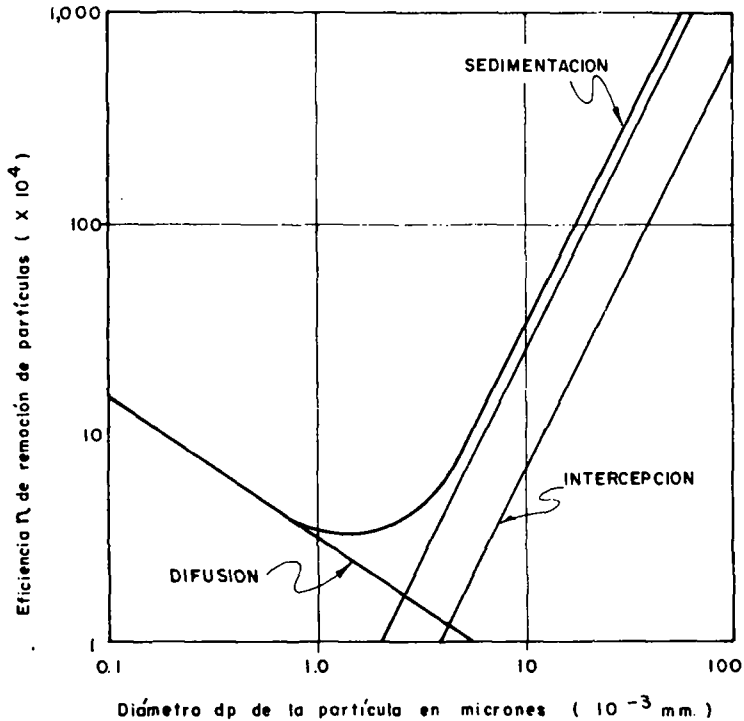


Fig. 7-5 Eficiencia η de remoción de partículas en un filtro debida a fenómenos de sedimentación, intercepción y difusión (según Yao, Habibian y O'Melia)

Al estudiar estos resultados, se ve que la difusión sólo es eficiente con partículas de tamaño muy pequeño (menores de 1μ), mientras que la intercepción y la sedimentación son más efectivas a medida que el tamaño de las partículas aumenta. Igual cosa se podría decir del cernido. El impacto inercial por su poca efectividad puede ignorarse. Existe, al menos teóricamente, un tamaño de partículas para el cual la eficiencia de remoción es mínima. Este diámetro podría fijarse en alrededor de 1μ para las condiciones típicas de filtros convencionales. Partículas de este tamaño son demasiado pequeñas para ser removidas por sedimentación y demasiado grandes para que la difusión tenga un efecto significativo en ellas. Experimentalmente ha sido demostrado por Ison y Ives (43).

que al hacer fluir una suspensión de caolinita hacia arriba en un lecho granular, las partículas no se adhieren a la parte inferior de los granos sino encima de ellos, lo que indica que las fuerzas gravitacionales son más importantes que las inerciales en el proceso de filtración.

De aquí se desprende como conclusión práctica, que al actuar diferentes mecanismos de remoción dentro del filtro, tanto las partículas grandes como las pequeñas tienen buena probabilidad de ser retenidas, y por tanto la ruptura del floc que sale del sedimentador y entra al filtro, no perjudica para nada el proceso de filtración, y más bien puede beneficiarlo al estimular la penetración de la materia suspendida dentro del lecho.

2. Adherencia

El que cada contacto resulte efectivo y produzca o no adhesión de la partícula al medio filtrante, podría pensarse que depende más que de mecanismos puramente físicos, de una serie de factores químicos y electroquímicos, la variación de los cuales induce modificaciones en el comportamiento de los filtros.

Los más importantes de ellos y que vamos a considerar son: las fuerzas de Van der Waals, los efectos electrostáticos y el puente químico.

(a) Fuerzas de Van der Waals

V. Mackrle y S. Mackrle (24) sugieren que las fuerzas de Van der Waals son primariamente responsables de la adhesión de las partículas a los granos del filtro. Ellos dicen: "Dentro de la distancia Δr desde la superficie de cada grano sobre la cual las fuerzas de adhesión son operativas, hay un volumen alrededor de cada grano, que puede designarse como "espacio de adhesión" y las partículas suspendidas que entran en este espacio serían removidas del flujo, a medida que sean atraídas para adherirse a la superficie de los granos". "La acción es análoga a un sedimentador, de profundidad Δr y longitud "1", en la cual la fuerza de la gravitación es reemplazada por las fuerzas de Van der Waals".

Estas fuerzas, cuando actúan a muy corta distancia, y d_p es mucho menor que D_c , pueden determinarse así:

$$F_a \simeq \frac{K d_p}{12 r^2} \quad (7-4)$$

En donde:

K : constante de atracción de Van der Waals

d_p : diámetro de la partícula

r : distancia entre la partícula y el grano ($r \ll 1$)

La constante de Van der Waals incrementa con la densidad de las partículas, de manera que según esta teoría el floc más denso se adhiere con más fuerza al medio filtrante.

Debe tenerse en cuenta que para dos átomos las fuerzas de Van der Waals disminuyen en proporción a r^7 , para partículas compuestas de muchos átomos la disminución es proporcional a r^3 y el potencial a r^2 .

Según Ives y Gregory (41), el rango de acción de ellas para agua destilada es de 0.2μ y para agua natural es de alrededor de 0.02μ . Por tanto su capacidad

de atraer o transportar partículas es despreciable, no así su capacidad de retenerlas en la superficie de los granos del filtro cuando hacen contacto con ésta.

Por otra parte, las fuerzas de Van der Waals son independientes del pH y de las características de la fase acuosa. Por consiguiente, si éstas fueran el único mecanismo de adhesión, la filtración sería independiente del pH, lo que no concuerda con los resultados obtenidos en la práctica.

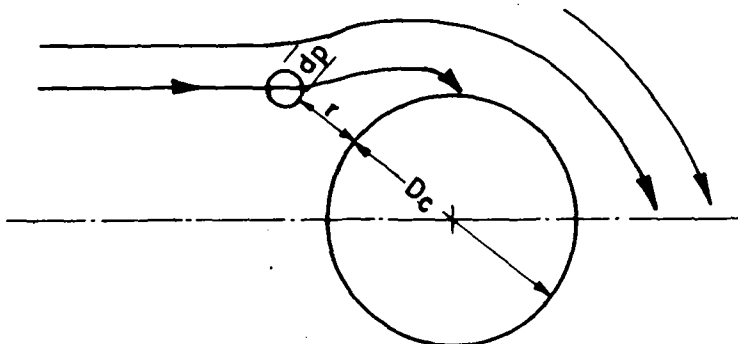


Fig. 7-6 Trayectoria de la partícula capturada por las fuerzas de Van der Waals.

(b) **Fuerzas electrostáticas**

Como se explicó en el capítulo II, es la combinación de las fuerzas coulómbicas con las de Van der Waals (y no las fuerzas de Van der Waals solas) las que determinan, dentro de ciertas circunstancias, la adsorción entre partículas.

Considerando este mecanismo como el responsable de la adhesión del material suspendido al medio filtrante, tres casos podemos considerar según Kaufman (22):

1. Los granos del medio filtrante son negativos y los coágulos o floc son positivos. En este caso existe una fuerza atractiva entre el medio y las partículas, lo que hace que la sola aproximación de éstas a los granos del lecho, pueda producir atracción y adhesión. Véase la figura 7-17.
2. Los granos del medio filtrante son negativos mientras que los coágulos o partículas son neutros. En este caso la barrera de energía ha desaparecido y todo contacto se puede esperar que termine en adhesión.
3. Los granos del medio filtrante son negativos y los coágulos son negativos también. En este caso existe repulsión entre unos y otros, pero las fuerzas hidrodinámicas pueden ocasionalmente vencer la barrera de energía y aproximar lo suficiente los coágulos a los granos como para que las fuerzas atractivas de Van der Waals puedan actuar. La probabilidad de adhesión de las partículas en este caso es menor que en los anteriores.

Esta hipótesis concuerda bastante con los resultados prácticos, y ayuda a explicar que por qué la mayor o menor dosificación de coagulantes influencia tan estrechamente el comportamiento de los filtros.

(c) **Puente químico**

Como se vio en el capítulo II, la desestabilización de los coloides es efectuada por los productos de la hidrólisis que a determinados pH se polimerizan.

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

El uso de ayudantes de filtración o polielectrolitos inyectados en el afluente al filtro, puede por eso ser de gran utilidad para aumentar la adhesión de la materia suspendida al medio filtrante. La figura 7-7 explica el proceso.

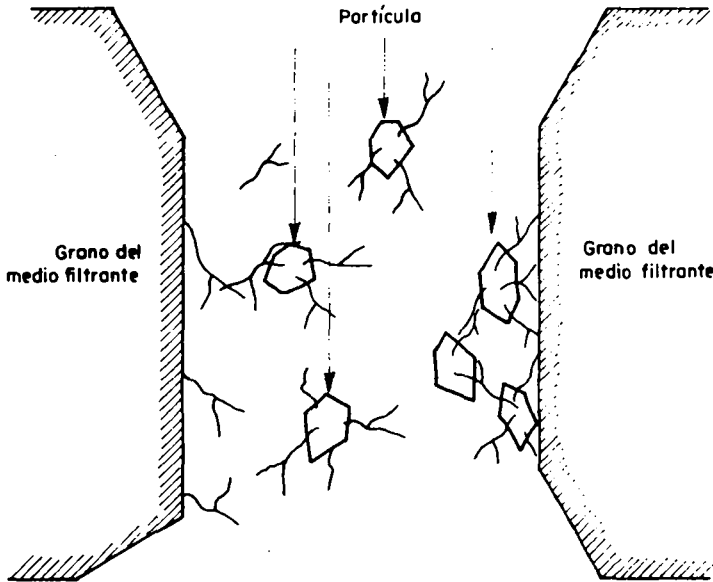


Fig. 7-7 Esquema explicativo de la acción de los polímeros en un medio granular.

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

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

III. MODELOS MATEMATICOS DE LA FILTRACION.

(a) **Generalidades**

No obstante todos los esfuerzos realizados, no se ha podido llegar a encontrar un modelo matemático, que describa con precisión el comportamiento de los filtros. No existe hasta ahora ninguna fórmula o conjunto de fórmulas con las cuales, asumidos

determinados valores, se pueda calcular los diferentes parámetros que inciden en el funcionamiento de un filtro.

Dice al respecto Mintz (25): "Parece que el intento de llegar a una descripción matemática exacta, con constantes teóricas del proceso de filtración, está condenado al fracaso. Obviamente siempre será necesario obtener los parámetros del proceso, experimentalmente".

Es pues conveniente adelantar estudios prácticos con filtros pilotos, cuando se quiera conocer el comportamiento de un determinado filtro, operando con una cierta suspensión, ya que cualquier alteración en la calidad de ésta o del medio granular, significará un cambio del problema.

Sin embargo, los modelos matemáticos resultan útiles para la mejor comprensión del proceso de filtración, pues permiten cuantificar en alguna forma el trabajo y funcionamiento de los filtros, de manera más precisa. Un gran número de autores han desarrollado expresiones matemáticas que establecen relaciones entre las diferentes variables del proceso. Podríamos citar a Iwasaki (20), Mintz (44) (25), Ives (18) (19), Mackrle (24), Deb (4) (5), Camp (1), O'Melia y Stumm (27), Yao, Habibian y O'Melia (42) y Maroudas y Eisenkhan (45), entre otros.

(b) Ecuaciones de Iwasaki y Ives

El filtro recibe un agua de calidad variable, y produce a su vez un efluente cuya calidad es también variable. En el proceso retiene cierta cantidad de partículas.

Se puede establecer por tanto un balance de material, el cual se basa (10) en las siguientes suposiciones:

1. La remoción de material suspendido efectuada por el filtro es proporcional a la cantidad de material suspendido presente en el agua.
2. Las características de remoción de un filtro dependen de la superficie disponible en los granos del medio filtrante, de la tortuosidad del flujo dentro de los poros y de la velocidad intersticial.
3. Las principales fuerzas que operan para remover las partículas suspendidas en las líneas de flujo son gravitacionales, aun cuando las fuerzas de adsorción sean las dominantes cuando la partícula alcanza los granos del filtro.

De acuerdo con estas hipótesis, Iwasaki (20) trabajando con filtros lentos propuso en 1937 la siguiente ecuación:

$$-\frac{dI}{dz} = \pm \lambda I \tag{7-5}$$

En donde I = la cantidad de material microscópico depositado en 1 cm², en la unidad de tiempo, a la profundidad z dentro del medio filtrante.

Dicha ecuación fue reescrita por Ives (19), así:

$$\frac{dC}{dL} = -\lambda C \tag{7-5a}$$

En donde C : concentración volumétrica de partículas
 L : profundidad de la capa de lecho filtrante que se considera
 λ : módulo de impedimento o eficiencia de la capa dL del filtro

Esta expresión de primer orden establece una relación directa entre la reducción "dC" de concentración de la suspensión en la capa dL y la concentración C que entra a esa capa. El coeficiente λ viene a ser un factor de proporcionalidad, y puede calcularse despejándolo de la ecuación 7-5a, así:

$$\lambda = -\frac{\frac{dC}{C}}{\frac{dL}{L}}$$

o en otra forma:

$$\lambda = -\frac{C_1 - C_2}{C_1 \frac{dL}{L}} \tag{7-6}$$

En donde C_1 y C_2 son las concentraciones volumétricas de partículas (volumen de sólidos por volumen unitario de líquido (*)) en la parte superior y en la parte inferior de cada una de las capas en que se considera subdividido el lecho filtrante. Véase la figura 7-8. Cuando la concentración está dada en ppm (adimensional) y L en cms, λ queda expresado en cms^{-1} .

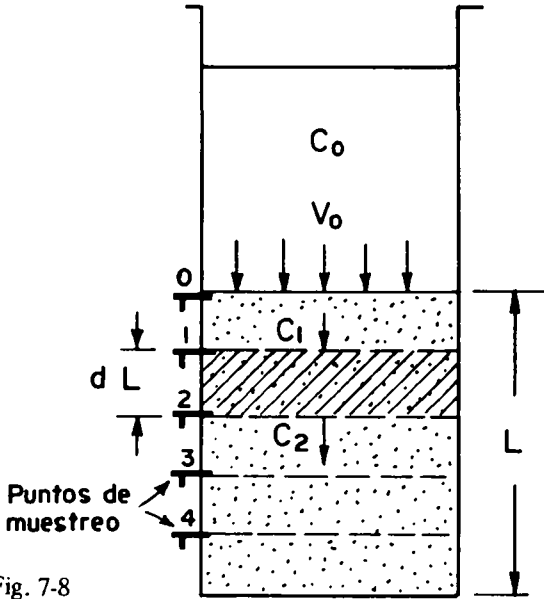


Fig. 7-8

(*) El determinar la concentración (volumen por volumen) presenta ciertas dificultades. Cuando se trata de algas o partículas esféricas de diámetro conocido, la turbiedad puede relacionarse con el volumen de los sólidos presentes. En suspensiones de partículas de varios diámetros, quizás el uso del contador Coulter de partículas (descrito en el capítulo IV), puede utilizarse para encontrar el valor de C como lo sugirió Smith (34).

Al volumen depositado por unidad de volumen del medio filtrante, se le denomina depósito específico σ , y se lo puede encontrar asumiendo que el cambio instantáneo de concentración volumétrica o volumen de floc removido del flujo $QdCdt$ (*), es igual al volumen depositado en los granos del medio filtrante $AdL \cdot d\sigma$, así:

$$Q dC \cdot dt = A dL d\sigma$$

Como $\frac{Q}{A} = v_0$: velocidad de filtración

$$\frac{d\sigma}{dt} = v \frac{dC}{dL} = v \frac{C_1 - C_2}{dL} \quad (7-7)$$

Despejando $\frac{dC}{dL}$ de (7-7) y reemplazándola en (7-5a)

$$\lambda = - \frac{1}{Cv} \frac{d\sigma}{dt} \quad (7-8)$$

Con lo que λ quedaría expresada en función del depósito específico, asunto que ha sido objeto de mucha investigación en la década pasada.

En el modelo de Ives (47) se supone que al principio de la carrera de filtración, los granos del lecho están limpios y por tanto $\lambda = \lambda_i$ (inicial). Al prolongarse la carrera, los depósitos se acumulan por efecto de la gravedad como pequeñas cúpulas encima de los granos. Esta acumulación produce un incremento en el área superficial sin aumentar la velocidad intersticial, lo que implica una mayor eficiencia y por tanto λ aumenta linealmente en función de σ , así:

$$\lambda = \lambda_i + k\sigma \quad (7-9)$$

K : coeficiente empírico

Llega un momento, sin embargo, en que la acumulación de material dentro del lecho es tan grande que los poros se llenan, y la superficie disponible para nuevos depósitos se hace cada vez más pequeña con lo cual λ empieza a disminuir en proporción:

$$\frac{\phi \sigma^2}{p_0 - \sigma}$$

ϕ : coeficiente empírico

p_0 : porosidad inicial del lecho filtrante

Y por tanto:

$$\lambda = \lambda_i + K\sigma \cdot \frac{\phi \sigma^2}{p_0 - \sigma} \quad (7-10)$$

(*) Se parte de la hipótesis de la igualdad de volúmenes del floc, esto es, que el floc no se compacta al asentarse en la superficie de los granos.

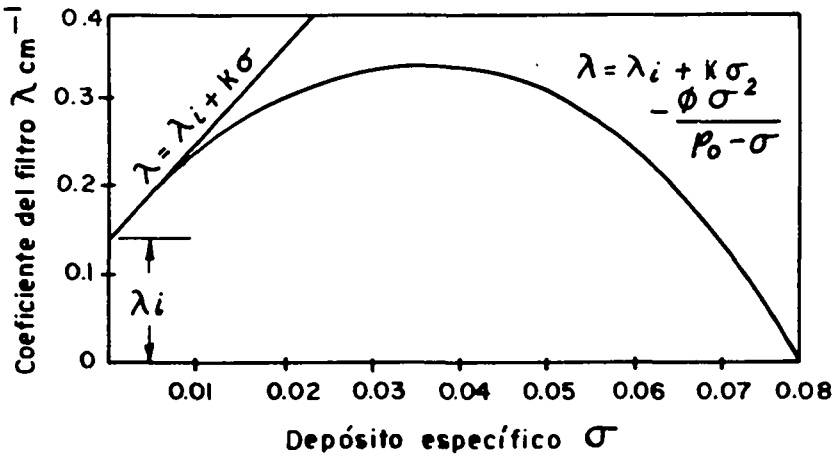


Fig. 7-9 Coeficiente del filtro λ en función del depósito específico σ

Reemplazando este valor en 7-5 (a):

$$\frac{dC}{dL} = \left[\lambda_i + K\sigma - \frac{\phi\sigma^2}{\rho_0 - \sigma} \right] C \quad (7-11)$$

Al disminuir la eficiencia de una determinada capa, las partículas se adhieren cada vez menos a ella y penetran hasta la capa inmediatamente inferior, la cual toma la carga que la de arriba le deja pasar.

Cuando esta segunda capa a su vez resulta colmada su eficiencia λ también disminuye y transfiere la carga a la de abajo y así sucesivamente. El proceso de obstrucción progresa entonces en profundidad.

Las curvas de la figura 7-10, tomadas de los trabajos de Tso-Ti-Ling (23), explican más claramente este fenómeno.

Al medir el porcentaje de remoción de turbiedad de cinco diferentes capas de un lecho filtrante de granulometría uniforme (0-1", 1-4", 4-10", 10-19", 19-24"), el autor citado halló que al principio la primera capa (0-1") remueve casi toda la turbiedad. A medida que progresa la carrera, la segunda capa (1-4") va aumentando su eficiencia mientras que la primera la disminuye rápidamente. Doce horas después la segunda empieza a declinar también, mientras las capas inferiores van incrementando paulatinamente su porcentaje de remoción, y las de encima lo disminuyen. Llega un momento en que todo el lecho queda obstruido y comienza entonces a pasar floc en proporción cada vez mayor al efluente.

El modelo de Ives de 1960 tiene varias limitaciones, entre ellas:

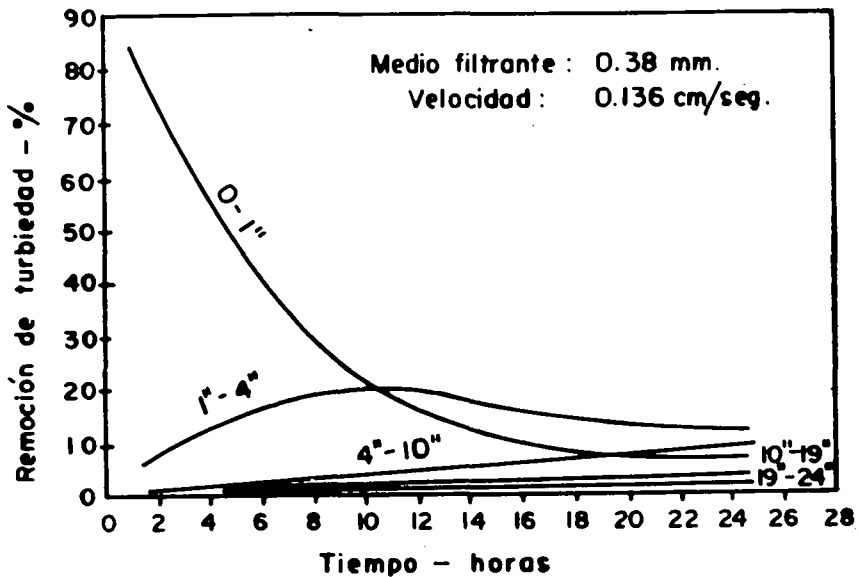


Fig. 7-10 Porcentaje de remoción de turbiedad en diferentes capas de un lecho filtrante a través del tiempo.

(a) No se tiene en cuenta la variación del tamaño del medio filtrante, ni el cambio local en la concentración del floc depositado. (b) Se parte del principio de que el volumen del material que queda entre los poros, es igual al volumen del material removido de la suspensión, lo cual no se ajusta a los datos experimentales.

El floc suspendido es 98 % agua y 2 % sólidos, aproximadamente. Puede pensarse que una vez que éste hace contacto con las superficie de los granos, se compacta como sucede en los sedimentadores y su grado de hidratación disminuye por debajo del 98 %, lo que significa que su volumen disminuye proporcionalmente también. Al respecto, Hudson (40) considera que la compactación del floc aumenta al prolongarse la carrera y puede llegar a disminuir el volumen de él hasta en 50 % inicial.

Debido a estas limitaciones, Fox y Cleasby (9) encontraron que el valor de λ calculado con la fórmula 7-10 no se ajustaba a los resultados experimentales obtenidos con floc de hidróxido férrico. Se observa una diferencia significativa entre la curva teórica calculada en un computador y la curva resultante de los experimentos, como lo muestra la figura 7-11.

La ecuación de Ives, en cambio, se adapta mejor a los resultados obtenidos en la filtración de partículas discretas no floculentas. Ensayos hechos con algas, que se pueden suponer un material menos compactable, dieron los resultados que aparecen en la figura 7-11a.

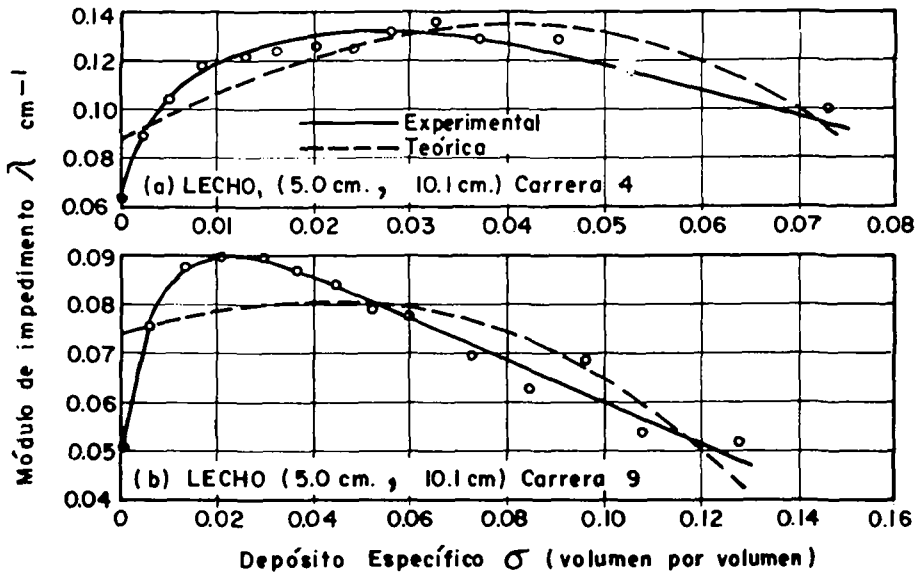


Fig. 7-11 Módulo de impedimento λ versus depósito específico σ (según Fox y Cleasby)

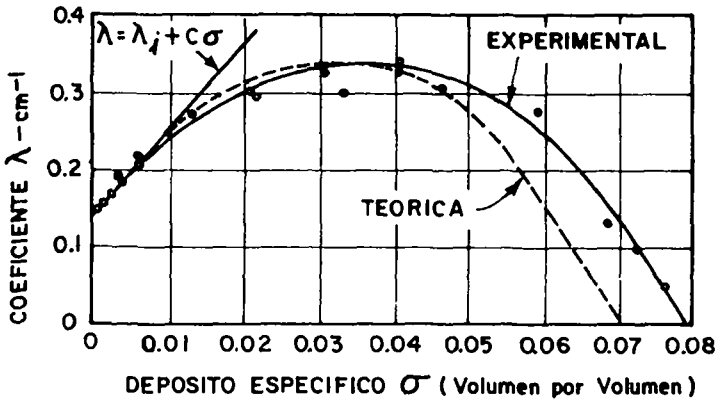


Fig. 7-11a Módulo de impedimento versus depósito específico (según Ives)

Los autores antes citados concluyen que la primera parte de la expresión $\lambda = \lambda_i + k\sigma$, parece ser válida para el período inicial, pero no así la segunda parte:

$$\left[- \frac{\phi \sigma^2}{P_0 \cdot \sigma} \right]$$

En 1969 Ives (48) presentó un nuevo modelo en el que trata de reconciliar las expresiones de varios autores. Se basa en la hipótesis de que λ es función de la superficie específica del filtro (superficie de material por unidad de volumen).

Al principio de la carrera, el filtro se puede considerar constituido por granos esféricos en los cuales el material se deposita, incrementando la superficie específica y por tanto λ .

A medida que la carrera progresa y se aumenta el volumen de depósitos, los granos del medio dejan de actuar como esferas independientes y el lecho se puede considerar como una masa compuesta de una serie de capilares cilíndricos.

Al combinar ambos métodos de comportamiento se obtiene la siguiente ecuación:

$$\lambda = \lambda_i \left(1 + \frac{\beta \sigma}{P_0}\right)^y \left(1 - \frac{\sigma}{P_0}\right)^z \left(1 - \frac{\sigma}{\sigma_u}\right)^x \quad (7-12)$$

En donde:

$$\beta : \text{constante} = \frac{P_0}{1 \cdot P_0}$$

σ_u : valor de saturación de σ cuando se alcanza un límite tal, que la deposición de más material en esa profundidad queda inhibida.

Los exponentes y , z , x son constantes empíricas, que se pueden variar para ajustarlas a los distintos modelos que se consideren. Si $y = 1$, $z = 0$, $x = 0$.

$$\lambda = \lambda_i + \frac{\lambda_0 \beta}{P_0} \sigma = \lambda_i + k\sigma \quad (7-9)$$

Este es el modelo de Iwasaki

Si $y = 1$, $z = 1$, $x = 1$

$$\lambda = \lambda_i + k\sigma - \frac{\phi \sigma^2}{P_0 \cdot \sigma} \quad (7-10)$$

Esta es la expresión de Ives de 1960. Igualmente se puede demostrar que, cambiando los exponentes, se puede llegar a las ecuaciones de Mackrle, Shekhtman y Maroudas.

Por tanto el nuevo modelo de Ives viene a ser una generalización de su modelo anterior, que busca ajustarse a las condiciones experimentales de cada investigador.

Su mayor inconveniente radica en que para la determinación de las constantes, hay que realizar laboriosos experimentos en filtros pilotos, lo que hace poco práctico su uso como instrumento de diseño.

Ecuaciones de Mintz y Krishtul

Mintz y Krishtul desarrollaron en Rusia en 1959, una teoría sobre filtración, que parte del principio de que al pasar la suspensión a través de un medio granular, las partículas sólidas quedan retenidas en él, por adhesión a los granos. Estos depósitos se consideran sin embargo inestables, y por tanto se desprenden al progresar la carrera y penetran cada vez más hondo dentro del filtro.

En consecuencia la concentración de partículas en cada lecho depende de la acción de dos procesos opuestos: la *adherencia* del floc a los granos del lecho y el *desprendimiento* o ruptura del material depositado, debido al incremento con el tiempo de la velocidad del agua en los poros.

Gradualmente el floc desprendido satura todas las capas del lecho filtrante, con lo que la concentración de partículas en el efluente del filtro empieza a incrementarse.

Por tanto, el cambio de concentración C de partículas a través de un lecho granular de profundidad L, puede expresarse así:

$$- \frac{dC}{dL} = \lambda C - \frac{\alpha}{v} \sigma \tag{7-13}$$

En donde

α : el coeficiente de desprendimiento

v : velocidad de filtración.

El primer término de la ecuación 7-13 (similar al de Iwasaki, trabajo que los autores mencionados parecían desconocer), representa el mecanismo de adherencia y el segundo, el de desprendimiento.

En forma diferencial:

$$- v \frac{dC}{dL} = \frac{d\sigma}{dt} \tag{7-7}$$

Expresión igual a la 7-7 dada por Ives. Dos diferencias básicas existen entre este modelo y el de Iwasaki e Ives:

- (a) El proceso de filtración aparece deteriorándose desde el principio, sin que exista un período inicial en que la eficiencia incrementa.
- (b) El mecanismo de desprendimiento se considera realizando un trabajo básico en el comportamiento del filtro.

Fuertes debates se han realizado sobre la veracidad de estas dos conclusiones. Algunos autores han considerado poco probable que el desprendimiento de floc pueda jugar un papel de significación en el proceso.

Los experimentos realizados por Stanley (37) con floc férrico radioactivo, parecen confirmar este punto de vista. La filtración de agua limpia en un filtro colmatado, no produce un mayor desprendimiento de partículas.

Por otro lado, los estudios de Camp y Stein (1) indican que el desprendimiento de partículas de floc en el filtro se presenta en forma rutinaria y como parte del proceso. Se aduce además que en el lavado del filtro, la película adherida a los granos se rompe por efecto del esfuerzo cortante creado por el flujo, fenómeno que podría ocurrir duran-

te el filtrado.

Los impugnadores de la teoría del desprendimiento contestan a esto, argumentando que la erosión de la película durante el lavado, se debe más bien a fricción entre los granos y no al incremento de velocidad en los intersticios, punto en el que también hay considerable desacuerdo. Como se ve éste es un problema que queda aún por resolver.

En realidad para el caso práctico, lo mismo da que el floc aparezca en el efluente o porque se desprende de los granos del lecho, o porque no encuentre un punto de adsorción adecuado donde pueda adherirse.

(d) Ecuaciones de Deb

En su intento de aproximarse más al caso práctico, Deb (4) ha planteado una serie de ecuaciones, cuya aplicabilidad ha comprobado trabajando con suspensiones de tierra de Fuller. Partiendo del supuesto de que el balance de masas considerado en las ecuaciones de Iwasaki e Ives, no toma en consideración los incrementos locales de concentración con respecto al tiempo, sugirió la siguiente expresión:

$$\frac{v}{P_0 \cdot \sigma} \frac{dC}{dL} + \frac{dC}{dt} = - \lambda' \cdot C \tag{7-14}$$

$$- \frac{dC}{dL} = \frac{1}{v} \frac{d\sigma}{dt} + \frac{p_0 \cdot \sigma}{v} \frac{dC}{dt} \tag{7-14a}$$

En donde:

v : velocidad de filtración

λ' : coeficiente de filtración modificado que vendría expresado en t⁻¹ y no en L⁻¹ como en la ecuación de Iwasaki.

La fórmula 7-14 puede volverse adimensional si hacemos:

$$C_a = \frac{C}{C_0}; \quad l_a = \frac{L}{L}; \quad t_a = \frac{v}{L} t; \quad \lambda_a = \lambda' \frac{L}{v}$$

quedaría entonces así:

$$\frac{1}{P_0 \cdot \sigma} \frac{dC_a}{dl_a} + \frac{dC_a}{dt_a} = - \lambda_a C_a \tag{7-15}$$

Según Deb la relación entre λ_a y σ (depósito específico) puede hallarse con la ecuación:

$$\lambda_a = B \left[\frac{x}{p_0 \cdot \sigma} \right]^K \tag{7-16}$$

En donde: B = parámetro que depende de las características del medio filtrante, de la suspensión y del líquido.

$$x = \frac{\sum S}{N_p \pi d_0^2} = \text{parámetro que depende de la superficie total:}$$

de granos por unidad de volumen del medio (ΣS), del diámetro medio de los granos del lecho (d_0) y del número de granos por unidad de volumen del filtro (N_p).

K : exponente

Los parámetros K y B deben hallarse experimentalmente.

La comprobación de la fórmula 7-16 fue hecha en una planta piloto, haciendo que el agua a la cual se le había añadido tierra de Fuller, pasara a través de un lecho de arena. Los resultados se presentan en la figura 7-12.

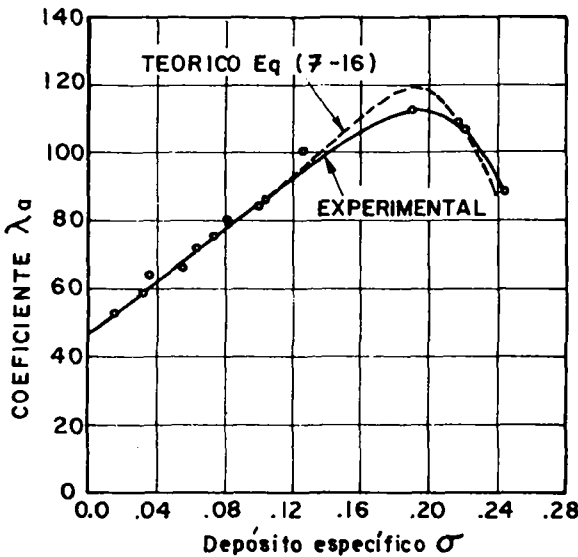


Fig. 7-12 Coeficiente adimensional del filtro λ_d versus (según Deb)

La correlación entre los datos experimentales y la curva teórica calculada en un computador electrónico es bastante aceptable.

Obsérvese que también aquí la eficiencia de una capa del lecho filtrante incrementa inicialmente y luego decrece produciendo primero una mejora en la calidad del filtrado y luego un deterioro. Debe tenerse en cuenta, por otra parte, que los experimentos anteriores fueron hechos con partículas discretas y no con floc cuyo grado de hidratación afecta los resultados. El modelo de Deb es también hecho para granos unidimensionales, lo que no suele ser el caso real.

(e) Ecuaciones para determinar la pérdida de carga en el lecho filtrante

1. Generalidades

Al pasar un flujo Q a través de un lecho filtrante granular de profundidad L , la

fricción que el fluido sufre al atravesar los poros, produce una pérdida de carga h como lo indica la figura 7-13.

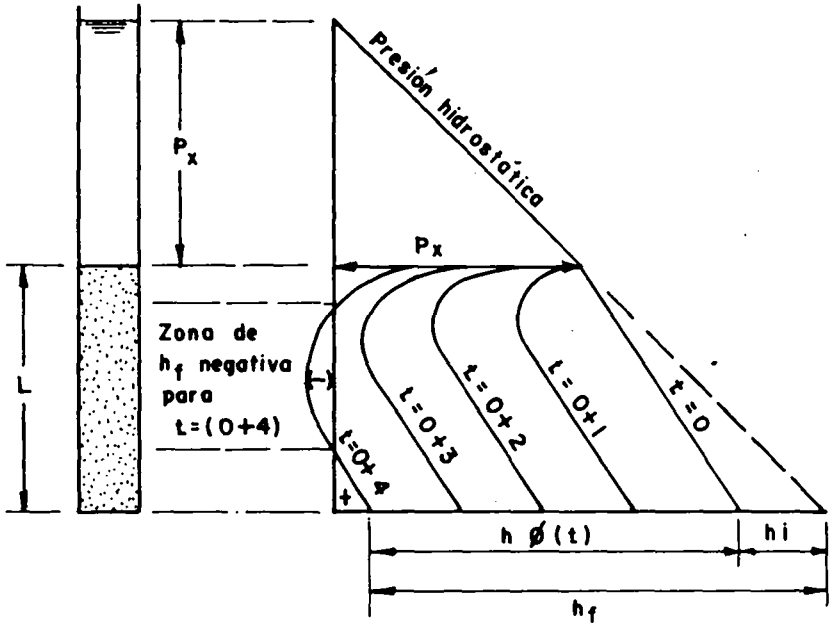


Fig. 7-13 Pérdida de carga versus profundidad del litro

Al comenzar la operación del filtro, los granos del lecho están limpios y la pérdida de carga se deberá solamente al tamaño, forma y porosidad (características hidráulicas) del medio filtrante y a la viscosidad y velocidad del agua. Si el fluido no tuviera partículas en suspensión o disolución, esta pérdida de carga inicial será constante a través de todo el período de trabajo o *carrera del filtro*. Pero si, como sucede ordinariamente, contiene sólidos, éstos irán recubriendo los granos del lecho incrementando su diámetro d_p en un valor Δd , y disminuyendo su porosidad inicial p_0 en un valor σ , con lo que la pérdida de carga irá incrementándose por la disminución del área de paso del flujo.

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

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

$$h_f = h_0 + h \phi(t) \quad (7-17)$$

O en forma diferencial:

$$\frac{dh}{dL} = \left[\frac{dh}{dL} \right]_0 + \left[\frac{dh}{dL} \right]_t \quad (7-18)$$

2. **Pérdida de carga inicial**

Las primeras ecuaciones para calcular la pérdida de carga inicial h_0 fueron establecidas en 1904 por Hazen y en 1927 por Carman. En 1933, G.M. Fair y L.P. Hatch propusieron otra expresión matemática que parte de la conocida fórmula de Poiseulle que dice:

$$h_0 = k \frac{L \nu}{D^2} \frac{v_i}{g} \tag{7-19}$$

- h_0 : pérdida de carga inicial
- v_i : velocidad del flujo en el conducto
- k : coeficiente de fricción
- L : longitud del conducto
- D : diámetro del conducto
- g : gravedad
- ν : viscosidad cinemática.

Para el caso de un medio filtrante, se consideró que los poros actuaban como pequeños conductos a presión y se adoptó la fórmula con las siguientes suposiciones:

(a) Diámetro D se hizo igual al radio medio hidráulico. Como para un tubo $R : D/4$
 $D : 4R$

(b) Definiendo V como el volumen de los granos, el volumen del lecho será $V/1-p_0$ en donde p_0 es la porosidad del lecho. El volumen de poros será entonces $p_0 V/1-p_0$ y el radio medio hidráulico será:

$$R = \frac{\text{Volumen de poros del lecho}}{\text{Area granos del lecho}} = \frac{p_0 V}{1 - p_0 A} \tag{7-20}$$

(c) La velocidad intersticial del flujo en el lecho, es igual a la velocidad de aproximación del flujo dividida por la porosidad:

$$v_i = \frac{v}{p_0}$$

(d) La longitud L se hizo igual a la profundidad del lecho. Reemplazando estos valores en la fórmula 7-19 queda así:

$$h_0 = \frac{f L v \nu}{p_0 g \left[4 \left(\frac{p_0 V}{1 - p_0 A} \right) \right]^2} \text{ y ordenando:}$$

$$h_0 = \frac{f L \nu}{g} \frac{v}{p_0} \left[\frac{1 - p_0}{p_0} \frac{A}{V} \right]^2 \tag{7-21}$$

$$h_o = f' \frac{L \nu}{g} \sqrt{\frac{(1-p_o)^2}{p_o^3}} \left[\frac{A}{V} \right]^2 \quad (7-22)$$

$f' = \frac{k}{16}$ constante experimental y adimensional, generalmente igual a 5.

En la aplicación de la fórmula 7-21 hay que considerar cuatro casos:

- (a) Cuando los granos son esféricos y de diámetro uniforme;
- (b) Cuando los granos no son esféricos, pero son de diámetro uniforme;
- (c) Cuando los granos no son esféricos, ni de diámetro uniforme, ni están estratificados en el lecho;
- (d) Cuando los granos no son esféricos, ni de diámetro uniforme, pero están estratificados en el lecho.

En el caso (a) la relación

$$\frac{A}{V} = \frac{\pi D_c^2}{\frac{\pi D_c^3}{6}} = \frac{6}{D_c} \quad (7-23)$$

D_c : diámetro del grano

La relación $S_o = (A/V) D_c$ suelen llamarla los autores, factor de forma, para la esfera es 6 y aumenta para otras figuras geométricas.

Introduciendo la ecuación 7-23 en la fórmula 7-22.

$$h_o = f' \frac{L \nu}{g} \sqrt{\frac{(1-p_o)^2}{p_o^3}} \left[\frac{6}{D_c} \right]^2 \quad (7-24)$$

$$h_o = 180 \frac{L \nu}{g} \sqrt{\frac{(1-p_o)^2}{p_o^3}} \frac{1}{D_c^2} \quad (7-24a)$$

Ejemplo:

Un lecho filtrante está constituido por bolitas esferoidales de $D_c = 0.0005$ m, $p_o = 0.40$, $L = 0.60$. La temperatura del agua es de 20°C y la velocidad de filtración es de 0.00135 m/seg. (2 gpm/pie²). ¿Cuál será la pérdida de carga inicial del lecho?

$$\nu = 0.0101 \quad f' = 5$$

Usando la fórmula 7-24:

$$h_o = \frac{5 \times 60 \times 0.0101}{981} \cdot 0.135 \frac{(1 - 0.40)^2}{0.40^3} \frac{6^2}{0.05^2} = 33.8$$

En el caso (b):

Cuando las partículas no son esféricas, pero son uniformes hay que introducir un

coeficiente de esfericidad. Así:

Habíamos dicho: $\frac{A}{V} = \frac{6}{D_c}$

Para partículas no esféricas $C_e \frac{A}{V} = \frac{6}{D_c}$ por tanto:

$\frac{A}{V} = \frac{6}{C_e D_c}$ Reemplazando en 7-21

$$h_o = f \frac{L v}{g} v \frac{(1 - p_o)^2}{p_o^3} \left[\frac{6}{C_e D_c} \right]^2 \tag{7-25}$$

El cálculo exacto del coeficiente C_e es bastante difícil en la práctica. Debe determinarse por medios indirectos y no muy precisos, observando la velocidad de asentamiento de las partículas o midiendo la pérdida de carga a través de lechos con granos de forma conocida.

Rich trae una tabla elaborada por Carman (1937), que se inserta a continuación:

Tabla 7-1 Coeficiente de esfericidad para partículas no esféricas

Material	C_e
Vidrio molido	0.65
Carbón pulverizado	0.73
Polvo de carbón natural (hasta 3/8")	0.65
Hojilla de mica	0.28
Arena (Promedio de varios tipos)	0.75
Arena cuarcítica (aristas afiladas)	0.66
Arena cuarcítica (plana y afiliada)	0.43
Arena de Ottawa (casi esférica)	0.95
Arena redondeada	0.82
Arena angular	0.73
Esféricas	1.00

Al observar la fórmula 7-25, se ve que se puede escribir así:

$$h_o = \frac{h_o \text{ para partículas esféricas}}{C_e^2}$$

o sea que los granos que menor pérdida de carga dan son los esféricos ($C_e = 1$) y los que más, las hojillas o elementos planos ($C_e = 0.28$). Por tanto, cuanto más regular y redondeada sea la arena tanto menor será la pérdida de carga inicial que producirá.

En el caso (c)

En que las partículas no son esféricas ni uniformes, ni están estratificadas en el lecho (como en los filtros lentos), hay que considerar la dispersión de las partículas así:

$$\frac{A}{V} = \frac{6}{C_e} \sum_{i=1}^i \frac{x_i}{d_i} \quad (7-26)$$

Donde: x_i : tanto por ciento de la arena retenida entre dos cedazos consecutivos cuando se hace el cribado experimental de una muestra del lecho.

d_i : diámetro promedio de estos dos cedazos

Sustituyendo 7-26 en 7-22:

$$h_0 = \frac{f' L \nu}{g} v \frac{(1 - p_0)^2}{p_0^3} \left[\frac{6}{C_e} \sum_{i=1}^i \frac{x_i}{d_i} \right]^2 \quad (7-27)$$

Ejemplo:

Una arena para un filtro lento tiene las características anotadas en el cuadro que sigue. La velocidad de filtración es $v : 0.0108$ cm/seg; $L : 75$ cms, $p_0 : 0.394$. Temperatura 40°C , $\nu : 0.0157$. Los granos pueden considerarse casi esféricos. Determinar la pérdida de carga inicial

Respuesta:

$$h_0 = \frac{5 \times 75 \times 0.0157}{981} \cdot 0.0108 \cdot \frac{(1 - 0.394)^2}{0.394^3} \times 36 \left[\sum_{i=1}^i \frac{x_i}{d_i} \right]^2$$

$$h_0 = 0.014 \left[\sum_{i=1}^i \frac{x_i}{d_i} \right]^2$$

El valor de la suma x_i/d_i lo calculamos en la Tabla II.

Tabla 7-2 Cálculo de la pérdida de carga en una arena sin estratificar

No. Cedazo Serie americana	d_i cms.	x_i	x_i/d_i
14-20	0.1000	0.0092	0.09
20-28	0.070	0.0470	0.67
28-32	0.054	0.1467	2.72
32-35	0.046	0.1790	3.89
35-42	0.038	0.1750	4.61
42-48	0.032	0.1980	6.19
48-60	0.027	0.1540	5.71
60-65	0.023	0.0710	3.09
65-100	0.018	0.0200	1.11
		1.0000	Σ 28.08

Por tanto:

$$h_0 = 0.014 \times 28.08^2 = 11.03 \text{ cms}$$

En el caso (d)

Cuando los granos no son esféricos ni de diámetro uniforme pero están estratificados en el lecho, la pérdida de carga total será igual a la suma de las pérdidas de carga en cada capa, entendiéndose por ésta las partículas comprendidas entre dos cedazos consecutivos. Por tanto:

$$h_0 = \sum_{i=1}^i h_i \tag{7-28}$$

Todo lecho de arena se estratifica naturalmente cuando se lava con flujo ascendente, capaz de expandir los granos y hacer que éstos al suspender el lavado se coloquen de menor a mayor, según sus densidades específicas y sus diámetros. Por eso en los filtros rápidos el lecho está estratificado, mientras que en los lentos no. La porosidad en uno y en otro caso es diferente; es mayor en los rápidos que en los lentos, en los cuales, por no haber estratificación, los granos pequeños se meten entre los grandes disminuyendo el área de paso.

Vamos a suponer que la porosidad no varía en las diferentes capas y en consecuencia en cada una se cumple que: $L_i = x_i L$; L_i : espesor de una capa.

$$L = \sum_{i=1}^i L_i = \sum_{i=1}^i L x_i = L \sum_{i=1}^i x_i \tag{7-29}$$

$$\frac{A}{V} = \frac{6}{C_e} \frac{1}{d_i} \tag{7-29a}$$

Reemplazando 7-29 y 7-29 (a) en la ecuación 7-22:

$$h_0 = \frac{f v}{g} v \frac{(1 - p_0)^2}{p_0^3} L \sum_{i=1}^i x_i \left[\frac{6}{C_e} \frac{1}{d_i} \right]^2$$

$$h_0 = \frac{f' v}{g} v \frac{(1 - p_0)^2}{p_0^3} \frac{36}{C_e^2} L \left[\sum_{i=1}^i \frac{x_i}{d_i^2} \right] \tag{7-30}$$

Ejemplo:

Hecho el análisis granulométrico de una arena para un filtro rápido que presentó las características que aparecen en la Tabla 7-3, calcular la pérdida de carga inicial para esa arena si $v = 0.204$ cm/seg, $P_0 = 0.41$, $L = 45$ cms, temperatura 10°C . $\nu = 0.0131$. La arena tiene un coeficiente promedio de $C_e = 0.95$.

Reemplazando en la fórmula 7-30:

$$h_0 = \frac{5 \times 0.0131}{981} \cdot 0.204 \cdot \frac{(1 - 0.41)^2}{0.41^3} \cdot \frac{36}{0.95} \cdot 45 \left[\sum_{i=1}^i \frac{x_i}{d_i^2} \right]$$

$$h_0 = 0.117 \left[\sum_{i=1}^i \frac{x_i}{d_i^2} \right]$$

Tabla 7-3

Cálculo de la pérdida de carga para un filtro rápido

Nº de Cedazo	x_i	d_i	d_i^2	$\frac{x_i}{d_i^2}$
Serie americana	$\times 10^2$	mm	$\times 10^2$	d_i^2
14-20	0.80	1.00	1.00	0.80
20-25	4.25	0.77	0.59	7.20
25-30	15.02	0.65	0.42	35.80
30-35	16.65	0.54	0.29	57.50
35-40	18.01	0.46	0.21	86.10
40-45	18.25	0.35	0.12	152.00
50-60	15.65	0.27	0.07	223.80
60-70	9.30	0.23	0.05	186.00
70-100	2.07	0.18	0.03	69.00
$\sum_{i=1}^i \frac{x_i}{d_i^2} =$				818.20

$$h_0 = 0.0117 \times 818.20 = 95.73 \text{ cms}$$

Fórmula de Rose

En 1945 y 1949, H.E. Rose desarrolló una ecuación para determinar la pérdida de carga hidráulica en un filtro que es bastante similar a la de Fair y Hatch y se expresa así:

$$h_0 = f' \frac{L}{D_c} \frac{1}{p_0^4} \frac{v^2}{g} \tag{7-31}$$

El factor de fricción se encontró que se podía relacionar con el coeficiente de fricción C_D :

$$f'' = 1.067 C_D$$

De donde:

$$C_D = 24/Nr + 3/\sqrt{NR} + 0.34$$

$$N_R = \frac{C_e D_c v}{\nu}$$

Por tanto cuando los granos del lecho son esféricos y de tamaño uniforme, la ecuación 7-31 queda:

$$h_o = 1.067 C_D \frac{L}{D_c} \frac{1}{\rho_o^4} \frac{v^2}{g} \quad (7-32)$$

Cuando no son esféricos, pero son de tamaño uniforme:

$$h_o = 1.067 C_D \frac{L}{C_e D_c} \frac{1}{\rho_o^4} \frac{v^2}{g} \quad (7-33)$$

Cuando no son esféricos ni de tamaño uniforme y están estratificados en el lecho:

$$\Delta h_o = 1.067 \frac{1}{\rho_o^4} \frac{v^2}{g C_e} C_D \frac{\Delta L}{d_i} \quad (7-34)$$

Como $h_o = \sum_{i=1}^i \Delta h_f$

$$h_o = 1.067 \frac{1}{\rho_o^4} \frac{v^2}{g C_e} \sum_{i=1}^i C_D \frac{\Delta L}{d_i} \quad (7-35)$$

Sabemos que $\Delta L = x_i L$

Reemplazando 7-35 en 7-33:

$$h_o = 1.067 \frac{1}{\rho_o^4} \frac{v^2}{g C_e} L \sum_{i=1}^i C_D \frac{x_i}{d_i} \quad (7-36)$$

Los ejemplos que se dieron anteriormente pueden desarrollarse también con estas fórmulas. Los resultados son bastante similares.

El conocimiento del valor de la pérdida de carga inicial h_o tiene importancia por

cuanto es un parámetro que incide en la economía de la filtración.

Las pérdidas iniciales muy altas (50 cms o más) disminuyen la carrera del filtro, pues podrían consumir a la entrada toda o casi toda la carga disponible. (Ver figura 7-13).

3. Pérdida de carga final

La pérdida de carga final en un filtro es función de la forma como se distribuyen los depósitos específicos σ en el lecho filtrante y disminuyan su porosidad inicial p_0 . Se puede expresar así:

$$h_f = h_0 + \psi \int_0^L \sigma dL \quad (7-37)$$

En donde h_0 está dado por las ecuaciones de Fair y Hatch o Rose incluidas anteriormente, y ψ es el coeficiente de pérdida de carga que depende del tipo de medio filtrante usado, de la rata de filtración, de la viscosidad del agua y de las características de la suspensión.

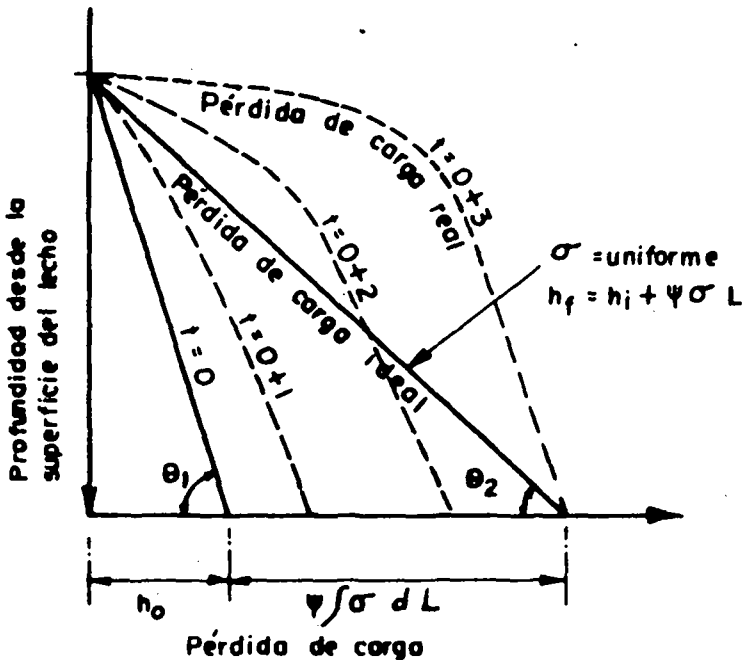


Fig. 7-14 Pérdida de carga final en un lecho filtrante

En el caso ideal en que el depósito específico σ sea uniforme en todo el lecho, la pérdida de carga vendría representada (ver fig. 7-14) por una línea recta con pendiente

θ_2 y la ecuación 7-37 quedaría así:

$$h_f = h_0 + \psi \sigma L \quad (7-38)$$

ó

$$h_f = L \text{ Cotag } \theta_2 \quad (7-39)$$

En el caso práctico, sin embargo, σ no es uniforme sino al contrario los sólidos quedan casi todos depositados en las capas superiores del lecho y casi nada en las inferiores, con lo que la curva de pérdida de carga final suele hacerse convexa, aumentando su convexidad con el tiempo, a medida que la colmatación superficial se hace mayor. Camp (1) ha establecido una ecuación para describir el incremento de la pérdida de carga considerando la formación de películas de espesor ΔD_c alrededor de cada grano, las cuales reducen la porosidad inicial p_0 en un valor σ . Reemplazando por consiguiente D_c por $D_c + \Delta D_c$ y p_0 por $p_0 - \sigma$ en la ecuación de Kozeny-Fair-Hatch (7-24a), obtenemos para partículas esféricas:

$$h_f = 180 \frac{L \nu}{g} v \frac{(1 - p_0 + \sigma)^2}{(p_0 - \sigma)^3} \frac{1}{(D_c + \Delta D_c)^2} \quad (7-40)$$

$$i = \frac{h_f}{L} = K \frac{(1 - p_0 + \sigma)^2}{(p_0 - \sigma)^3} \frac{1}{(D_c + \Delta D_c)^2} \quad (7-40a)$$

$$\text{Donde } K = \frac{180 \nu}{g} v$$

Conocido el depósito específico σ con la ecuación (7-8a), el valor de $D_c + \Delta D_c$ puede hallarse así:

$$D_f = D_c + \Delta D_c \approx D_c \left[\sqrt{\frac{\sigma}{3(1-p_0)} + \frac{1}{4}} \right]^{1/2} \quad (7-41)$$

Reemplazando este valor en 7-40a:

$$i = K \frac{(1 - p_0 + \sigma)^2}{(p_0 - \sigma)^3} \frac{1}{D_c^2 \sqrt{\frac{\sigma}{3(1-p_0)} + \frac{1}{4}}} \quad (7-42)$$

IV. FACTORES QUE INFLUYEN EN LA FILTRACION.

Existe una larga lista de factores que en una forma u otra influyen en el proceso de filtración. Podríamos enumerar los siguientes:

1. Tipo de medio filtrante
2. Velocidad de filtración

3. Tipo de suspensión

- (a) Características físicas (volumen, densidad, tamaño)
- (b) Características químicas (pH, potencial zeta)

4. Influencia de la temperatura

5. Dureza del floc.

1. Tipo de medio filtrante

El medio filtrante usado en plantas de tratamiento de agua, está constituido por arena sílicea, antracita, granate o una combinación de dichos materiales. La forma tiene importancia no sólo por el aspecto hidráulico (pérdida de carga inicial) sino por la relación superficie a volumen, ya que el proceso de la filtración tiene relación directa con el área total de los granos.

Por la misma razón la eficiencia λ es inversamente proporcional al diámetro de las partículas, así:

$$\lambda \propto \frac{1}{d^n}$$

En donde n es un coeficiente al que los autores asignan un valor de 3, 2.5, 2, 1.7, 1.67 y 1, sin que exista ningún acuerdo al respecto.

2. Velocidad de filtración

La velocidad de filtración es inversamente proporcional a la eficiencia, así:

$$\lambda \propto \frac{1}{v^n}$$

En donde a n se le asigna un valor de 0.7 a 1.

3. Tipo de suspensión

Las características físicas y químicas de la suspensión afectan en forma notable el comportamiento de los filtros. En muchos casos resultan más importantes para obtener una determinada calidad de efluente, que el tamaño y clase del medio filtrante usado, ya que el mismo filtro trabajando a la misma velocidad puede producir agua con mayor o menor turbiedad, según sea el tipo de suspensión que reciba.

(a) Características físicas

El volumen, densidad y tamaño del floc, se relacionan en varias formas con la rapidez, con que aumenta la pérdida de carga en el filtro, y otros parámetros. Si el volumen del floc es grande, los poros del medio filtrante se llenarán con más celeridad y el gradiente hidráulico aumentará más en menos tiempo. Hudson considera que un floc esponjoso puede aumentar hasta 10 veces el trabajo de los filtros.

Por otra parte como se dijo anteriormente, las fuerzas atractivas de Van der Waals se incrementan con la densidad de las partículas, de manera que ésta puede influir en la adhesividad del floc y en consecuencia en la profundidad de su penetración dentro del lecho y su resistencia al desprendimiento por esfuerzos cortantes.

El tamaño de las partículas influye a su vez en el mecanismo que predomina para la remoción del material suspendido, lo que se relaciona con la proporción de partículas

de determinado diámetro que resultan retenidas en el proceso.

Según Smith (34) cuando se filtra arcilla sola (bentonita), esta proporción se conserva la misma antes y después de filtrar el agua; en cambio cuando se usa una suspensión de material floculento (floc de hierro más bentonita), se produce cierta modificación durante el proceso en la distribución por tamaños de las partículas mayores de 2.5μ . Véase la figura 7-15.

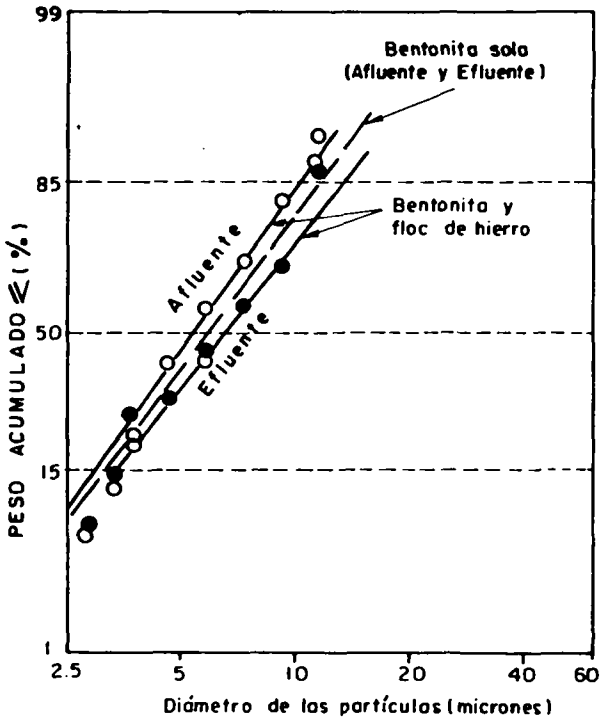


Fig. 7-15 Distribución de partículas por tamaños antes y después de filtrar la suspensión indicada (según Smith)

Esto está de acuerdo con la observación que hicimos anteriormente de que debido a la acción conjunta de los distintos mecanismos, la probabilidad de remoción de todas las partículas en el filtro es aproximadamente la misma y no importa su tamaño.

(b) Características químicas

Varios autores, entre ellos Jorden (21), Smith (34), Eduard y Monke (6) y Gregory (10), han estudiado la interrelación entre pH, potencial zeta y eficiencia del filtro. Los resultados son de difícil evaluación y a veces contradictorios.

Al respecto, debe distinguirse entre el potencial zeta de los granos del medio filtrante y el de la suspensión.

Existe fuerte evidencia de que los compuestos de sílica (arenas) en el agua, son electronegativos con P.Z. que varían entre -36 y -177 m.v.

Las arcillas en suspensión acuosa son también electronegativas. Cuando se les agrega un coagulante metálico, su P.Z. disminuye desde -25 ó -15 m.v. hasta -5 ó cero m.v. y en ocasiones adquieren cargas positivas cuando se llega a la sobredosis. Por consiguiente, entre los granos del medio filtrante y las partículas de la suspensión podría establecerse fuerzas repulsivas.

Eduards y Monke (6), sin embargo, encontraron que las capas superficiales del filtro (3/16" de espesor) son fuertemente electropositivas, aunque el resto del lecho sea electronegativo, y que durante el proceso de filtrado las cargas tanto positivas como negativas del lecho disminuyen acercándose al punto isoeléctrico. A pH = 7 la disminución es mucho más rápida que a cualquier otro pH (véase las curvas de la figura 7-16), y la rata de pérdida de carga es mayor a dicho pH que a los otros estudiados 5.1, 7.8, y 8.4.

La pequeña capa superficial que se forma en el filtro (que tradicionalmente se ha llamado Schmutzdecke) constituida esencialmente por material orgánico (bacterias, algas, etc.) por tener carga positiva, puede crear fuerzas atractivas entre ellas y las partículas electronegativas de la suspensión. Esto explicaría la mayor remoción de impurezas en los primeros 2.5 cms del medio filtrante, y el mejoramiento con el tiempo en la calidad del efluente, cuando el espesor de la película biológica aumenta.

Según los autores citados, son los granos del medio filtrante los que cambian de P.Z. durante el filtrado. Las partículas de arcilla que contiene el agua no parecen modificar su P.Z. cualesquiera sean su pH al pasar a través del filtro.

Por otra parte, al estudiar conjuntamente las curvas dadas por Hudson (13), por Shull (véase figura 4-15 del capítulo IV), por Jorden (21) y por Stanley (37), se podría concluir que a medida que el P.Z. se hace más electronegativo y por tanto el pH del agua aumenta (*), la turbiedad del efluente va siendo menor hasta alcanzar un valor óptimo, a partir del cual la turbiedad del filtrado es definitivamente mayor a medida que el pH se hace mayor. (Véase la fig. 7-17). Existe por tanto un valor óptimo de pH para filtrar el agua, que no necesariamente es igual al que se encuentra para desestabilizarla y sedimentarla.

Debe tenerse en cuenta que al aumentar el pH, las fuerzas entre los granos y las partículas de la suspensión si bien siguen siendo atractivas en las capas superiores se hacen más repulsivas en las inferiores, y podría deberse a ello el incremento en la turbiedad del efluente.

De aquí se deduce que no es práctica recomendable el agregar cal antes de filtrar el agua como algunos operadores acostumbran para reducir la corrosión en los conductos y accesorios de la galería del filtro. Pues esto, además de producir incrustaciones en los granos del medio filtrante, desmejora la calidad del efluente, aumentando la turbiedad, el color y el aluminio residual como lo demuestra Hudson (13). Véase figura 7-18).

(*) A pH alto la concentración de iones (OH) es alta y por tanto el potencial zeta es más electronegativo. A pH bajo en cambio predominan los iones H⁺ y por tanto el P.Z. tiende a ser positivo. En otras palabras a mayor pH el P.Z. es más electronegativo.

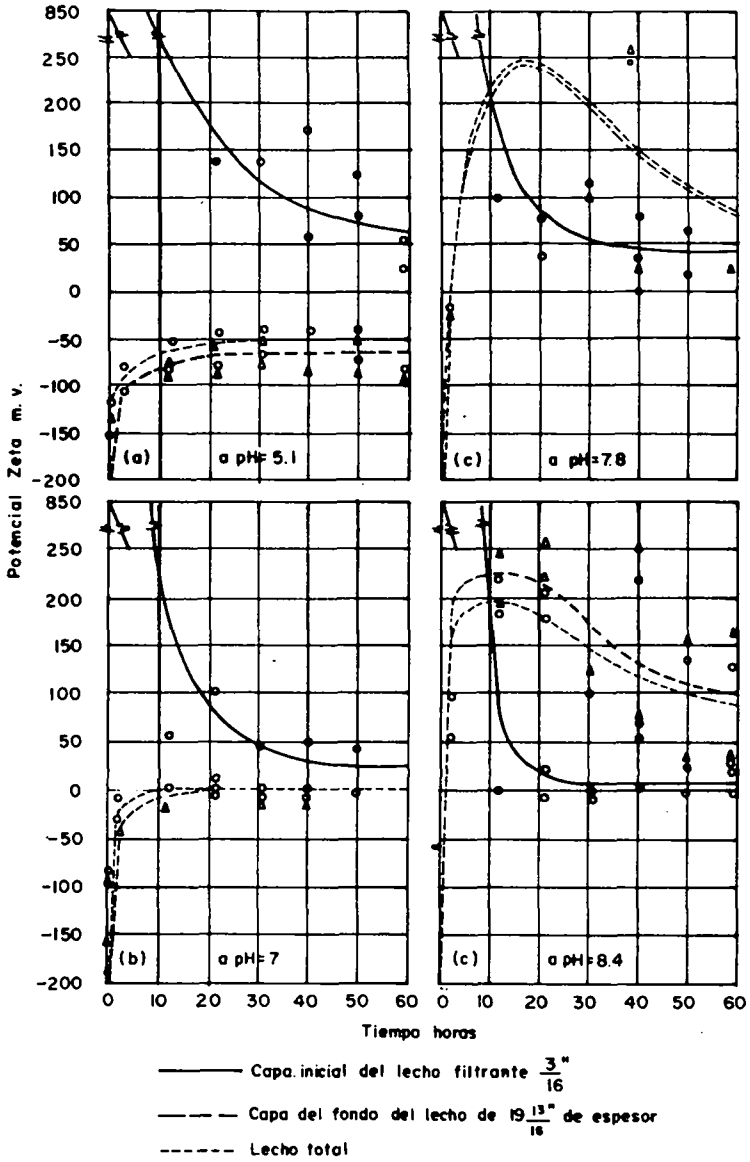


Fig. 7-16

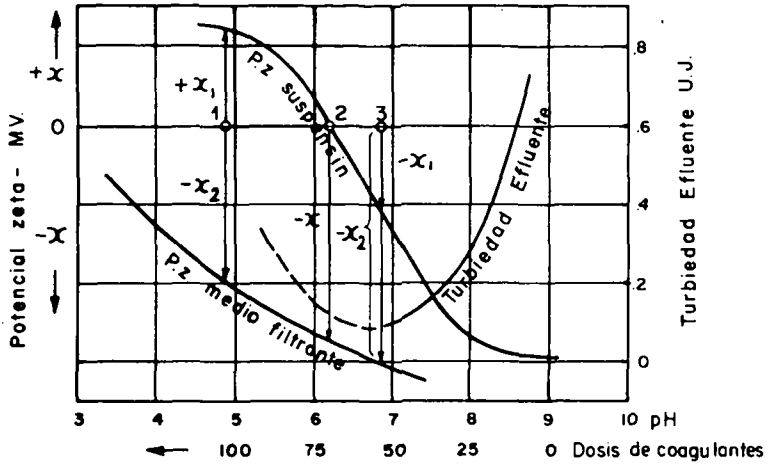


Fig. 7-17 Relación entre pH, Pz y eficiencia del filtro

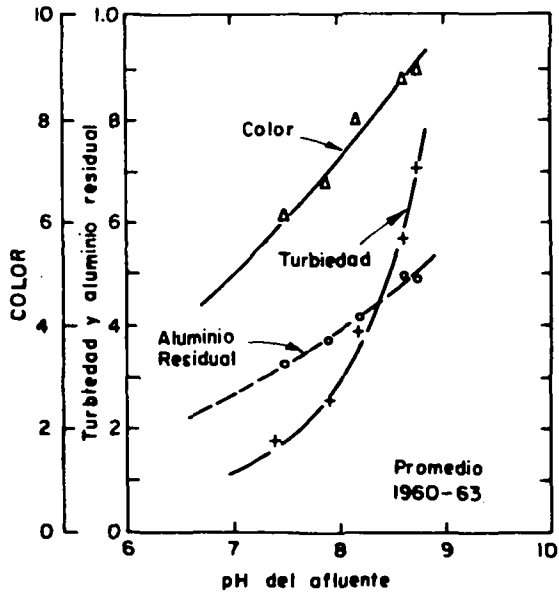


Fig. 7-18 Efecto del pH en la turbiedad efluente de un filtro (según Hudson)

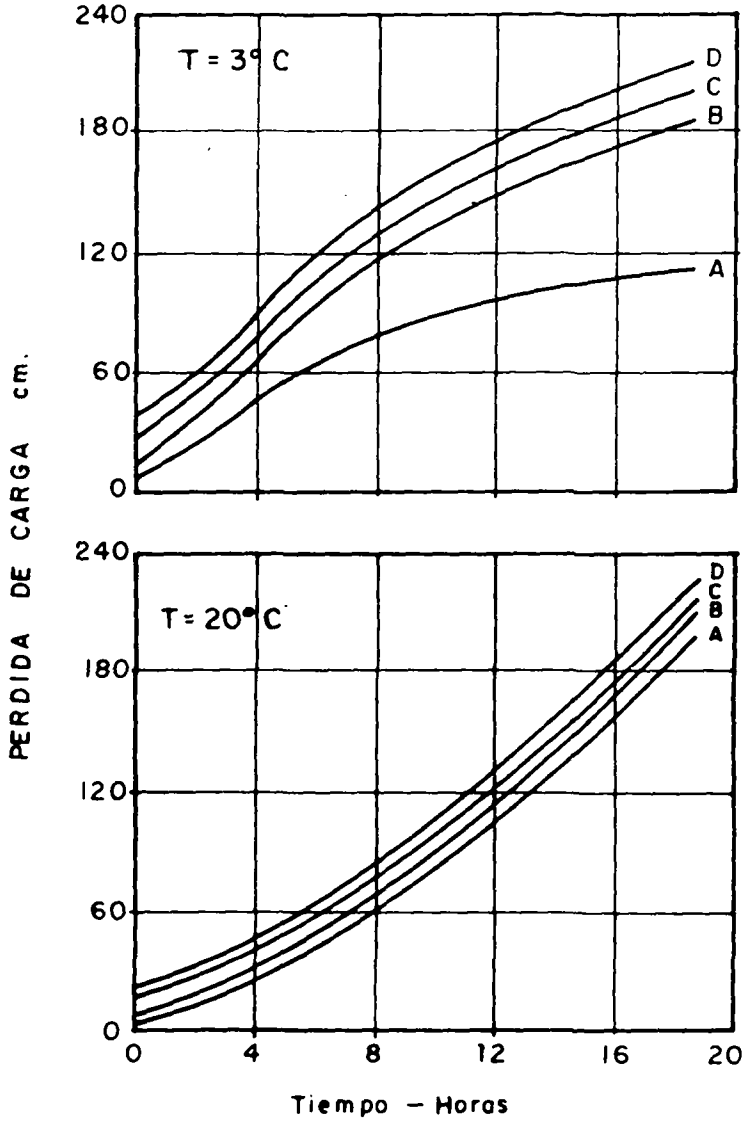


Fig. 7-19 Influencia de la temperatura en la longitud de la carrera de filtración (según Dostal y Robeck)

4. **Influencia de la temperatura**

La temperatura del agua afecta tanto los mecanismos físicos como los químicos que intervienen en la filtración. Dostal y Robeck (30) estudiaron el comportamiento de un filtro a 3°C en invierno y a 20°C en verano, operando con una rata normal de 2 gpm/p² (120 m³/m²/día) y medio filtrante de arena. La turbiedad afluente fue de 4 U.J. y la efluente de 0.1 U.J. Los resultados se reproducen en la figura 4-19. Las curvas A, B, C, y D son el resultado de los valores de las pérdidas de carga a 15, 45, 52 y 60 cms contados desde la superficie del lecho filtrante.

Para el mismo tiempo de filtración, la pérdida de carga fue generalmente menor a 3°C que a 20°C, probablemente debido a una más lenta remoción del floc a menor temperatura. La separación de las curvas A y B en el diagrama superior, está indicando por otro lado que a 3°C el floc se deposita menos en la superficie que a 20°C.

5. **Dureza del floc**

Todos los factores anteriormente discutidos son en conjunto responsables del comportamiento del filtro, el cual sólo puede producir agua con determinada calidad durante un período de tiempo fijo, a partir del cual el floc empieza a aparecer en el efluente. Puede suceder entonces, que éste salga antes de que se alcance la máxima pérdida de carga permisible o después.

Como lo muestra la figura 7-20, tres condiciones pueden entonces considerarse al respecto:

1. Que la máxima turbiedad efluente permisible se produzca antes de que se alcance la máxima pérdida de carga $t_1 < t_2$.
2. Que se produzca después que la máxima pérdida de carga $t_1 > t_2$.
3. Que se produzcan al mismo tiempo $t_1 = t_2$.

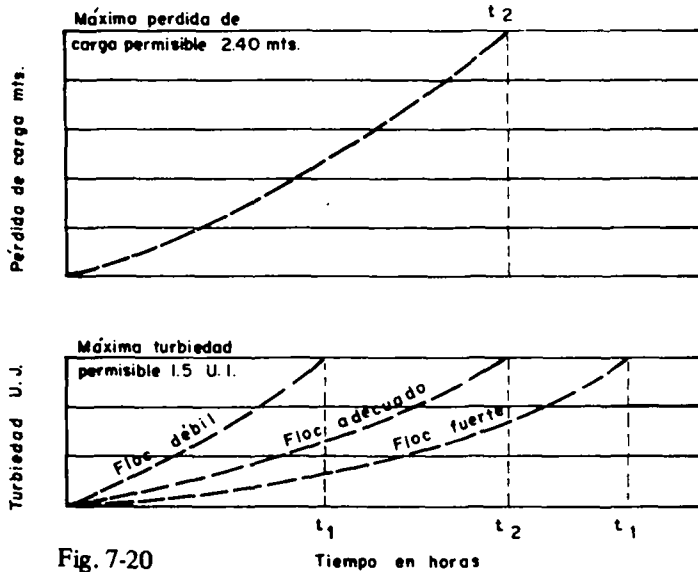


Fig. 7-20

Al primer caso los autores se refieren como a "floc blando", al segundo como a "floc fuerte" y al tercero como a "floc adecuado".

Mintz ha propuesto como índice de la carrera de filtración la relación:

$$\frac{t_1}{t_2}$$

Al tiempo t_1 lo llama: "período de protección efectiva del filtro", y al t_2 : "período en el cual la pérdida de carga alcanza su máximo operacional". La relación t_1/t_2 representa el margen de seguridad con que el filtro opera. Cuanto más grande sea t_1 con respecto a t_2 mayor certeza se tendrá de que no habrá irrupción de turbiedad antes de que se acabe la carrera del filtro. Desde el punto de vista práctico lo más económico sería que t_1 sea igual a t_2 .

El significado exacto de lo que es floc fuerte y floc débil no es conocido. Se lo define por su comportamiento.

Normalmente en una planta de tratamiento los filtros están recibiendo a veces un floc fuerte y a veces uno blando, según la dosis de coagulantes usados, la turbiedad del agua cruda, la temperatura, etc.

Las curvas de la figura 7-21, tomadas de los estudios realizados por el autor en la planta de tratamiento de Cúcuta (Colombia), se presentan como ejemplo. El mismo lecho de arena y antracita trabajando con $340 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ día}$ produjo resultados diferentes en dos carreras consecutivas. En la primera, el floc era duro y la turbiedad se mantuvo permanentemente por debajo de 1 U.J., pero en cambio la pérdida de carga se incrementó hasta alcanzar los 2.0 mts permisibles en 62 horas. Casi todo el floc quedó retenido en la superficie.

En cambio en la segunda, en que el floc era blando, a las 66 horas rebasó el límite de 1 U.J., mientras que la carrera continuó hasta las 86 horas en que se alcanzaron los 2 mts de pérdida de carga. El floc por el contrario penetró más en profundidad.

Acondicionamiento del floc afluyente

Se entiende por acondicionamiento del floc, el adicionar al flujo que entra al filtro, compuestos químicos que aumentan o disminuyen la adhesividad de las partículas al medio filtrante para producir un floc más "fuerte" o más "blando", según lo que se considere económicamente deseable.

Lo más común, especialmente en Estados Unidos y Europa, es el uso de los llamados "ayudantes de filtración", cuya función es similar a la de los "ayudantes de coagulación", descritos anteriormente.

Como ayudantes de filtración se utilizan polielectrolitos o coagulantes metálicos —Al (III), Fe (III)—, inyectados después de la sedimentación y antes de que el agua llegue a los filtros.

No todos los polielectrolitos sin embargo, pueden usarse como ayudantes de filtración. La selección debe hacerse experimentando con diferentes tipos de ellos y observando los resultados.

En general los polímeros endurecen el floc, esto es, permiten que se pueda filtrar

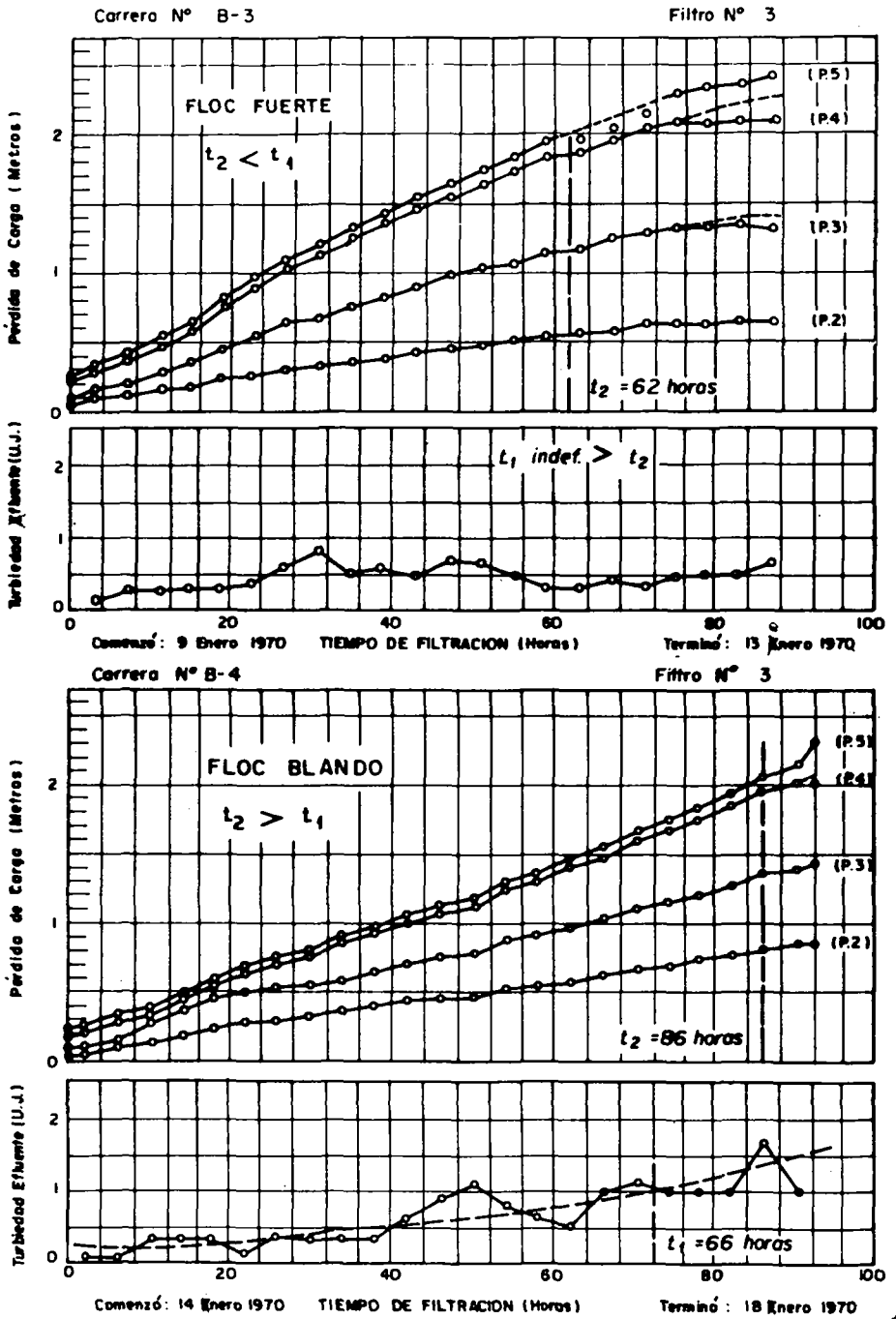


Fig. 7-21 Comportamiento del floc en un lecho de arena y antracita.

durante más tiempo sin que se deteriore la calidad del efluente, pero en cambio incrementan la pérdida de carga. En otras palabras, ésta es directamente proporcional a la dosis de polielectrolitos aplicados, como lo muestran las curvas de la figura 7-22 tomadas de Gaise, Pitman y Wells. (12).

Por tanto, la dosis óptima de polielectrolitos dependerá de la calidad del efluente que se desee en relación a la mínima carrera de filtración que se considere económica.

Cuanto más grande sea el tamaño del medio filtrante, tanto más útil es el uso de compuestos que aumenten la adhesividad de las partículas, si se quiere prevenir la irrupción de turbiedad en el agua filtrada.

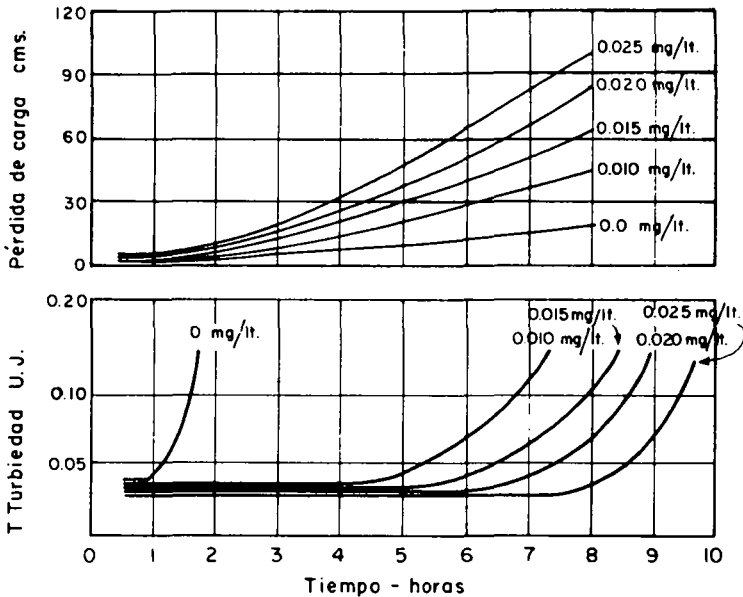


Fig. 7-22 Influencia de diferentes dosis de polielectrolitos en la pérdida de carga y la turbiedad efluente (según Gaise, Pitman y Wells)

Estudios realizados por Yáñez (46) demuestran que la dosificación de ayudantes de filtración no necesita ser continua. Ensayos realizados en filtros pilotos, indicaron que el comportamiento de las unidades con dosificación continua de polímero (Purifloc N-17), fue sensiblemente similar al de las que se les había aplicado dosis discontinua de 9 % y 27 % de la cantidad necesaria para la dosificación continua. Aplicaciones hasta de 1.8 % de la cantidad total (dosis continua), inyectadas en el filtro en solución relativamente concentrada durante los primeros tres minutos de la carrera, dieron resultados aceptables.

Anteriormente Harris (49) había demostrado también, que el uso de polielectrolitos en el agua de lavado, puede evitar el aumento de turbiedad, que se presenta en la primera media hora de carrera de filtración.

Parece por tanto que recubrir el grano del medio filtrante con un polímero adecuado, inmediatamente después de lavar la unidad o durante el lavado, tiene un efecto de larga duración, que permite evitar la irrupción prematura de floc en el efluente, sin impedir la penetración en profundidad de las partículas de la suspensión. Esto implica una notable reducción de costos en las plantas de tratamiento que vale la pena considerar.

Otro de los efectos adicionales que producen los ayudantes de filtración, es el de disminuir el efecto perjudicial que los cambios bruscos de velocidad de trabajo producen en el efluente del filtro.

En la figura 7-23, se presenta los resultados obtenidos por Tuepker y Buescher (50) en la planta de tratamiento de St. Louis (North Country).

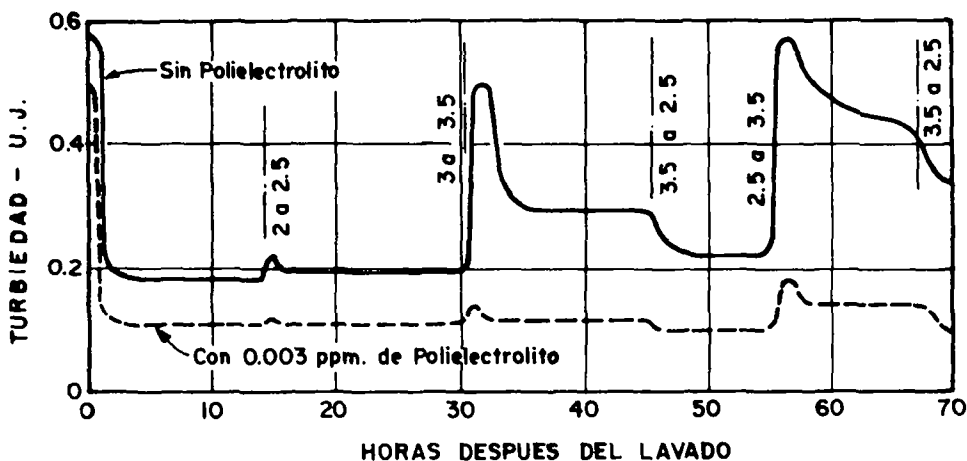


Fig. 7-23 Efecto del polielectrolito en la turbiedad efluente durante los cambios súbitos de velocidad de filtración (según Tuepker y Buescher)

En ella se puede ver que toda variación en la carga superficial del filtro (de 2 a 2.5 gpm/pie², 3 a 3.5 gpm/p², etc, la cual fue hecha en sólo 10 segundos), automáticamente produjo una irrupción de turbiedad. Sin embargo, la aplicación de sólo 0.003 ppm de polielectrolito, mermó cuando no suprimió del todo la deterioración de la calidad del filtrado.

En otras oportunidades puede ser necesario, como cuando el floc queda retenido en la superficie, hacer que éste penetre más profundamente dentro del filtro, esto es, hacerlo más "blando" para disminuir la tasa de pérdida de carga y aumentar la longitud de las carreras de filtración. Smith y Medlar (35) han experimentado al respecto con

polifosfatos, preferentemente hexametrafosfatos de sodio (Calgón), el mismo compuesto que se usa como inhibidor de la corrosión. Los polifosfatos tienen carga negativa y por tanto al añadirlos en cantidad suficiente al agua hacen negativo el PZ de los coloides presentes. Esta propiedad dispersante de los coloides es la que permite que el floc penetre más profundamente y estimule la capacidad de retención del lecho.

De los estudios realizados por los autores citados se concluye que si bien el uso del Calgón disminuye la pérdida de carga del filtro, empleado en cantidades altas desmejora la calidad del efluente, en especial cuando se hace remoción de hierro. Véanse las curvas de la figura 7-24.

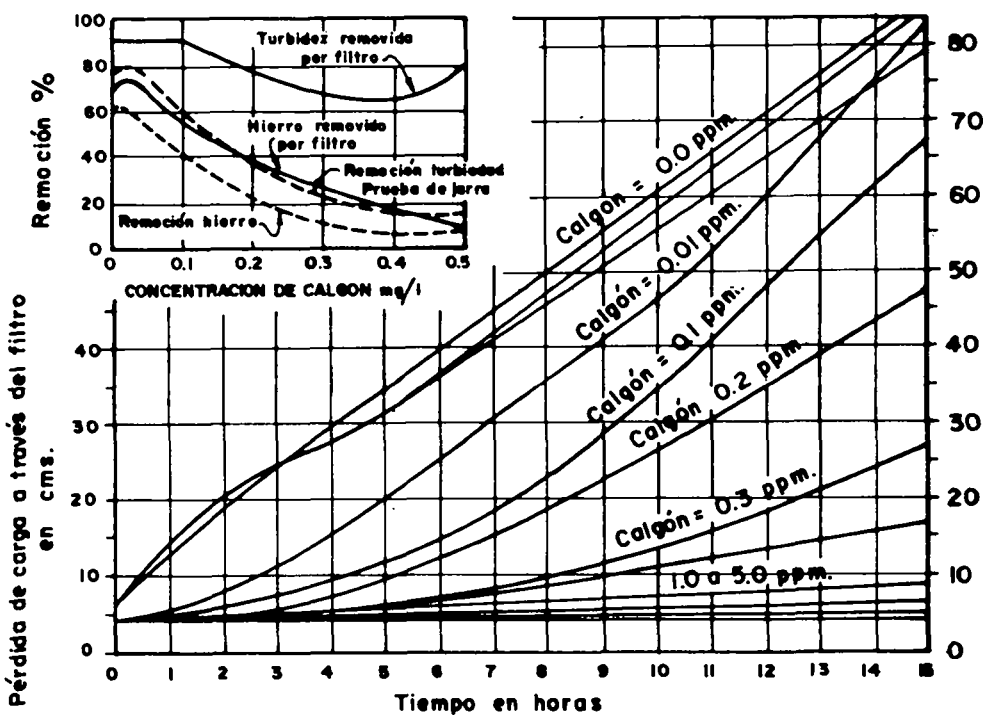


Fig. 7-24 Variación en pérdida de carga en el filtro con varias dosis de Hexametrafosfato de sodio

Existe pues una dosis crítica que debe hallarse experimentalmente para cada caso. Los autores citados encontraron que cantidades tan pequeñas como 0.1 mg/lit de Calgón prolongaba la carrera del filtro sin deteriorar el efluente. Usar inhibidores de la coagulación en forma indiscriminada puede sin embargo, producir depósitos de material coagulado en el tanque de aguas claras y en la red, en donde los coloides dispersados tienen oportunidad de volver a flocular.

BIBLIOGRAFIA

1. Camp, Thomas R. (Ago. 1964) "Theory of water filtration", Jour. ASCE Vol. 90, No. SA4, 30 p.
2. Craft, T.F., (Abr. 1966) "Review of rapid sand filtration theory", Jour AWWA, Vol. 58, p. 429.
3. Davis, Erick y Borchardt, Jack A. (Oct. 1966), "Sand filtration of particulate matter", Proc. ASCE, Vol. 92, No. SA5, p. 47-60.
4. Deb, Arun K., (Abr. 1970), "Numerical solution of filtration equations" Proc. ASCE, Vol. 96, No. SA2, p. 195-210.
5. Deb. Arun K. (Jun. 1969), "Theory of sand filtration", Proc. ASCE, Vol. 95 No. SA3, p. 399-422.
6. Edwards, D.M. y Monke, E.J., (Oct. 1967), "Electrokinetic studies of slow sand filtration process", Jour. AWWA, Vol. 59, p. 1310.
7. Fair, G.M., and Hatch, L.P. (Nov. 1933), "Fundamental factors governing the streamline flow of water through sand", Jour. AWWA, Vol. 25, No. 11, p. 1551.
8. Fair y Geyer, "Water supply and waste water disposal", J. Willey & Sons (1956).
9. Fox, David M. y Cleasby, John L. (Oct. 1966), "Experimental evaluation of sand filtration theory", Proc. ASCE, Vol. 92, No. SA5, p. 61-82.
10. Gregory, John, (Jun. 1968), "Determination of filter media zeta potential" Jour. ASCE, Vol. 94, No. SA3, p. 571-574.
11. Borchardt, J.A., y O'Melia Ch. R., (Dic. 1961), "Sand filtration of algal suspension" Jour. AWWA, Vol. 53, No. 12, p. 1493.
12. Gaise, G.D., Pitman, R. W. y Wells, G. W. (Oct. 1967), "Use of filter conditioners in water treatment" Jour. AWWA, Vol. 25, No. 10, p. 1303.
13. Hudson, H. E., (Sept. 1966), "Coagulation and flocculation of surface waters" Jour. NEWWA, Vol. 80, No. 3.
14. Hannah, Sinney, "Polyelectrolytes-coagulants, flocculants, and filtration aids", Conf. Curso Técnicas avanzadas de tratamiento de agua, Caracas 1969.
15. Hazen Allen, (1904), "On Sedimentation", Trnas. ASCE, Vol. 53, p. 45.
16. Hsiung, Kou-ying y Cleasby, John L., (Dic. 1968), "Prediction of filter Performance", Proc. ASCE, Vol. 94, No. SA6, p. 1043-1069.
17. Ives, K.J., "Rapid Filtration", Water Research (1970) Vol. 4, p. 201.
18. Ives, Kenneth J., (May. 1961) "Filtration using radioactive algae", Proc. ASCE, Vol. 87, No. SA3, p. 23-37.
19. Ives, Kenneth, J. & Sholji, Ihsan, (Ago. 1965), "Research on variables affecting filtration", Proc. ASCE, Vol. 91, No. SA4, 19 p.

20. Iwasaki, T. (Oct. 1937) "Some notes on sand filtration", Jour. AWWA, Vol. 29, p. 1591-1937.
21. Jordan, Roger M., (Jun. 1963), "Electrophoretic studies of filtration" Jour. AWWA, Vol. 55, No. 6, p. 771.
22. Kaufman, Warren J., (1969), "Recent theoretical concepts of filtration" California, 25 p. ilus.
23. Ling, Joseph Tso-Ti, (Jul. 1955), "A study of filtration through uniform and filters" Proc. ASCE, Vol. 81, Paper No. 751.
24. Mackrle, Vladimir & Mackrle, Svatopluk, (Sep. 1961), "Adhesion in filters" Proc. ASCE, Vol. 87, No. SA5, p. 17-32,
25. Mintz Danil M. (1966), "Modern theory of filtration" Special subject No. 10, Proc. Seventh Congress, IWSA, pp. P2-P29.
26. O'Melia, Ch. R. y Stumm, "Theory of water filtration", Jour. AWWA, Vol. 59, p. 1393, Nov. 1967.
27. O'Melia, Ch. R. y Crapps "Some chemical aspects of rapid sand filtration" Jour. AWWA, Vol. 56, No. 10, p. 1326, Oct. 1964.
28. Ott, Charles R. y Bogan Richard H. "Theoretical evaluation of filter modeling experiments", Proc. ASCE, Vol. 96, SA2, p. 455-465, Abril 1970.
29. Robeck, Gordon G. y otros, "Studies of modifications in water filtration" Jour. AWWA, Vol. 56 No. 2, p. 198-213. Feb. 1964.
30. Dostal y Robeck, "Studies of Modifications in treatment of Lake Erie Water" Jour. AWWA, Vol. 58, No. 11 (Nov. 1966).
31. Robinson, Glen, M. "Role of surface tension in filtration" Water & Sewage Works. 274-277 p. June, 1968. Lloyd
32. Scott, G.R. "Short history of filter, construction and operation", Jour. AWWA Vol. 47, p. 749, Ago. 1955.
33. Segal, B.A., y Okun, D. "Effect of filtration rate on filtrate quality", Jour. AWWA, Vol. 58, No. 3, p. 368, March 1966.
34. Smith, Clifford V. "Electrokinetic phenomena in particulate removal by rapid sand filtration" Jour. NEWWA, Vol. 81, No. 6, p. 170-212, Jun. 1967.
35. Smith, C.V. y Medlar, S.J. "Filtration optimization utilizing polyphosphates" Jour. AWWA, Vol. 60, p. 921, Ago. 1968.
36. Spielman, Lloyd A. y Goren, Simon L. "Capture of small particles by London Forces from Low-speed liquid flows" Env. S. & T. Vol. 4, No. 2, p. 134-140 Febrero 1970.
37. Stanley, Donald, R. "Sand filtration studied with radiotracers" Proc. ASCE Vol. 81, Paper No. 751, Jan. 1955.

38. Symposium on water filtration. Berkeley, California, 1969, "Proceedings".
39. Yao, K.M. y O'Melia, C.R. "Particle transport in Aqueous Flow through porous media" - Presented to the Annual Conference of the Hydraulics Div., ASCE, Aug. 20-22, 1968, at MIT, Cambridge, Mass.
40. Hudson, Herbert, E. "Physical aspects of filtration", Jour. AWWA, Vol. 61 No. 1, 7 p. Jan 1969.
41. Ives, K.J., & Gregory, J., "Surface Forces in filtration", Proc. Soc. for Water Treatment and Examination, Vol. 15, pag. 93, (1966).
42. Yao, K.M., Habibian, M.T., O'Melia, Ch.R., "Water and Waste Water Filtration: Concepts and Applications", (Nov. 1971), Environmental Science and Technology, Vol. 5, p. 1105.
43. Ison, C.R., Ives, K.J., "Removal Mechanisms in Deep Bed Filtration" (1969), Chemical Engineering Science, Vol. 24, p. 717.
44. Mintz, D. M. y Krishtul, "Investigation of the Process of Filtration of a Suspension in a Granular Bed", (1960), Zhurnal Prikladnoi Khimii, Vol. 33, p. 304.
45. Maroudas, A. y Eisenklan, P., "Clarification of Suspension: A study of Particle Deposition in Granular Media" (1965), Chem. Eng. Science, Vol. 20, p. 875.
46. Yáñez, F., "Incremento de la Capacidad de Plantas de Tratamiento", Simposio sobre Nuevos Métodos de Tratamiento de Agua, Asunción, Paraguay (Agosto 1972), OMS/CEPIS.
47. Ives, K.J., "Rational Design of Filters", (1960), Proc. Inst. Civil Eng., London, Vol. 16. p. 189.
48. Ives, K.J., "Theory of Filtration", Special Subject No. 7, Proc. International Water Supp. Cong. Exhib., Vienna 1969, Pub. Internat. Assoc. 34 Park St., London, W.I.
49. Harris, W.L., "High-Rate Filter Efficiency" (Ago. 1970), Jour. AWWA, Vol. 62, p. 515.
50. Tuetpker, J.L. y Buescher, C.A., Jr., "Operation and Maintenance of Rapid Sand and Mixed Media Filters in a Lime Softening Plant", (Dic. 1968), Jour. AWWA, Vol. 60, p. 1377.

VIII

CONCEPTOS MODERNOS SOBRE EL DISEÑO DE UNIDADES DE FILTRACION

I. Introducción

El diseño de los filtros permaneció sin mayor variación durante más de 60 años.

A partir de la última década, sin embargo fueron apareciendo algunos cambios importantes en los medios filtrantes y en los sistemas de control, sugeridos en años anteriores con carácter experimental pero que no habían llegado a generalizarse.

Hoy contamos con una mayor variedad en los procesos de filtración.

Podríamos enumerar no menos de diez tipos de filtros, a saber:

I Filtros con flujo descendente

1. Rápidos con lecho de un solo material

- a) De arena sola
- b) De antracita sola

2. Rápidos con lecho múltiple
 - a) De antracita y arena
 - b) De antracita, arena y granate o ilmenita
3. Lentos con lecho de un solo material
 - a) De arena convencionales
 - b) De arena dinámicos

II. Filtros con flujo ascendente

- a) De alta rata o carga superficial (*) (rápidos)
- b) De baja rata o carga superficial (*) (lentos)

III. De flujo mixto (parte ascendente y parte descendente)

IV. Filtros de diatomáceas

Los más comunes en plantas de tratamiento municipales son los de flujo descendente, a saber:

1. Filtros rápidos de arena sola o antracita
2. Filtros de lecho mixto: de arena y antracita o arena, antracita y granate o ilmenita
3. Filtros lentos de arena sola.

Una comparación entre las características de diseño de estos diferentes tipos de filtros, se incluye en la tabla 8-1.

Si bien los filtros de arena y antracita deben preferirse para la mayoría de las aguas, sobre los de arena sola o antracita sola, son estos últimos los más frecuentemente usados hoy en día; por tanto, los vamos a describir en detalle, entre otras cosas porque los conceptos básicos de diseño son iguales para ambos sistemas.

I. ANALISIS GRANULOMETRICO DE MATERIALES GRANULARES

El material granular para los filtros se selecciona por medio del cernido en tamices. La serie estándar americana y la Tyler se presentan en las Tablas 8-2 y 8-2(a).

Para analizar la muestra, se pesa una cantidad de ella, se cierra en tamices consecutivos y se va obteniendo el tanto por ciento del peso retenido en cada tamiz con relación al total. El resultado se dibuja como indica la figura 8-1, con el objeto de facilitar las interpolaciones.

Un ejemplo de análisis de una arena se muestra en la Tabla 8-3.

(*) La palabra rata (del latín: rata, ratione) fue aceptada por el diccionario de la Real Academia Española (Anexo 1970) con el sentido de parte proporcional, variación en el tiempo.

UNIDADES DE FILTRACION - DISEÑO

TABLA 8-1 - COMPARACION ENTRE DIFERENTES TIPOS DE FILTROS

CARACTERISTICAS	FILTRO RAPIDO CON LECHO MIXTO (Arena y antracita)				FILTRO RAPIDO CON LECHO DE ARENA				FILTRO LENTO CON LECHO DE ARENA					
	m ³ /m ² /día	lit/seg/m ²	cm/seg	Profundidad del lecho filtrante	m ³ /m ² /día	lit/seg/m ²	cm/seg	Profundidad del lecho filtrante	m ³ /m ² /día	lit/seg/m ²	cm/seg	Profundidad del lecho filtrante	Tuberías perforadas de gres o cemento	
Rata o carga superficial de filtración	235.0	2.72	0.272	30 - 45 cms de grava 45 - 60 cms de antracita 15 - 30 cms de arena	350.0	4.05	0.405	30 - 45 cms de grava 60 - 75 cms de arena	87.50	1.01	0.101	30 cms de grava 90 - 110 cms de arena	7.00	0.081
Velocidad de filtración					590.0	6.83	0.683		117.50	1.36	0.136		0.108	0.0162
Profundidad del lecho filtrante														
Drenaje	Falsos fondos o similares				Tuberías metálicas perforadas o placas porosas, falsos fondos, etc.				Tuberías perforadas de gres o cemento					
Lavado	Invirtiéndolo el flujo con agua proveniente de un tanque elevado o una bomba. Velocidad de lavado: 0.60 - 1.00 mtz/min ó 0.60 - 1.00 m ³ /m ² /min.				Invirtiéndolo el flujo a presión con agua proveniente de un tanque de lavado o una bomba. Velocidad de lavado: 0.80-1.20 mtz/min ó 0.80 - 1.2 m ³ /m ² /min.				Raspando la superficie de la arena.					
Pérdida de carga	De 20 cms hasta 2.70 mtz máximo				De 30 cms hasta 2.70 mtz máximo				De 16 cms. hasta 1.20 mtz máximo					
Tiempo entre limpiezas	12 - 48 horas				24 - 48 - 72 horas				20 - 30 - 60 días					
Penetración del floc	Profunda				5 cms superiores (mayor cantidad)				Superficial					
Cantidad de agua usada en el lavado	1 - 3 % del agua filtrada				1 - 6 % del agua filtrada				0.2 - 0.6 % del agua filtrada					
Tratamiento previo del agua	Coagulación, floculación y sedimentación				Coagulación, floculación y sedimentación				Ninguno o aireación (rara vez floculación y sedimentación).					
Costo de construcción	Más bajo que el de los filtros rápidos de arena				Más bajo que el de los filtros lentos				Alto					
Costo de operación	Igual al de los filtros rápidos de arena				Más alto que el de los filtros lentos				Bajo					
Área ocupada por los filtros	1/2 a 1/5 de la de los filtros rápidos de arena				Más grande que la de los filtros rápidos de arena (Aprox. 12 veces mayor)									

Tabla 8-2

Serie americana de tamices (Estados Unidos)

No. de Serie (*)	Tamaño de aberturas		No. de Serie	Tamaño de aberturas	
	mm.	pulg.		mm.	pulg.
2 1/2	8.00	0.315	18	1.00	0.039
3	6.72	0.265	20	0.84	0.033
3 1/2	5.66	0.223	25	0.71	0.029
4	4.76	0.187	30	0.59	0.023
5	4.00	0.157	35	0.50	0.020
6	3.36	0.132	40	0.42	0.017
7	2.83	0.111	45	0.35	0.014
8	2.38	0.094	50	0.30	0.012
10	2.00	0.079	60	0.25	0.010
12	1.68	0.066	70	0.21	0.008
14	1.41	0.056	80	0.18	0.007
16	1.19	0.047	100	0.15	0.006

Tabla 8-2(a)

Serie Tyler de tamices

No. de serie	Tamaño de aberturas		No. de serie	Tamaño de aberturas	
	mm.	pulg.		mm.	pulg.
3	6.680	0.263	28	0.589	0.023
4	4.699	0.185	35	0.417	0.016
6	3.327	0.131	48	0.295	0.012
8	2.362	0.093	65	0.208	0.008
10	1.651	0.065	100	0.147	0.006
14	1.168	0.046	150	0.104	0.004
20	0.833	0.033	200	0.074	0.003

(*) El número de serie corresponde aproximadamente al número de alambres del tamiz por pulgada.

Tabla 8-3

Análisis granulométrico de una muestra de arena

Cedazo No. fondo	Abertura (mm)	% al Peso que pasa por cada tamiz	% acumulado
100	0.149	1.7	1.7
70	0.210	4.7	6.4
50	0.297	10.7	17.1
40	0.420	28.0	45.1
30	0.595	4.1	49.2
20	0.841	6.4	55.6
16	1.19	7.1	62.7
12	1.68	7.0	69.7
8	2.38	11.9	81.6
6	3.36	5.4	87.0
4	4.76	6.2	93.2
1/4"	6.36	6.8	100.0

A partir de los datos anteriores hemos obtenido el gráfico que se indica en la página siguiente. La línea llena indica la arena analizada.

Allen Hazen sugirió en 1892 como parámetros básicos para caracterizar los medios granulares, lo que él denominó "Coeficiente de Uniformidad y Diámetro Efectivo".

El coeficiente de uniformidad (que mejor debiera llamarse de desuniformidad, pues su valor incrementa a medida que la arena es menos uniforme), es la razón del 60 al 10 %, así:

$$C_u = \frac{\text{Abertura del tamiz que dejaría pasar el 60 \% (mm)}}{\text{Abertura del tamiz que dejaría pasar el 10 \% (mm)}}$$

El diámetro efectivo E es la abertura del cedazo ideal que deja pasar el 10 %. Este parámetro fue sugerido por Allen Hazen en 1892, debido a que había observado, trabajando con filtros lentos, que la resistencia del lecho filtrante no estratificado al paso del agua era la misma, cualquiera fuera el tamaño del grano, (hasta un $C_u : 5$) cuando el 10 % era el mismo. Ejemplo Fig. 8-1

$$C_u = \frac{1.05}{0.225} = 4.65$$

$$E = 0.225 \text{ mm}$$

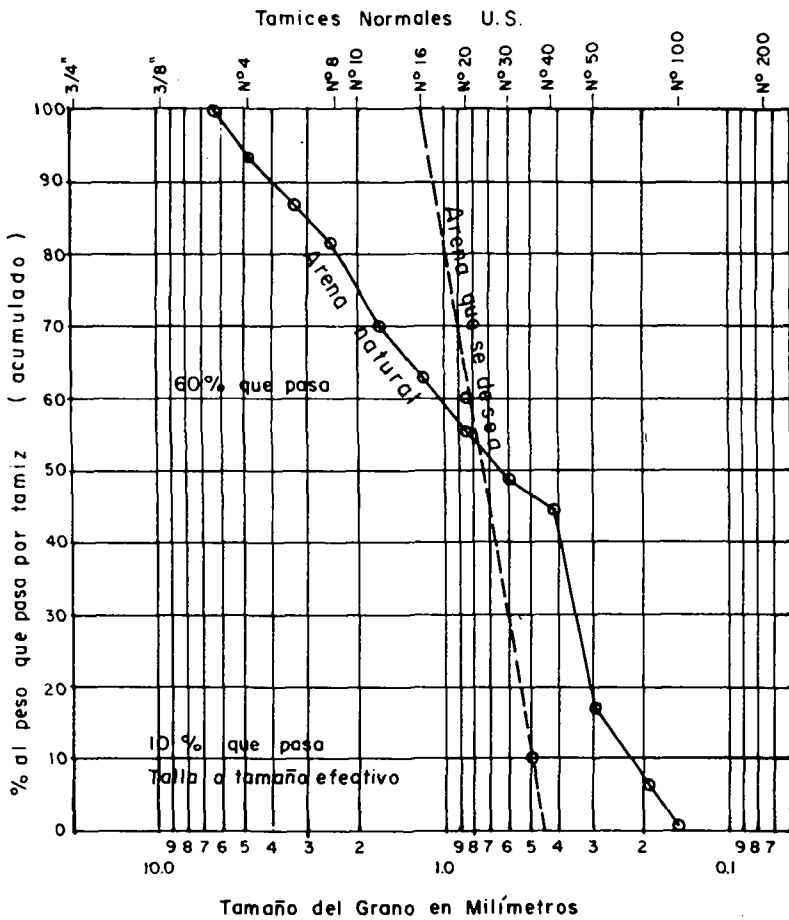


Fig. 8-1 Análisis granulométrico

Si se desea una arena de $C_u = 1.7$ y $E = 0.5$ se trazaría una línea que pase por 0.5 para 10 % y $1.7 \times 0.5 = 0.85$ para 60 %.

Medios Filtrantes

a) **Arena**

La arena que se usa en los filtros rápidos es de menos de 2.0 mm de diámetro, y está compuesta de material silíceo con una dureza de 7 en la escala de Moh* y un peso específico no menor de 2.60. Deberá estar limpia: sin barro ni materia orgánica, y no más del 1 % podrá ser material laminar o micáceo.

(*) La escala de Moh determina comparativamente la dureza de los minerales por la capacidad que cada uno de ellos tiene para rayar al otro. Va de uno a diez, así: 1-Talco, 2-Yeso, 3-Calcita, 4-Fluorita, 5-Apatita, 6-Ortoclase, 7-Cuarzo, 8-Topacio, 9-Corindón, 10-Diamante. Dureza de 7 significa que debe rayar a la ortoclase pero dejarse rayar por el topacio.

UNIDADES DE FILTRACION - DISEÑO

La solubilidad en HCl al 40 % durante 24 horas tiene que ser menor del 5 %, y la pérdida por ignición menor del 0.7 %.

Se puede especificar tamaño uniforme o desuniforme. Se entiende por uniforme la arena que queda recogida entre dos cedazos consecutivos ($C_u \leq 1.1$).

Los diseñadores europeos suelen preferir este tipo de arena con diámetros entre 0.8 y 1.0 mm.

La práctica americana en cambio es emplear arena con coeficiente de uniformidad entre 1.50 y 1.70 y tamaño efectivo entre 0.40 y 0.70, con preferencia entre 0.45 y 0.55. No más del 1 % debe ser mayor de 2 mm o menor de 0.3 mm.

Baylis (77) considera que la longitud de la carrera de filtración, puede establecerse a partir del tamaño efectivo del medio filtrante. Así:

$$t = K E^n$$

En donde t = período de servicio o carrera del filtro, E = tamaño efectivo, K = constante que depende de las características del floc, n = exponente aproximadamente igual a 2. Obsérvese que el tiempo t varía en forma exponencial con respecto a E , y por tanto pequeñas variaciones en el tamaño efectivo puede significar notables cambios en las carreras de filtración.

Cuando se lava el lecho filtrante con flujo ascendente, la arena se estratifica según la ley de Stokes por sus pesos y tamaños, quedando los granos más gruesos en la parte inferior y los más finos en la superior. Estos últimos son los que crean mayor resistencia al paso del agua y, por eso, deben removerse cuando son menores de 0.3 mm.

La tabla 8-4 presenta algunos valores usados en plantas de tratamiento:

Tabla 8-4

Tipos de lechos filtrantes usados

Ciudad	Tipo de lecho	Profundidad mts	Tamaño efectivo	Coficiente de uniformidad
Lima (Perú)	Uniforme	0.90	0.8	1.1
Caracas (Venezuela)	Estratificado	0.75	0.4-0.6	1.6
Cúcuta (Colombia)	Estratificado	0.60	0.57	1.60
Detroit (USA)	Estratificado	0.75	0.45	1.60
Los Angeles (USA)	Estratificado	0.60	0.45-0.5	1.65
Milwaukee (USA)	Estratificado	0.67	0.51	1.32
Montreal (Canadá)	Estratificado	0.75	0.48	1.65
Chicago (USA)	Estratificado	0.62	0.65	1.40
Cincinnati (USA)	Estratificado	0.67	0.42-0.44	1.60

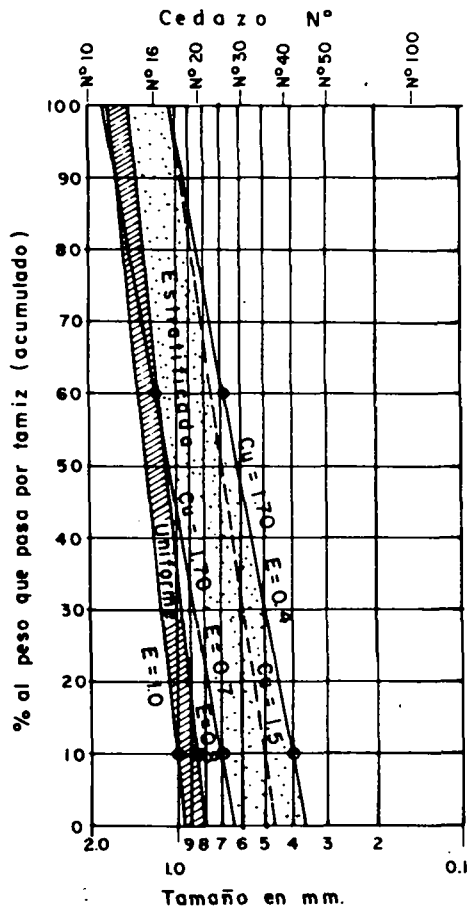


Fig. 8-2 Tamaños de arena usados en filtros rápidos

La porosidad de la arena se relaciona con su forma: las arenas redondeadas tienen porosidades que varían entre 40 y 44 % y las arenas angulares, porosidades mayores, por lo general entre 42 % y 46 %. La porosidad varía según el grado de compactación del lecho y la limpieza del mismo. Lechos sucios tienen bajas porosidades, y al progresar la carrera de filtración se compactan, como se verá más tarde. Comúnmente a menor porosidad mejor efluente se obtiene, pero la pérdida de carga aumenta más rápidamente debido a una menor capacidad de almacenaje de partículas en los poros.

Las arenas angulosas o trituradas, si bien tienen una mayor porosidad, producen una pérdida de carga inicial más alta y son más difíciles para lavarlas adecuadamente. Se prefiere por eso las arenas de río, de formas redondeadas o esferoidales.

b) Antracita

La antracita debe tener una dureza de 3.0 ó mayor en la escala de Moh y su peso específico no debe ser menor de 1.55. El contenido de carbón libre no debe ser menor

del 85 % del peso, la solubilidad en HCl al 40 % durante 24 horas debe ser despreciable y no más del 2. % debe perderse en una solución al 1 % de NaOH. El máximo porcentaje de partículas planas debe ser del 30 %.

Una de las principales características de la antracita debe ser la durabilidad para que pueda resistir la abrasión producida por el lavado sin desintegrarse. Las antracitas blandas son arrastradas por el flujo de lavado, con lo que el volumen y altura del medio en los filtros se disminuye con rapidez. Debe buscarse que no más del 1.0 % se pierda después de 60 horas de lavado y preferentemente el 0.5 %. Su porosidad varía entre el 50 %, y el 55 %, y su capacidad de retención de material es mayor que la de arena.

La antracita se usa con tamaños entre 0.6 y 1.4 mm. Los tamaños efectivos menores E : 0.6 a 0.8 se prefieren cuando se la emplea como el único medio filtrante y los tamaños entre 0.8 y 1.4, cuando se la utiliza en lechos múltiples de arena y antracita o arena, antracita y granate o ilmenita como se verá en capítulo separado.

c) **Otros materiales para medios filtrantes**

Como medios filtrantes se usan también en la actualidad, en combinación con la arena y la antracita (generalmente como tercera capa) el granate ($S_s = 4.20$), la ilmenita ($S_s = 4.6$) y la magnetita ($S_s = 4.90$). Experimentalmente se ha empleado el polistireno como primera capa con $S_s = 1.04$.

d) **Grava**

La grava se la coloca sobre el sistema de drenaje, cuando éste lo requiere y tiene un doble propósito:

- a) Servir de soporte al lecho de arena durante la operación de filtrado para evitar que ésta se escape por los drenes.
- b) Distribuir uniformemente el agua de lavado.

El tipo y tamaño del lecho de grava depende del sistema de drenaje que se use.

Por lo general se colocan de 40 a 45 cms de grava de diferentes tamaños de mayor a menor, así.

Tabla 8-5
Tamaños típicos de grava

Lecho	Profundidad cms	Tamaños	
		Pulgadas	Pulgadas
Fondo	15 - 12	2 - 1	2 1/2 - 1 1/2
Primero	7.5 - 7	1 - 1/2	1-1/2 - 3/4
Segundo	7.5 - 7	1/2 - 1/4	3/4 - 1/2
Tercero	7.5 - 7	1/4 - 1/8	1/2 - 3/16
Gravilla	7.5 - 7	1/8 - 1/12	3/16 - 3/32
Total	45 - 40		

La capa del fondo de 1" (2.5 cm) a 2" (5.0 cm) puede evitarse con cierto tipo de drenes. Otros no requieren ningún tipo de grava, sino sólo una capa de 5 a 10 cms de arena gruesa de 2 a 4 mm

La capa de gravilla es sin embargo la más importante. Debe estar constituida por material no menor de 1/16" (1.59 mm) ni mayor de 3/16" (4.76 mm). Preferentemente se usan tamaños de 1/8" (3.16 mm) a 1/12" (2.12 mm). Según Baylis (8), es en esta capa donde se origina la mayoría de los problemas de operación de los filtros rápidos.

Al entrar en contacto directo con la arena, se generan en ella fuertes corrientes de agua durante el lavado que pueden en ocasiones moverla y abrirle huecos por donde la arena se cuele posteriormente hasta la grava gruesa y los drenes, como se verá más tarde.

La gravilla (o arena torpeado) deberá por tanto ser cuidadosamente seleccionada, con peso específico no menor de 2.65 y preferiblemente mayor, sin partículas micáceas o de menor densidad y un mínimo de elementos planos.

La grava por su parte deberá ser dura, limpia de limo o material orgánico, en lo posible cantos rodados sin aristas agudas y con un peso específico, no menor de 2600 Kg/m³.

La profundidad de cada lecho deberá ser como mínimo, 5 cms. En cualquier lecho el tamaño mínimo de sus elementos no puede ser menor que el tamaño máximo de grava de la capa que va a quedar encima.

Si l_1 es el espesor de una capa y l_2 es el de la capa que va encima, d_1 el diámetro de la grava de la capa l_1 y d_2 el de la capa l_2 .

$$\frac{l_1}{d_1} \text{ ó } \frac{l_2}{d_2} \geq 3$$

asimismo

$$d_2 > \frac{d_1}{2}$$

Esta limitación significa que con una grava de 5 cm, el espesor de la capa correspondiente deberá ser por lo menos de 15 cms para que quepan tres lechos de piedra de ese tamaño. La capa superior podrá ser igual o mayor que $\frac{d_1}{2} = 2.5$ cms pero no podrá ser por ejemplo de 1.5 cms pues se entremezclaría con la inferior.

Teniendo en cuenta estas especificaciones se ha dibujado la curva de la figura 8-3. En línea punteada se han puesto los valores dados por Baylis ($L = 11.63 \log. d - 2.5$) y Hudson ($L = 10.6 \log. d$) en donde d viene expresado en mm y L en pulgadas.

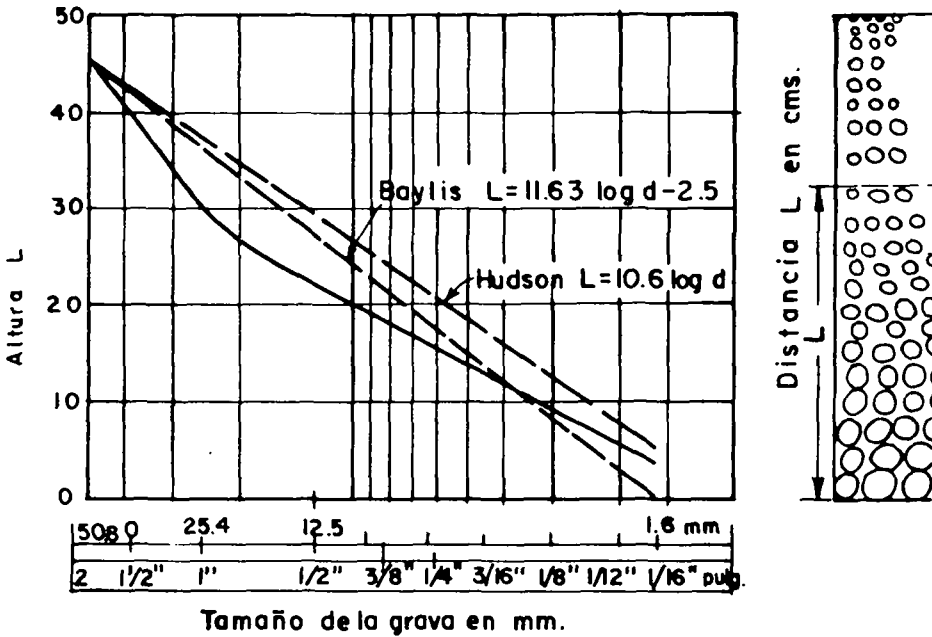


Fig. 8-3 Espesores de grava recomendados para filtros.

Tabla 8-6
Materiales filtrantes

Material	Peso específico	Comentarios
Granos de polistirene	1.04	Experimental
Antracita pesada	1.6 a 1.7	Primera capa
Antracita liviana	1.5 a 1.6	" "
Carbón bituminoso	1.3 a 1.5	" "
Arena de peña	2.65	Segunda capa
Arena triturada	2.55	" "
Arena de granate	3.83	Tercera capa
Granito	3.6 a 4.5	" "
Magnetita	4.9 a 5.2	" "
Ilmenita	4.8	" "

II. Filtros rápidos convencionales con lecho filtrante de un solo material

Descripción general

En la actualidad el filtro más usado en plantas de tratamiento municipales es el de arena sola, que trabaja por gravedad con flujo descendente.

Esencialmente consta de un tanque rectangular de concreto de 3.5 a 5 mts de profundidad total, en el cual se coloca un lecho de arena y grava sobre un sistema adecuado de drenaje. El flujo pasa de la parte superior del tanque cuya profundidad se suele hacer de 0.50 a 2.00 mts, a los drenes del fondo atravesando el medio filtrante. Como al cabo de cierto número de horas de servicio el filtro se obstruye, se hace necesario lavarlo invirtiendo el sentido del flujo, por medio de agua que se inyecta a presión en los drenes y se recoge en las canaletas de lavado colocadas sobre la superficie de la arena, como lo muestra la figura 8-4. Esta operación dura de 5 a 15 minutos, después de la cual el filtro vuelve a su operación normal.

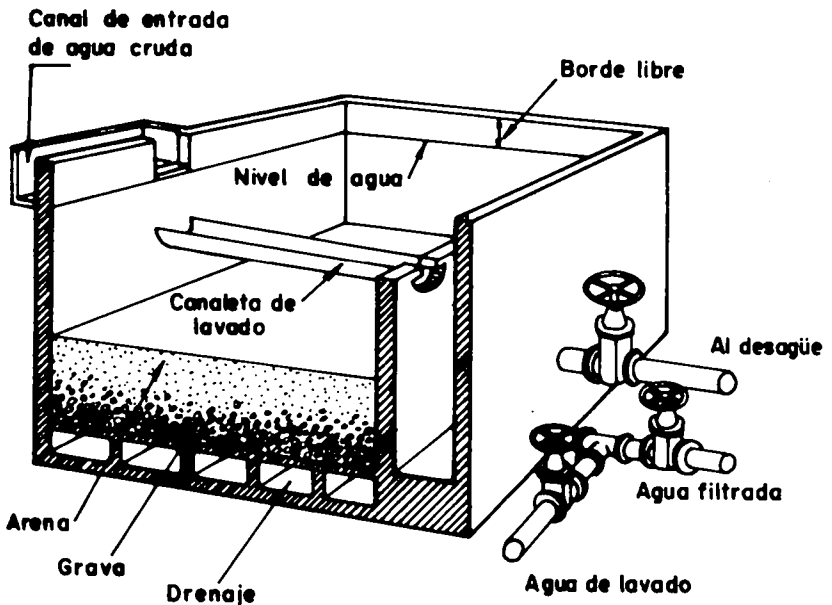


Fig. 8-4

Rata de filtración o carga superficial

Generalmente se atribuye a George Fuller haber fijado, en 1898, lo que hoy se conoce como rata normal de filtración de $2\text{gpm}/\text{p}^2$ ($117.5\text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$). Los experimentos fueron realizados en la planta de tratamiento de Louisville, Estados Unidos, en la cual se había instalado un sistema de filtros rápidos (o mecánicos) entonces poco conocidos.

El mismo Fuller sin embargo se daba cuenta de que no había llegado al valor óptimo (18), pues estatúa que con toda probabilidad "la rata (de filtración) podría ser incrementada con seguridad considerablemente para satisfacer el incremento en el consumo de agua". Sin embargo, durante más de 70 años los filtros se vinieron diseñando con la rata normal, esto es con valores entre 120 y 150 $m^3/m^2/día$ (2.0 - 2.5 gpm).

En el presente, sin embargo, se han realizado extensos trabajos para determinar la validez de esta práctica. Dicen al respecto Segall y Okum (69): "Los resultados de estos experimentos indican que la rata convencional de 2 gpm/ p^2 no es necesariamente correcta. Con medio filtrante relativamente grande y turbiedad afluyente apreciable, puede ser demasiado alta. Con medio fino, 2 gpm/ p^2 puede ser muy baja, puesto que el filtro no se está utilizando en su capacidad total y la penetración del floc en profundidad no se está estimulando."

"La práctica corriente, sin embargo, generalmente hace la selección del medio y la rata de operación, basada en la pérdida de carga, sin preocuparse por la aparición del floc en el agua filtrada o por la ineficiencia del lavado con la consiguiente deteriorización de la calidad del efluente".

En el mismo sentido se expresa Cleasby y Baumann (97) cuando dicen: "Muchos ingenieros y operadores trabajan con un falso sentido de seguridad, depositando toda su confianza en la rata convencional establecida desde hace tantos años de 2 gp m / p^2 . Debe quedar muy claro que un agua de calidad aceptable no se asegura con una carga superficial de 2 gp m/ p^2 , ni siquiera con ratas menores, mientras no se haga un adecuado pretratamiento al afluyente. Por otra parte si esta condición se cumple se puede trabajar con ratas más altas".

Segall y Okum, antes citados, trabajando con la planta de Chapel Hill en la Universidad de North Carolina (Estados Unidos), encontraron que con flujos variables desde 60 $m^3/m^2/día$ hasta 235 $m^3/m^2/día$, ni la rata empleada, ni la turbiedad del afluyente afectaron la calidad del efluente. La arena usada tenía $E = 0.57$ mm, $C_u = 1.38$, gravedad específica de 2.67 y razón de porosidad de 0.4.

Sólo cuando llegaron a valores de 440 $m^3/m^2/día$ (3.75 veces la rata convencional), hallaron que la turbiedad del afluyente afectaba por completo el trabajo del filtro.

Usando antracita que tenía $E = 0.76$, $C_u = 1.78$, gravedad específica de 1.60 y razón de porosidad de 0.5, ratas de filtración de hasta 176 $m^3/m^2/día$, no parecían afectar el efluente.

Los experimentos realizados durante tres años por Brown (12) en la planta de tratamiento de Durham dieron los resultados siguientes:

Tabla 8-7

Resumen del resultado. Planta de tratamiento Durham

Item	FILTRO No.		
	12 2 gpm	13 3 gpm	14 4 gpm
Carrera del filtro (hr)	135.2	116.7	81.3
Agua de lavado ‰	1.21	0.89	0.99
Turbiedad (unidades)	0.34	0.38	0.43
Bacterias (Colon/ml)	0.32	0.42	0.36
Organismos coliformes	Negativo	Negativo	Negativo

Las arenas de los filtros tenían $E = 0.55$, $C_u = 1.4 - 1.8$, profundidad del lecho 62.5 cms. Estos datos indican que la mejor rata fue la de 3 gpm/p² (176.25 m³/m²/día) porque dio la máxima economía de agua de lavado. La calidad de los tres filtros fue prácticamente la misma.

Estas investigaciones corroboran los resultados que Baylis obtuvo (4) (6) (9) a partir de 1948, cuando empezó a operar 8 de los 80 filtros de la planta de filtración del distrito sur de Chicago con 4, 4.5 y 5 gpm/p² (240, 270 y 300 m³/m²/día). El lecho de los filtros estaba constituido por 60 cms de 0.65 mm de tamaño efectivo y $C_u = 1.40$. Sus conclusiones fueron las siguientes, entre otras, (9) después de siete años:

- a) La eficiencia en remoción bacteriana de los filtros operados a 5 gpm es igual a la de los filtros operados a 2 gpm. Buena reducción de bacterias coliformes se observó con los filtros de alta rata, aun cuando hubiera poco cloro residual en el agua filtrada antes de la postcloración.
- b) La turbiedad del agua filtrada a 4-5 gpm (240 - 300 m³/m²/día) no es apreciablemente más grande que la que se obtiene con 2 gpm (120 m³/m²/día).
- c) El comportamiento del filtro, entendiéndose como tal el volumen de agua filtrada por pie de incremento de pérdida de carga, es mayor para los filtros de alta rata que para los de 2 gpm (120 m³/m²/día).

Este último punto se comprende si se considera que a medida que se filtra a mayor velocidad, la carrera de filtración se acorta proporcionalmente (*), pero la cantidad de agua producida entre lavado y lavado se aumenta. En otras palabras, lo que debe

(*) Baylis dice que la longitud de la carrera de filtración es inversamente proporcional a la rata de flujo, esto es, que un filtro operado a 4 gpm permite carreras de aproximadamente 1/2 de los que trabajan con 2 gpm. En otro trabajo (77) establece que $t = k/a^{1.5}$; en donde t : carrera del filtro, k : coeficiente que depende del grado de dureza del floc que se filtra y Q : rata de flujo.

considerarse es el volumen total de agua que se puede obtener durante el período de servicio del filtro. Se puede obtener el mismo volumen con baja rata y largas carreras o con alta rata y cortas carreras. Véase las curvas de la figura 8-5.

PORCENTAJE DE AGUA DE LAVADO USADA PARA DIFERENTES CARRERAS DE FILTRACION - SE CONSIDERÓ UN LAVADO DE 8 min o $0.75 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{min}$. DE RATA DE LAVADO ($6 \text{ m}^3/\text{m}^2$ por lavado)

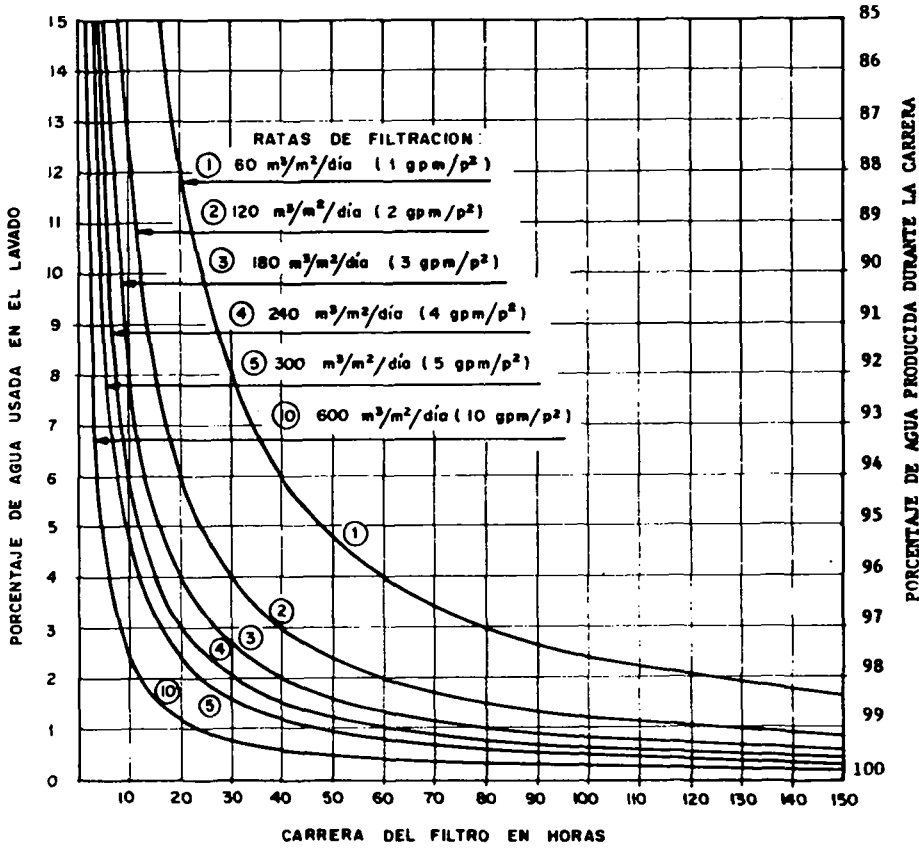


FIG. N° 8-5

Por ejemplo, si un filtro que trabaja con $300 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ se lava cada 24 horas, la producción sería del 98 % (2 % se usaría en el lavado), si el filtro en cambio trabaja con $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ se necesitarían 60 horas para producir la misma cantidad de agua.

Para cada carga superficial de filtración la producción aumenta con la carrera hasta un límite en que se hace asintótica a la línea del 100 %. Para valores mayores de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, carreras mayores de 20 horas (véase figura 8-5) aumentan la producción en menos del 0.5 %.

En general, para ratas mayores de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ (4 gpm) poco se gana en producción neta al prolongar la carrera más allá de las 40 horas, pues el incremento en la producción no pasa del 0.4 % - 0.7 %. En otras palabras, cuando se emplean altas ratas de filtración lavar frecuentemente los filtros es más una molestia que un desperdicio de agua.

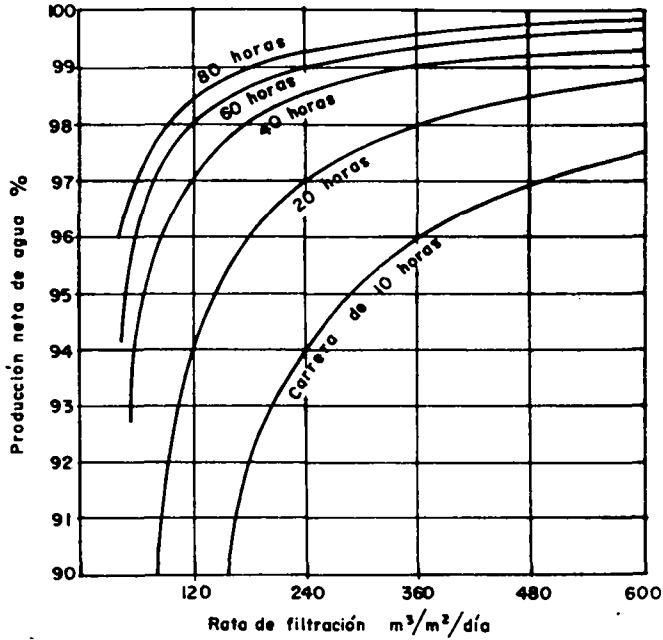


Fig. 8-6 Producción de agua para diferentes carreras y ratas de filtración, para 8 min. de lavado a 0.75 m/min.

Pérdida de carga

La máxima rata de filtración para un agua dada es función de:

- (a) La calidad de agua que se quiere obtener
- (b) La velocidad con que se desarrolla la pérdida de carga en el filtro.

Ambos parámetros dependen de la clase de floc afluente (si es duro o blando) y del tamaño y tipo del medio filtrante.

Si el floc es duro y el medio es fino ($E \leq 0.55 \text{ mm}$), casi toda la pérdida de carga se presenta en los primeros 5 cms para ratas bajas ($120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$) y se distribuye un poco más para ratas altas ($< 240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$).

La mayor o menor distribución de la pérdida de carga en el lecho filtrante, es función de la penetración del floc. Si el floc penetra profundamente, la distribución es mucho mayor y la carrera de filtración también es más larga para la misma rata de filtración que cuando la penetración es apenas superficial. Las ratas altas tienen la ventaja de

que inducen una penetración más profunda, pero pueden desmejorar la calidad del efluente especialmente cuando el floc es blando, pues éste podría romperse dentro del lecho y salir en el agua filtrada.

La figura 8-7 muestra lo que sucede al filtrar un agua que contiene floc duro en un lecho de arena de 0.6 mm. Se produjo el 40 % de la pérdida de carga final de 2.6 mts en los primeros 5 cms, cuando el filtro trabajó con $350 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, y en cambio en esta misma capa se produjo el 70 % cuando trabajó con $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$. La penetración del floc fue mucho mayor en el primer caso que en el segundo.

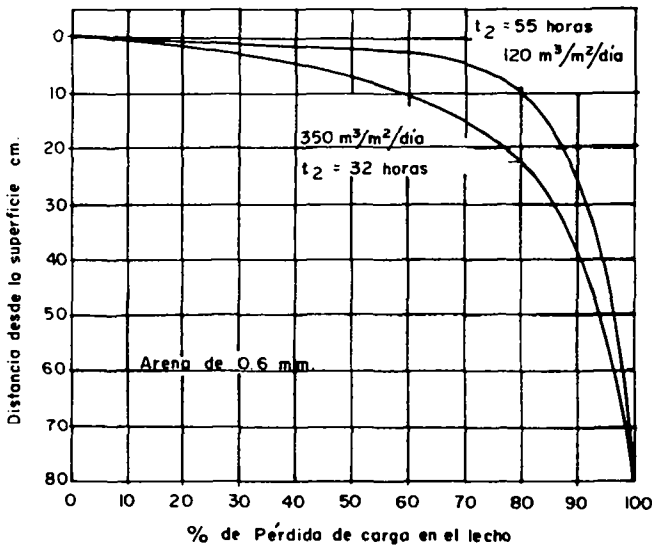


Fig. 8-7 Variación de la distribución de pérdida de carga con la velocidad de filtración.

Curvas similares se pueden obtener en casi todo sistema de filtración. Sin embargo, la resistencia o dureza del floc, la talla efectiva del medio filtrante, su coeficiente de uniformidad, su porosidad, influyen en mayor o menor proporción la distribución de pérdida de carga dentro del filtro.

De especial importancia es el tamaño del grano en la capa superior del lecho. El grano fino tiende a retener mayor cantidad de sólidos y a evitar la penetración del floc, lo que puede causar carreras de filtración muy cortas, por cuanto dicha penetración se produce (77) a través de los miles de aberturas que se abren en la superficie del filtro. A medida que la carrera continúa, estos poros disminuyen de tamaño, hasta que los más diminutos se tapan completamente y el flujo circula principalmente por los más grandes, que a veces se ven como pequeñas cavidades. Como no todo el floc puede pasar por ellas, se acumula sobre la superficie formando una película que crece con el tiempo y en la cual se pueden observar cientos de pequeños agujeritos.

Las cavidades grandes se van llenando y uniéndose entre sí para formar especies de conductos o grietas que parecen de tamaño mayor que los poros de la zona circundante. Por ellos pasa el agua depositando el material en suspensión. Estos conductos van aumentando de tamaño y haciéndose más profundos con el tiempo (véase figura 8-8), hasta que eventualmente pueden atravesar todo el lecho filtrante.

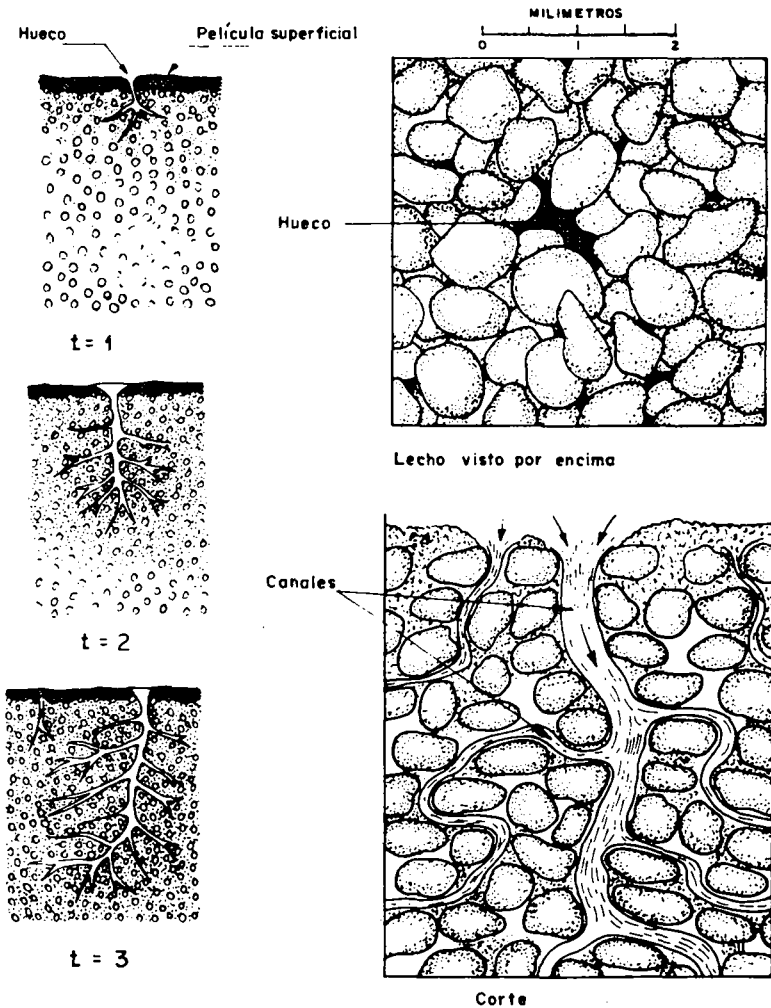


Fig. 8-8 Efecto de apertura de huecos y grietas en el lecho filtrante según Baylis

Ensayos realizados por Baylis (77) con sustancias colorantes en un filtro piloto transparente parcialmente obstruido, demostraron que la materia colorante que se inyectó, atravesó los primeros 6 cms con una velocidad de 1.25 - 2.5 cms/seg, cuando la velocidad promedio calculada debería ser de 0.66 cm/seg. Esto sugiere que el flujo en las grietas tiene una velocidad mayor que el promedio en el lecho.

Los estudios de A. Maroudas (84) de 1966 parecen confirmar esta hipótesis de Baylis. Trabajando ella con un modelo de filtro, encontró que "durante la clarificación una porción creciente del lecho se bloquea y el flujo tiene lugar a través de caminos que no están obstruidos por los depósitos".

Pérdida de carga negativa

Al depositarse el floc en las diferentes capas del medio filtrante, la velocidad del flujo en los intersticios se aumenta hasta producir una disminución de la presión en el líquido, que fluye entre los poros del medio granular.

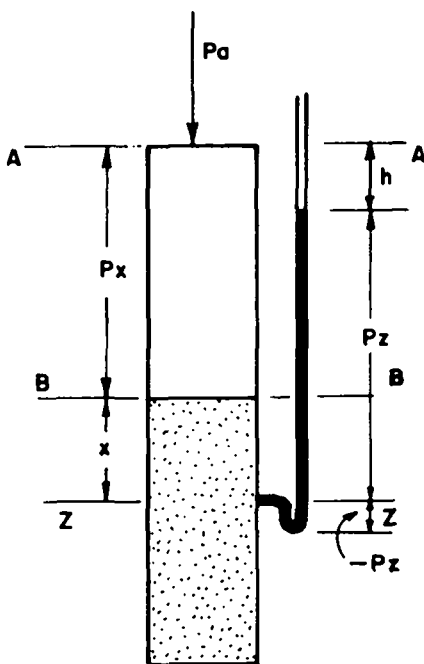


Figura 8-9

Si tomamos un plano z-z (ver figura 8-9) en un filtro, en el cual va colocado un piezómetro, la presión en ese plano será:

$$P_z = (P_x + x) - h$$

$$P_z = P_x + (x-h)$$

y en el plano B - B

$$P = P_x$$

(8-1)

En estas ecuaciones si $(x - h)$ es positivo ($x > h$), la presión aumenta al pasar el flujo por el medio filtrante. En cambio si $(x - h)$ es negativo ($x < h$), habrá disminución de presión, desde el plano B-B, hasta el plano z-z, por cuanto P_x que es la presión en B-B, se disminuye en el valor $(x - h)$ que es negativo.

Si h sigue incrementando, para el mismo valor de x llega un momento en que $(P_x + x) < h$, y la presión en el filtro se hace negativa, esto es, inferior a la atmosférica. Se dice entonces que el filtro tiene pérdida de carga negativa en el plano z-z.

La importancia de la disminución de presión en el filtro radica en el hecho de que cuando el agua está saturada de aire, cualquier disminución de la presión en el líquido, de acuerdo con la ley de Henry, rompe el equilibrio de la interfase* y libera burbujas que se adhieren a los granos de arena e incrementan rápidamente la rata de pérdida de carga o disminuyen el flujo en el filtro a veces en forma notable. El filtro queda así obstruido por el aire.

Profundidad de la capa de agua sobre el filtro

De lo anterior se deduce que cuanto menor sea la capa de agua P_x que va sobre el medio filtrante, más fácilmente se obtienen presiones negativas en el filtro y mayor probabilidad existe de que se presenten obstrucciones por aire. Tradicionalmente, por eso, los filtros se construyen con capas de agua de 1.40 a 1.80 mts. Algunos diseñadores sin embargo dejan profundidades de sólo 0.50 mts lo que suele traer problemas.

Ensayos con filtros pilotos realizados en la planta de tratamiento de la Atarjea (Lima, Perú), los cuales trabajan con capas de agua sobre el lecho de 0.50-0.60 mts, demostraron que la obstrucción por aire acompañada de una rápida disminución de la producción del filtro empezaba a presentarse a partir del momento en que $P_x + x$, o distancia desde la superficie del agua hasta el respectivo piezómetro, se hacía menor que la pérdida de carga h . La disminución del flujo alcanzaba hasta un 40%. Los medios filtrantes de arena que tenían menor porosidad, se obstruían más rápidamente, (a las 24

(*) La ley de Henry establece que: "La concentración de un gas en un líquido depende de la presión parcial sobre la solución", o sea que la cantidad de gas que puede ser disuelto o expelido de un líquido, depende de la presión parcial que exista sobre él. Al disminuir la presión el gas se libera.

horas de iniciada la operación) que los de arena y antracita cuya porosidad era mayor. A las 48 horas por lo general, la cámara inferior formada por el falso fondo del filtro se había vaciado, no obstante que éste continuaba trabajando. Véase la figura 8-10.

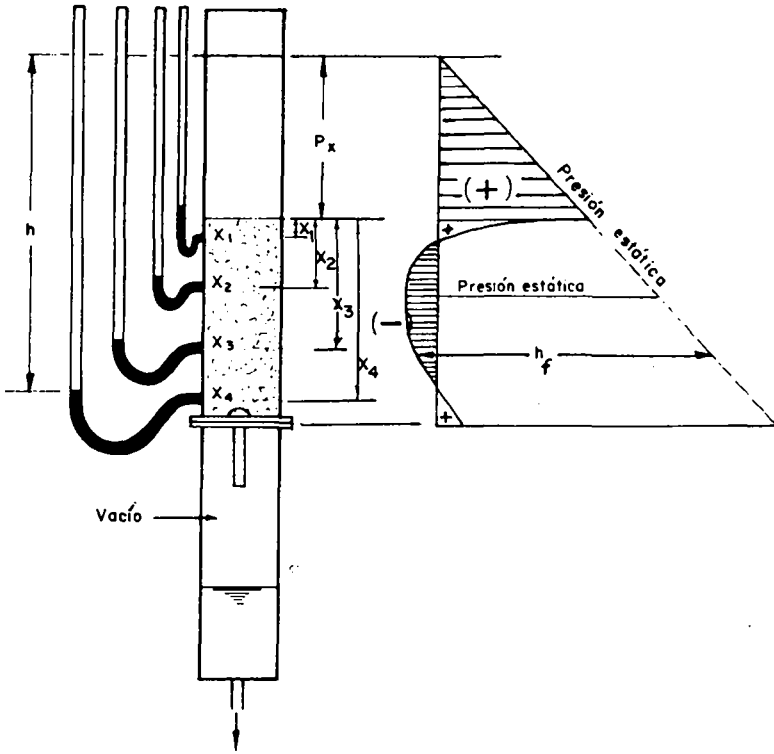


Fig. 8-10 Obstrucción por aire de un filtro

Para salvar esta dificultad, cuando se usan medios filtrantes gruesos y las burbujas no se han formado en todo el lecho, se puede interrumpir la carrera de filtración por unos pocos minutos, para permitir que el aire acumulado se escape. Al reiniciar la operación se encuentra que la pérdida de carga ha disminuido. Si el lecho ya está totalmente colmado de aire, es necesario además, hacer un breve lavado de uno o dos minutos, produciendo una expansión de 10 a 15 % para ayudar a liberar las burbujas, con lo que la carrera del filtro se prolonga unas horas más.

Lavado del filtro

El lavado del filtro es la operación por la cual se suspende el proceso de filtración y se inyecta agua por la parte de abajo del filtro (drenes) con presión adecuada, con el

objeto de que el lecho filtrante se expanda, los granos se froten y se desprenda todo el material que ha quedado retenido entre ellos en la operación de filtrado.

Este proceso debe hacerse cada vez que la pérdida de carga es igual a la presión estática sobre el lecho, o la calidad del efluente desmejore. La mayoría de los problemas del filtro se originan en un lavado deficiente incapaz de: (a) desprender la película que recubre los granos del lecho y (b) romper las grietas o cavidades en donde se acumula el material que trae el agua.

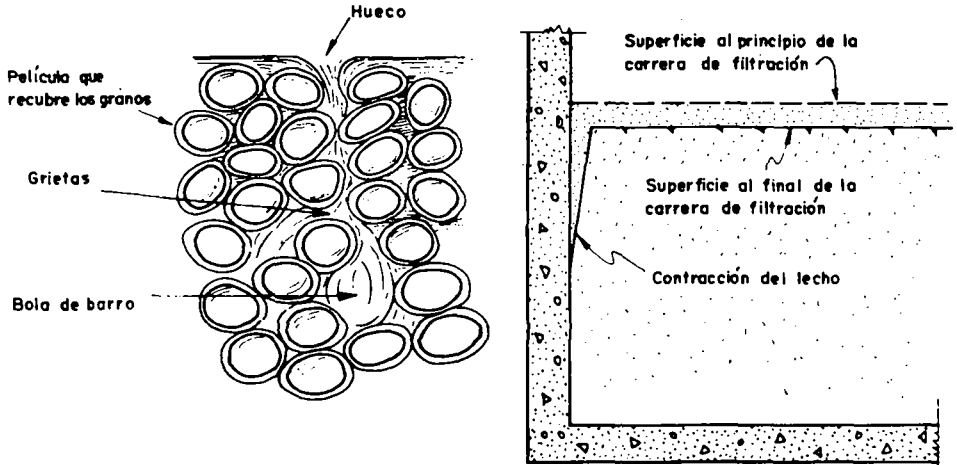


Fig. 8-11 Contracción del lecho filtrante y formación de bolas de barro debidas a un lavado deficiente

En ambos casos al expandir el lecho durante el lavado y luego dejarlo asentar e iniciar la operación de filtrado, el material no removido queda atrapado entre los granos del medio y al progresar la carrera de filtración se compacta, con lo que la superficie del filtro desciende lentamente, como lo muestra la figura 8-11, y las áreas más obstruidas, generalmente alrededor de las paredes, se desprenden dejando una grieta entre ellas y la arena. En casos de serio deterioro, estas grietas pueden llegar hasta la grava y todo el medio granular llenarse de "bolas de barro" que disminuyen el área de paso del flujo. Este fenómeno se presenta paulatinamente: primero se llenan las cavidades dentro del lecho, al no ser removido este material se compacta y una cavidad se une con otra, hasta formar bolas relativamente grandes. En estas condiciones, el filtro deja de ser útil como proceso de tratamiento y debe ser reconstruido totalmente.

Para evitar que esto ocurra con frecuencia, lo que suele ser muy gravoso para la operación del sistema, el lavado debe hacerse con sumo cuidado.

La mayor dificultad radica en poder producir una uniforme distribución del flujo ascendente.

Este es un problema que está aún por resolverse. Inicialmente se usaron lechos de grava poco profundos de 15 a 20 cms, y se colocaba una malla metálica entre la gravilla y la arena para evitar que aquélla se desplace durante el lavado, como lo muestra la figura 8-12.

Esta malla no resultó ser útil, pues rápidamente se destruía. Se pensó entonces en aumentar la profundidad de la grava hasta 45 cms y suprimir la malla.

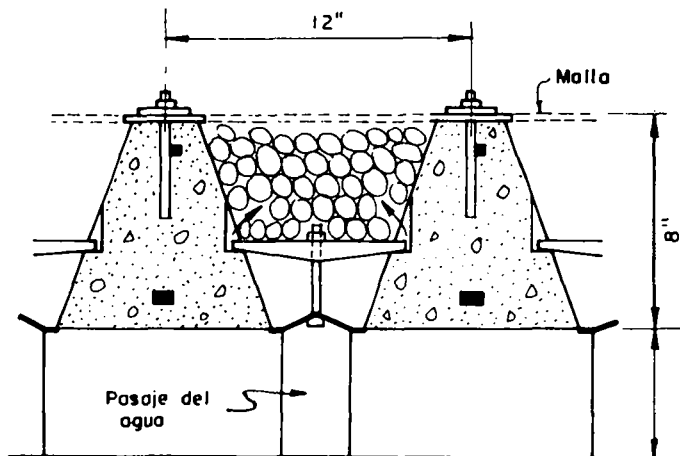


Fig. 8-12 Falso fondo con malla (1913)

Tal solución si bien por lo común funciona, no deja de ocasionar problemas, pues en la superficie de contacto entre la gravilla de 2.12 - 4.76 mm (que no se expande) y la arena, por lo general no mayor de 1 mm (que se expande), se establece durante el lavado un régimen turbulento, en que el flujo en lugar de ascender uniformemente, como sería de esperarse, es proyectado hacia arriba por los poros de la grava en forma de chorros de alta velocidad, que lentamente van desplazando, primero la grava fina y luego la grava de soporte, abriendo huecos que se llenan de arena que se cuela por los drenes y se sale. Con el tiempo el lecho de grava se vuelve ondulado y aun se invierten parcialmente las capas. La figura 8-13 trata de describir el fenómeno en su iniciación.

Cuando esto sucede, la superficie del lecho filtrante se ve dispareja, con hondonadas y montículos, señal de que se han producido fallas en el sistema de soporte de la arena, ya sea debidos a fenómenos hidráulicos como los descritos, o a rupturas en los drenes.

Hidráulica del lavado

Al inyectar agua por el fondo en un medio granular, tres cosas pueden ocurrir: (a) Si la velocidad ascensional del flujo de lavado es menor que la velocidad de asentamiento de las partículas del medio filtrante v_i , el lecho no se expande; (b) Cuando se sigue aumentando la rata de flujo hasta hacer v_a mayor que v_i , el lecho se expande más y más y su porosidad p aumenta proporcionalmente.

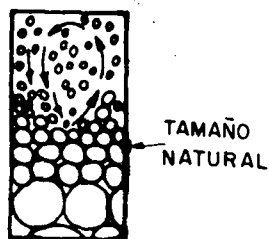
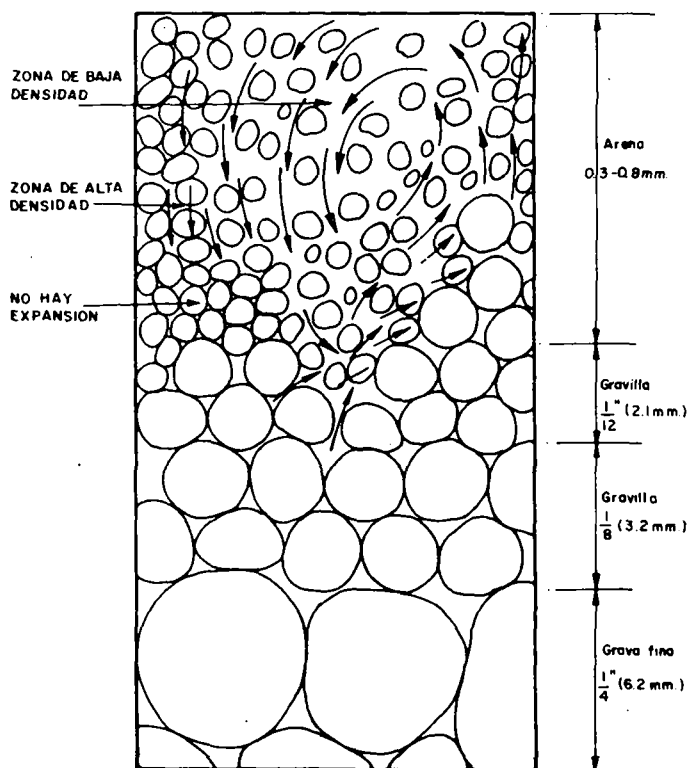


Fig. 8-13 Iniciación de un chorro de arena en el lavado de un filtro rápido.

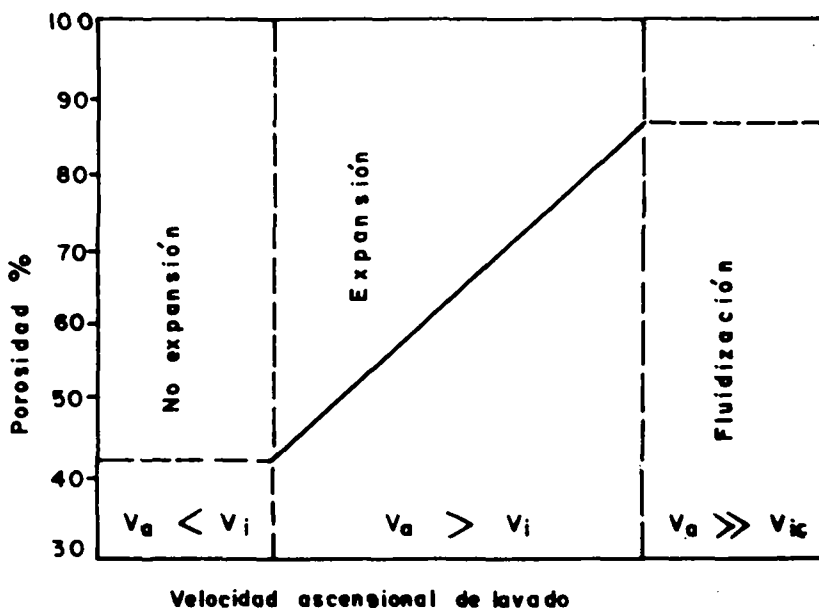


Fig. 8-14 Aumento de la porosidad del lecho en relación con la velocidad ascensional del flujo.

La componente vertical de la velocidad del flujo entre las partículas, es mayor que la que existe encima del lecho; (c) Por último cuando la velocidad del flujo de lavado sobrepasa el valor v_i crítico, el lecho todo se “fluidiza” y los granos del medio son acarreados por el agua en condiciones similares a las estudiadas en el capítulo sobre sedimentación.

En el caso (a) (fig. 8-14), aunque el lecho no se expande la velocidad entre los granos aumenta hasta que la fuerza de arrastre del flujo sea mayor que el peso de la partícula, en ese momento ésta queda suspendida en la corriente ascendente. Si la rata de lavado sigue aumentando, la separación entre partículas se incrementa hasta que se rompe el equilibrio y los granos son arrastrados por el líquido.

Fair y Hatch, considerando que la fricción que el flujo produce en los granos debe ser igual al peso de ellos en el agua, establecieron la siguiente igualdad, en base al área unitaria de la columna de arena.

$$h_L \rho g = L_e (\rho_s - \rho) g (1 - P_0) \tag{8-2}$$

En donde:

- h_L = pérdida de carga para producir una determinada expansión del lecho.
- ρ = densidad del agua
- ρ_s = densidad del material granular
- p_e = porosidad del lecho expandido
- L_e = profundidad o altura del lecho expandido.

Despejando:

$$\frac{h_L}{L_e} = i \quad \text{de (8-2)}$$

$$i = \frac{\rho_s - \rho}{\rho} (1 - p_e) = (S_s - 1) (1 - p_e) \quad (8-3)$$

Cuando estudiamos la fluidización de mantos de lodos habíamos dicho que para la situación de equilibrio, la velocidad de descenso de la interfase v_i (velocidad autointerferida de sedimentación de los granos) debe ser igual a la velocidad de ascenso del flujo, en nuestro caso, velocidad de lavado v_a . O sea:

$$v_i = v_a = \frac{Q_a}{A} \quad (8-4)$$

Donde:

- Q_a = flujo de lavado (m^3/seg)
- A = área del filtro (m^2)

Se ha encontrado que $v_a = v_i$ es igual a v_s multiplicada por la porosidad elevada a la potencia n :

$$v_a = v_s p_e^n \quad (8-5)$$

En donde n tiene un valor de 4.5 y 5, y v_s es la velocidad individual de sedimentación de cada grano en caída libre no autointerferida, calculada con la fórmula:

$$v_s = 36 \sqrt{(S_s - 1) \frac{d}{C_D}}$$

para partícula esférica. Por tanto:

$$p_e = \left(\frac{v_a}{v_s} \right)^{0.22} \quad (8-6)$$

Como C_D es función del número de Reynolds y éste a su vez de la viscosidad, v_s es directamente proporcional a la temperatura y por tanto v_a debiera aumentar con ella, si

se quiere conservar la misma relación de porosidad.

La expansión del lecho "ε" producida por la rata de flujo Qa es igual a:

$$\epsilon = \frac{L_e}{L} - 1 \tag{8-7}$$

Asimismo: $L_e = (\epsilon + 1) L$ (8-7a)

Como el volumen V de arena es igual a:

$$V = (1 - p_o) L \quad \text{ó} \quad V = (1 - p_e) L_e$$

Los espesores del lecho serán:

$$L = \frac{V}{(1 - p_o)} \quad \text{y} \quad L_e = \frac{V}{(1 - p_e)}$$

Reemplazando en 8-7

$$\epsilon = \frac{V/1 - p_e}{V/1 - p_o} - 1 = \frac{1 - p_o}{1 - p_e} - 1 = \frac{p_e - p_o}{1 - p_e} \tag{8-8}$$

En donde p_o es la porosidad inicial del lecho antes de expandirlo. Reemplazando p_e por su valor (8-8) tenemos:

$$\epsilon = \frac{\left(\frac{v_a}{v_s}\right)^{0.22} - p_o}{1 - \left(\frac{v_a}{v_s}\right)^{0.22}} \tag{8-9}$$

o sea que conociendo la velocidad del lavado v_a, la porosidad inicial del lecho p_o y el diámetro y coeficiente de fricción de los granos, podemos hallar la expansión del lecho.

Cuando el tamaño de los granos no es uniforme, éstos se estratifican durante el lavado, quedando los más finos arriba y los más gruesos abajo. La fórmula (8-9) puede aplicarse, subdividiendo el lecho en secciones horizontales que se pueden considerar como de tamaño uniforme y sumando las expansiones en cada capa, con lo que se puede encontrar el porcentaje de expansión de todo el lecho:

$$E = \sum_{L=0}^{\Delta} \epsilon x_i = \sum_{L=0}^{L_e} \frac{L_e}{L} \left(\frac{v_a}{v_s}\right)^{0.22} - p_o \cdot x_i \tag{8-10}$$

Para calcular la pérdida de carga podemos proceder en forma similar:

$$h_L = \sum \Delta h_{L_i} = \sum \Delta L_e (S_s - 1) (1 - p_e)$$

Donde:

$$\Delta L_e = (\Delta \epsilon + 1) L x_i$$

y por tanto:

$$h_L = \sum (\Delta \epsilon + 1) L x_i (S_s - 1) (1 - p_e) \quad (8-11)$$

Veamos un ejemplo:

Un lecho filtrante de 60 cms de espesor constituido por una arena que tiene la distribución por tamaños que aparece en la tabla adjunta, va a ser lavado con una velocidad de 61 cms/min. Encontrar cuál será la expansión del lecho filtrante si $\nu = 0.0131$ stokes ($T = 10^\circ\text{C}$), $p_0 = 0.414$, $S_s = 2.65$.

Las tres primeras columnas son el resultado del análisis de arena hecho en el laboratorio. (Véase la Tabla 8-8). La 4ta se calcula de acuerdo con lo que se vio en el Capítulo V:

$$\frac{v_s}{\{g (s_s - 1) \nu\}^{1/3}} = \frac{v_s}{\{981 (2.65 - 1) 1.31 \times 10^{-2}\}^{1/3}} = \frac{v_s}{2.77}$$

$$\left[\frac{g (s_s - 1)}{\nu^2} \right]^{1/3} d = \left[\frac{981 (2.65 - 1)}{1.31 \times 10^{-2}} \right]^{1/3} d = 212 d$$

Entrando al gráfico 5-1 con los valores de la columna 4 se hallan los v_s de la columna 5, así:

$$\frac{v_a}{v_s} = \frac{1.016}{v_s}$$

La columna 6 es la 5 elevada a la potencia 0.22 y la 7 es la columna 6 menos 0.414. La 8 es 1.000 menos la columna 6.

La columna 9 es la división de las columna 7/8 y viene a dar la expansión de cada capa del lecho individualmente. La 10 es la 9 x 3. Obsérvese que el medio granular se expande como un resorte blando, los granos más finos de la parte superior hasta 119.5 % y los más gruesos de la parte inferior sólo 11.2 %. Las porosidades igualmente varían desde 0.47 hasta 0.733 en la superficie del lecho. Con velocidades bajas, los granos grandes pueden a veces no expandirse en absoluto. Este hecho tiene gran importancia cuando se usan medios mixtos (arena y antracita) de dos densidades distintas, como lo veremos más tarde.

Al multiplicar la expansión de cada capa por el porcentaje de granos de cada tamaño y sumar los resultados parciales, se obtiene la expansión total del lecho, que en

Tabla 8-8 Expansión de un lecho de arena

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Cedazos No.	d cms	x_i 10 ²	v_s cms/seg	$\frac{v_a}{v_s}$	$\frac{0.22}{v_s} \frac{v_a - v_0}{v_s}$	$\frac{0.22}{v_s} \frac{v_a - v_0}{v_s}$	$1 - \frac{v_a}{v_s} \frac{0.22}{v_s}$	$\Delta \epsilon$	$\Delta \epsilon x_i$	$(s_g - 1) \times (1 - Pe)$	$L x_i$	$\Delta \epsilon + 1$	Δh_L
8 - 10	0.218	0.5	30.7	0.0331	0.473	0.059	0.527	0.112	0.056	0.869	0.300	1.112	0.29
10 - 14	0.154	2.3	23.7	0.0429	0.500	0.086	0.500	0.172	0.395	0.825	1.380	1.172	1.33
14 - 20	0.100	9.3	15.9	0.0639	0.543	0.129	0.457	0.282	2.622	0.754	5.580	1.282	5.38
20 - 28	0.070	24.8	11.1	0.0915	0.591	0.177	0.409	0.434	10.763	0.674	14.880	1.434	14.40
28 - 32	0.054	20.6	8.36	0.122	0.630	0.216	0.370	0.579	11.865	0.610	12.360	1.579	11.72
32 - 35	0.046	16.4	6.69	0.152	0.661	0.247	0.339	0.730	11.932	0.559	9.840	1.730	9.50
35 - 42	0.038	12.1	5.58	0.182	0.687	0.273	0.313	0.870	10.523	0.516	7.260	1.870	7.00
42 - 48	0.032	14.0	4.18	0.243	0.733	0.319	0.267	1.195	16.730	0.440	8.400	2.195	8.10
									$\Sigma \Delta \epsilon x_i = 64.88 \%$		$h_L = 57.72 \text{ cm}$		

el caso del ejemplo propuesto es de 65 % aproximadamente.

Para esta expansión la altura final del lecho expandido será:

$$L_e = (\epsilon + 1) L = 1.65 \times 60 = 99 \text{ cms}$$

Para calcular la pérdida de carga, la columna 11 es la columna 8 multiplicada por $(S_s - 1) = 1.65$. La columna 12 es la 3 multiplicada por $L : 60$ cms, dividida por 100. La 13 es la 10 más la unidad, y la 14 es la $13 \times 12 \times 11$. La suma de la columna 14 da $h_L = 57.72$ cms.

Sistemas de lavado

El lavado de los filtros puede hacerse de cuatro maneras distintas:

- (a) Con flujo ascendente solo
 - (b) Con flujo ascendente y lavado superficial
 - (c) Con flujo ascendente y lavado con aire
 - (d) Con flujo ascendente y lavado subsuperficial.
- (a) **Flujo ascendente**

En el primer caso el agua se inyecta por los drenes con una velocidad tal que puede producir una expansión del lecho del 10 al 50 %. Sin embargo, hay que advertir que la expansión exagerada del medio filtrante no beneficia al lavado, pues impide el roce o frotamiento de unos granos con otros, evitando el desprendimiento de la película adherida a ellos durante el proceso de filtración. Por otra parte si la expansión no es suficiente, el floc retenido en el lecho no puede escapar y alcanzar las canaletas de salida.

Para la misma velocidad de lavado, un medio grueso se expande menos que uno fino, y por tanto la acción de fricción es mayor en el primer caso que en el segundo, pues depende de la velocidad intersticial que es mayor cuando la porosidad es menor. El número de colisiones por unidad de volumen y tiempo es también inversamente proporcional a la porosidad. Concluyen por eso Johnson y Cleasby (54) que existen válidas razones teóricas para usar expansiones bajas especialmente con medios gruesos. En el caso estudiado por ellos, una expansión del 16 al 18 % fue óptima con velocidades ascensionales de 68 cm/min.

Este criterio coincide con la práctica europea y especialmente inglesa, que considera que poco beneficio se logra al expandir el lecho mucho más allá de su completa fluidización, esto es cuando todos los granos están totalmente suspendidos en el fluido. Según dicho criterio las velocidades ascensionales deben ser de 30 hasta 60 cms/min y con expansiones entre el 10 y el 15 %. El lavado se complementa con aire (93).

La práctica americana ha sido la de expandir mucho más el lecho filtrante, hasta un 50 %. Fueron los estudios de Hulbert y Herring de 1929 (94), los que indujeron al uso de estas altas velocidades.

Sin embargo, si el mecanismo que produce el desprendimiento de la película que se adhiere a los granos es la fricción entre ellos, expansiones tan grandes como las propuestas por Herring y Hubert no son las más indicadas. Estas por tanto pueden reducirse sustancialmente, hasta un 15 ó un 25 %, economizando agua y mejorando probablemente la limpieza del filtro.

En realidad, la técnica usada en el lavado debe condicionarse al tipo de medio filtrante que se use. Lechos uniformes gruesos (diámetros de 0.8 a 1.0 mm y $C_u = 1.1$) como los que emplean los fabricantes europeos, se pueden lavar adecuadamente con aire y agua con velocidades que no produzcan fluidificación. Lechos de arena finos (diámetro 0.45 a 0.55) y estratificados ($C_u = 1.65$) necesitan expandirse como se indicó y complementarse la limpieza con lavado superficial. Lechos mixtos de antracita y arena deben fluidificarse siempre, con expansiones no inferiores al 20 %, para reestratificar las capas de acuerdo con su densidad, y nunca deben lavarse con aire y agua simultáneamente, pues las capas se entremezclarían por completo. Si se usan aire y agua, hay que lavar primero con aire para desprender la película adherida, y luego independientemente con agua para expandir el medio.

Debe tenerse en cuenta que la expansión que se logre en un medio granular, al inyectarle un flujo ascendente, es función de la viscosidad del fluido y por tanto de la temperatura. A mayor temperatura mayor rata de lavado, debe usarse para mantener la misma expansión.

Tabla 8-9 Relación entre flujo de lavado (Q_a) y flujo de lavado a 140C

Temperatura	$\frac{v}{v(140C)}$	$\frac{Q_a}{Q(140C)}$	Temperatura	$\frac{v}{v(140C)}$	$\frac{Q_a}{Q_a(140C)}$
4	1.333	0.750	16	0.950	1.053
6	1.252	0.799	18	0.903	1.107
8	1.180	0.847	20	0.859	1.164
10	1.114	0.897	22	0.819	1.221
12	1.054	0.950	24	0.781	1.280
14	1.000	1.000	26	0.746	1.340

En la tabla 8-9 se puede observar que la velocidad ascendente que se necesita para lavar un filtro a 260C, puede ser 34 % mayor que la que requiere a 140C. En cambio a 40C la velocidad debería ser un 25 % menor que a 140C.

La figura 8-15 da los flujos necesarios para iniciar la fluidización de lechos de arena o antracita. El coeficiente de uniformidad C_u para la primera fue de $C_u = 1.30$ y para la segunda $C_u = 1.12$. Los datos básicos fueron tomados de los ensayos realizados en los laboratorios de la Asociación para la investigación sobre el agua (WRA) de Inglaterra.

Las velocidades de lavado siempre deben estar por encima de las velocidades de fluidización.

(b) Flujo ascendente y lavado superficial

El lavado ascendente por lo general se complementa con lavado superficial,

inyectando agua a presión sobre la superficie del lecho filtrante para romper las bolas de barro. Se puede hacer con brazos giratorios tipo Palmer, o con rociadores fijos.

En el primer caso, el equipo consiste en dos brazos que giran sujetos a un tubo central y que se desplazan por reacción de los chorros de agua que proyectan. Se colocan a 5.0 - 7.5 cms encima de la arena y giran con una velocidad de 7 a 10 rpm. Trabajan con 30 - 80 lts/min/m² a una presión de 30 - 40 mts.

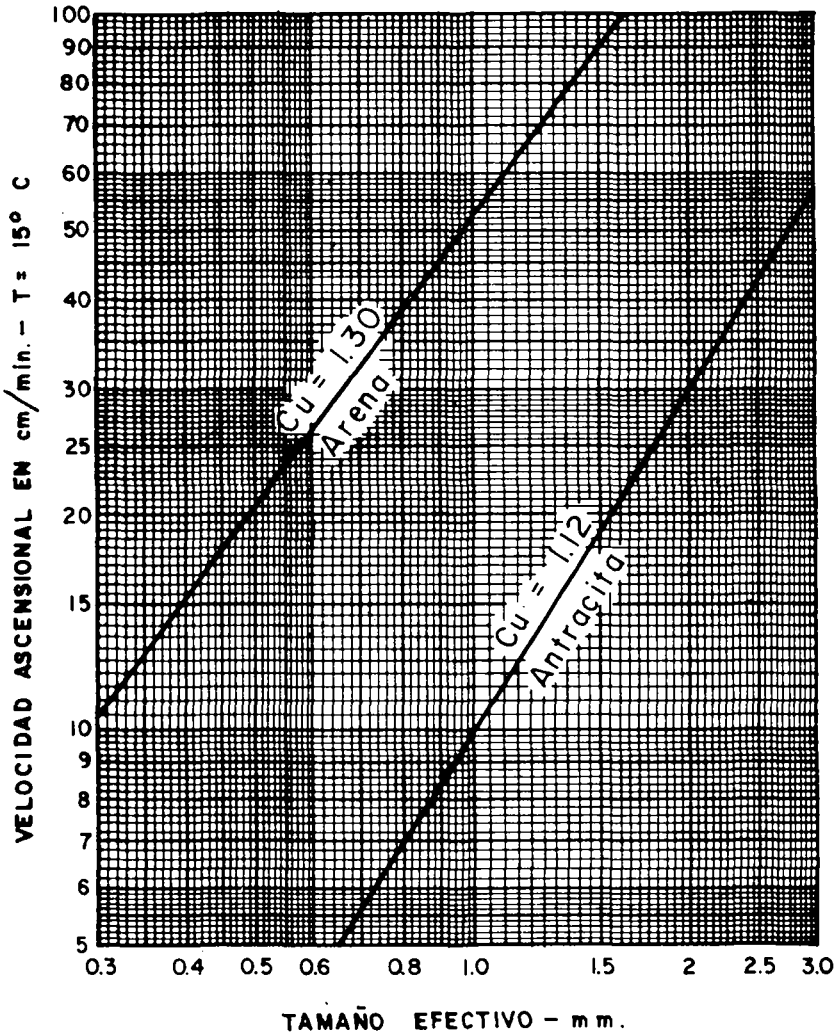


Fig. 8-15 Velocidad ascensional necesaria para fluidificar un lecho granular de arena o antracita (Datos experimentales tomados del WRA)

Para utilizarlos se vacía el filtro hasta dejar unos 30 cms de capa de agua, y se inicia el lavado superficial, el cual se continúa por uno o varios minutos. Suspendido éste, se produce una expansión de un 15% a 25 %, para arrastrar todo el material que se ha desprendido en el proceso anterior.

Este sistema tiene la ventaja de ser económico en el uso de agua, pues la aplica en forma concentrada solamente sobre el área por donde se desplazan los brazos.

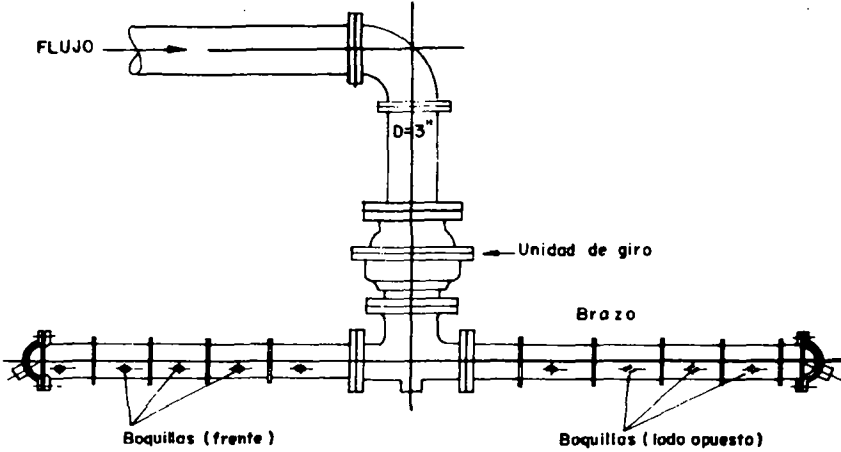


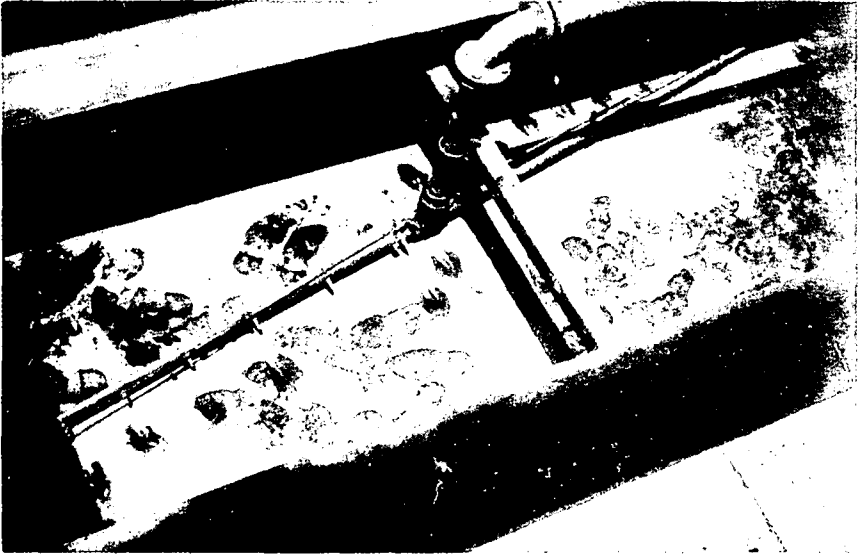
Fig. 8-16 Brazos rotatorios para lavado superficial

Los rociadores fijos, en cambio, aplican el flujo a toda la superficie del filtro simultáneamente. Consisten en una malla de tubos colocados a poca altura (5 a 10 cms) sobre el lecho y en las cuales se dejan boquillas u orificios pequeños, de manera que los chorros de agua puedan proyectarse directamente contra la capa superficial del medio filtrante. Se usan tasas de flujo de 80 a 160 lts/min/m² con presiones de 15 a 30 mt. Las presiones más altas se prefieren cuando existe tendencia a la formación de bolas de barro. Los tubos distribuidores de 1-1/2" a 3" se colocan con espaciamentos entre 60 y 90 cms.

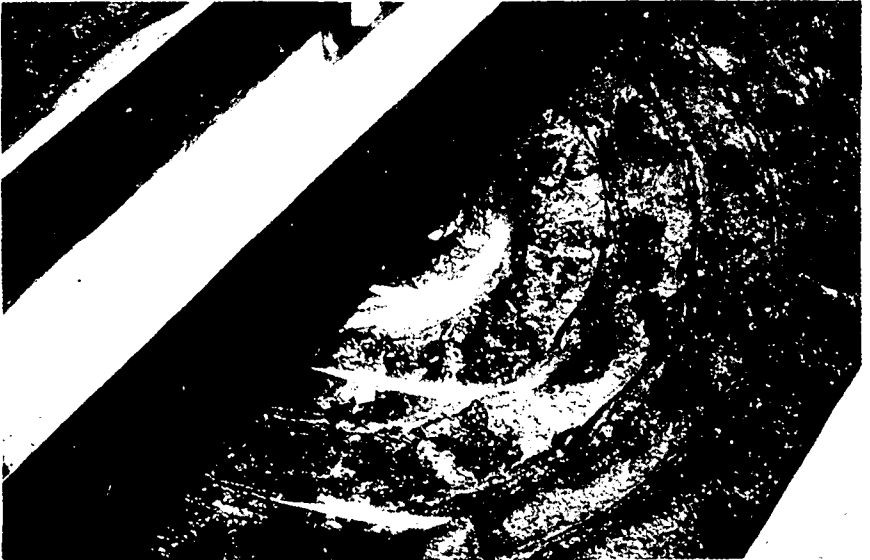
El número de orificios o boquillas por distribuidor se puede calcular a partir del flujo unitario, pero como mínimo debe haber uno a cada 30 cms. Diseños como los incluidos en la figura 8-17 han dado buenos resultados.

(c) Lavado con agua y aire

Los diseñadores europeos por lo general prefieren lavado con agua y aire, el cual consiste en inyectar a través de boquillas especiales, aire con una rata de 0.3 a 0.9 m³/m²/min durante unos 3 minutos y luego agua con una velocidad de 0.3 a 0.6 m³/m²/min de 4 a 7 min, para producir una expansión de un 10 % del lecho filtrante. El mismo sistema de drenes se usa para la inyección tanto de aire como de agua.



Sistema de lavado superficial quieto.



Sistema de lavado superficial en operación.

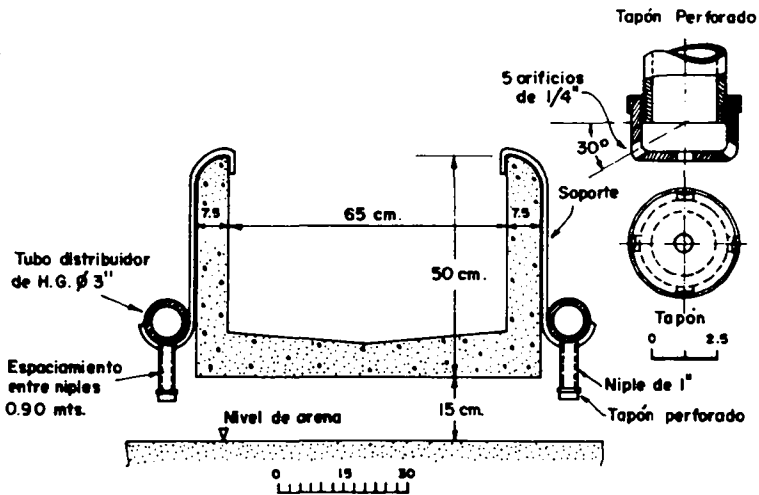


Fig. 8-17 Lavado superficial en la planta del distrito sur de Chicago (según Baylis).

Otros diseñadores prefieren utilizar agua y aire simultáneamente durante los primeros minutos y luego agua sola.

La ventaja de este sistema está en la economía en el agua de lavado y en que las bajas velocidades del flujo, crean menos intermezcla en la capa de gravilla y arena, pues disminuyen la velocidad de los chorros de agua. La máxima fricción la produce el aire en la superficie donde se rompen las burbujas. Debe advertirse que la mala distribución de los chorros de aire, puede producir desestratificación de la grava cuando la hay, y fue una de las causas por las que se abandonó en América este sistema. El uso de boquillas especialmente diseñadas para trabajar con agua y aire no suele acarrear estos inconvenientes. De aquí que su uso se está generalizando de nuevo en este Continente.

El aire puede aplicarse también en la superficie del lecho expandido por medio de tubos fijos colocados a 15 cms sobre la máxima elevación del medio filtrante durante el lavado, como lo sugiere Harris. (41).

(d) Flujo ascendente y lavado subsuperficial

El lavado subsuperficial se hace necesario cuando se usan medios filtrantes de arena y antracita y existe la tendencia a una penetración profunda de las partículas floculentas. En estas condiciones las bolas de barro pueden formarse adentro del lecho y no son suficientemente removidas ni por el lavado ascendente ni por el lavado superficial con agua. Existen dudas sobre si el lavado con aire es eficiente en estas circunstancias.

Algunos diseñadores prefieren por eso colocar una malla de tubos de 15 a 30 cms dentro del lecho filtrante, en forma similar a la que se usa para el lavado superficial co-

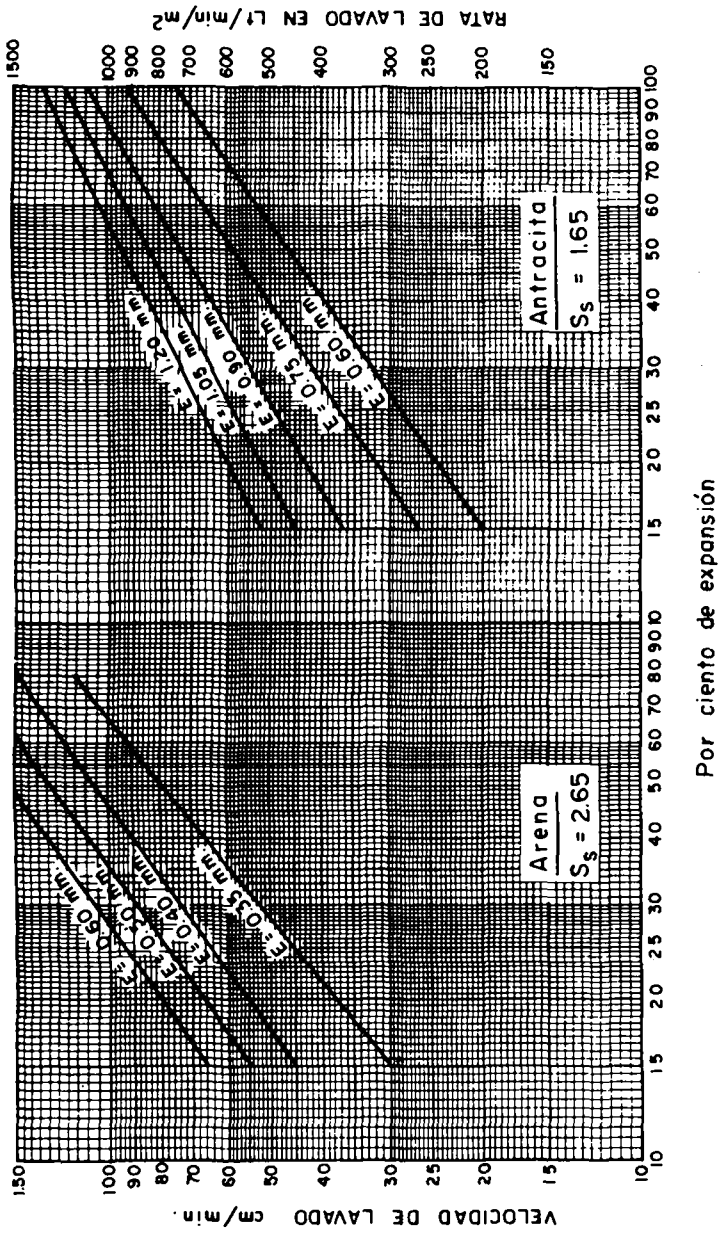


Fig. 8-18 Velocidad ascensional de lavado para producir determinada expansión del medio filtrante. Tamaño efectivo "E" indicado en las curvas, coeficiente de uniformidad

riente. El número de tubos dentro de la arena debe, sin embargo, reducirse a un mínimo. Se puede colocar sólo un anillo a 30 cms de las paredes.

El mayor problema lo constituye el evitar que los granos del medio filtrante penetren en los orificios y los obstruyan. Se puede pensar en nipples verticales en forma de peine que salgan de un distribuidor principal superior y penetren en el lecho hasta la profundidad deseada.

Métodos para aplicar el agua de lavado

El flujo de lavado puede provenir de:

1. Un tanque elevado
2. Un sistema de bombeo
3. Otros filtros trabajando en paralelo.

1. Tanque elevado

En el primer caso debe construirse un tanque elevado que pueda estar: (a) sobre una colina vecina, cuando la topografía lo permita, (b) sobre estructuras metálicas y (c) sobre el edificio mismo de la planta.

En cualquiera de los tres casos, el tanque puede ser metálico o de concreto reforzado. La elección de uno u otro tipo debe hacerse sólo en base a consideraciones económicas. Lo más barato es construir tanques de concreto sobre colinas adyacentes cuando esto es factible. Hay que tener en cuenta que el sitio donde se construye el tanque de lavado, debe quedar lo más próximo posible a los filtros, para evitar consumo exagerado de energía en el transporte del agua.

(a) Capacidad del tanque

La capacidad del tanque debe estar en función del número n de filtros y debe ser suficiente para lavar una unidad por un período de 8 minutos, a la máxima rata especificada para el caso. Cuando se usa lavado superficial, hay que tener en cuenta también el consumo de agua ocasionado por esta operación.

Por tanto el volumen V_c del tanque podría calcularse así:

$$V_c = A (t_e q_a + t'_e q'_a) \sqrt[3]{n} \quad (8-12)$$

Donde:

- A : Area de filtro
- t_e : tiempo de lavado superficial
- t'_e : tiempo del lavado ascensional
- q_a : rata de flujo del lavado superficial
- q'_a : rata de flujo de lavado ascensional
- n : número de filtros

(b) Llenado del tanque

Para llenar el tanque es necesario instalar un equipo de bombeo, con sistema de arranque y parada automática. La capacidad del equipo q_b debe ser igual a $q_b = \frac{V_c}{t_b}$, en que t_b es el tiempo en que se quiere bombear el volumen V_c . Este tiempo depende del

número de lavados que se quiera realizar por día.

La tabla 8-10 presenta el criterio sugerido por Azevedo Netto:

Tabla 8-10

Tiempo de llenado del tanque de agua de lavado

Número de filtros	Número de lavados en 24 horas	Factor de seguridad	Frecuencia de lavado	Tiempo de llenado t_b
3	8	3.0	2 h. 40 min.	150 min
6	4	2.5	1h. 36 min.	90 min
12	2	2.0	1 h.	60 min
24	1	1.5	40 min.	40 min
Más de 24	Se recomienda un estudio económico.			

La potencia de las bombas depende de la altura a la que hay que colocar el tanque sobre el nivel del lecho filtrante. Esta se suele calcular teniendo en cuenta que, descontadas todas las pérdidas de carga producidas por fricción en los tubos y accesorios que queden desde el tanque hasta los drenes del filtro, la presión remanente a la entrada de éstos no sea inferior a 4 mts. Cuando se conoce la pérdida de carga producida en ellos y las características de la arena, se puede colocar el tanque a una altura tal que el agua pueda llegar hasta la canaleta de lavado con el caudal de diseño.

Por lo general el cálculo se hace al revés, partiendo de la cota de la canaleta de lavado a la que se le van sumando las pérdidas producidas por:

- (a) Lecho filtrante expandido h_f : Calcular con la fórmula 8-11.
Aproximadamente:
Para arena: $h_f = 0.9 \times$ espesor del lecho
Para antracita: $h_f = 0.25 \times$ espesor del lecho
- (b) Pérdida de carga en la grava (Ver tabla 8-11)
- (c) Pérdida de carga en los drenes (según diseño, ver última parte de este capítulo)
- (d) Pérdida de carga por tuberías y accesorios (Ver tabla 8-12).
- (e) Pérdida de carga por sistema de control de rata de lavado (según especificación de los fabricantes).

Tabla 8-11

Pérdida de carga en un lecho completo de grava (según G.G. Dixon (96))

$$h_f = \frac{V_a \cdot L}{3}$$

V_a : velocidad ascensional m/min
 L : altura del lecho en mts
 h_f : pérdida de carga, m

Altura total del lecho	Velocidad ascensional del agua m/min			
	0.60 m/min	0.70	0.80	0.90
	$h_f :$	$h_f :$	$h_f :$	$h_f :$
0.30	0.06	0.07	0.08	0.09
0.35	0.07	0.08	0.09	0.11
0.40	0.08	0.09	0.11	0.12
0.45	0.09	0.11	0.12	0.14
0.50	0.10	0.12	0.13	0.15
0.55	0.11	0.13	0.15	0.17

Tabla 8-12

Pérdida de carga en tuberías y accesorios (Según Azevedo Netto) (metros)

	K	velocidad m/seg.						
		2.40	2.60	2.80	3.00	3.20	3.40	3.60
		$h_f :$	$h_f :$	$h_f :$	$h_f :$	$h_f :$	$h_f :$	$h_f :$
Carga cinética $V^2/2g$	1.0	0.30	0.35	0.40	0.46	0.53	0.59	0.66
Entrada en tubos	0.50	0.15	0.18	0.20	0.23	0.27	0.30	0.33
Codo 90°	0.40	0.12	0.14	0.16	0.18	0.21	0.24	0.26
Codo 45°	0.20	0.06	0.07	0.08	0.09	0.11	0.12	0.13
Válvula de compuerta abierta	0.20	0.06	0.07	0.08	0.09	0.11	0.12	0.13
Controlador de flujo	2.50	0.75	0.87	1.00	1.15	1.32	1.48	1.65
Válvula de mariposa abierta	0.25	0.08	0.09	0.10	0.12	0.13	0.15	0.17
Te, paso directo	0.60	0.18	0.21	0.24	0.28	0.32	0.35	0.40
Te, salida lateral	1.30	0.39	0.46	0.52	0.60	0.69	0.77	0.86

Tabla 8-13

Tamaños de los controladores de lavado

Tipo Venturi (Depende de la marca)

Tamaño	Gasto l/s
150 mm - 6"	50
200 mm - 8"	80
250 mm - 10"	150
300 mm - 12"	220
350 mm - 14"	290
400 mm - 16"	390
450 mm - 18"	490
500 mm - 20"	600
600 mm - 24"	880
750 mm - 30"	1340

2. Lavado con bomba

Si se lava por inyección directa con bombas, éstas suelen ser de gran capacidad y baja presión y no debe especificarse menos de dos unidades.

La carga hidráulica total de las bombas puede calcularse en la misma forma en que se calcula la altura del tanque de lavado. Las bombas toman el flujo del tanque de distribución, o de aguas claras.

La selección entre lavado por tanque elevado o lavado por bomba, debe depender de consideraciones económicas y de operación. En plantas pequeñas cuando se lava con bomba, al depósito de agua filtrada hay que dejarle la capacidad adicional necesaria para que no disminuya la reserva de la ciudad cada vez que se lave un filtro.

Cuando se usa lavado con aire, debe conseguirse también un compresor con o sin tanque de almacenamiento. La capacidad debe ser suficiente para lavar un filtro con aire aplicado a las ratas especificadas, y a una presión un poco superior a la profundidad del agua sobre el sistema de distribución de aire, más la fricción de las tuberías, cuando trabajan a velocidades de 10 mts/seg.

3. 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 afluyente, 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. 8-19) que invierte el sentido del flujo en el lecho filtrante y efectúa el lavado.

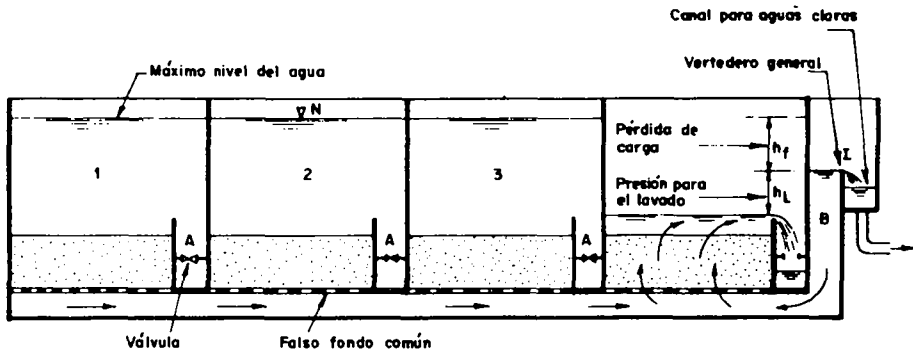


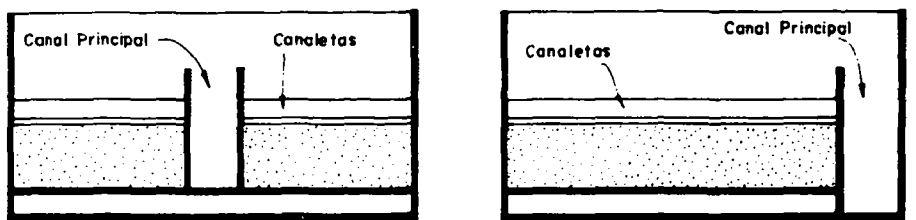
Fig. 8-19 Lavado de un filtro con el flujo de las otras unidades

Cuando se llega a la máxima pérdida de carga permisible por filtración h_f , el nivel de agua sube hasta la cota N, y es necesario lavar un filtro, para lo cual se abre la válvula o compuerta A, de modo que el nivel en él descienda rápidamente. En esas condiciones se establece una carga negativa h_L y el flujo se invierte. Para que esto sea posible, el gasto de todas las unidades debe ser por lo menos igual al necesario para lavar una. De lo contrario el nivel en el canal B descendería y la presión de lavado h_L podría ser insuficiente. Por lo general debe haber un mínimo de cuatro unidades.

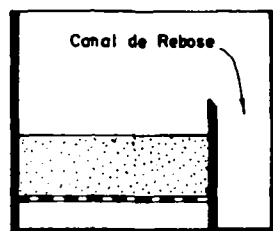
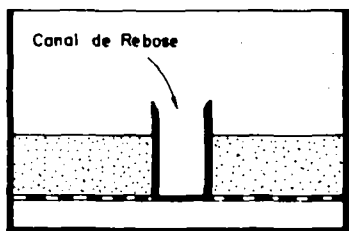
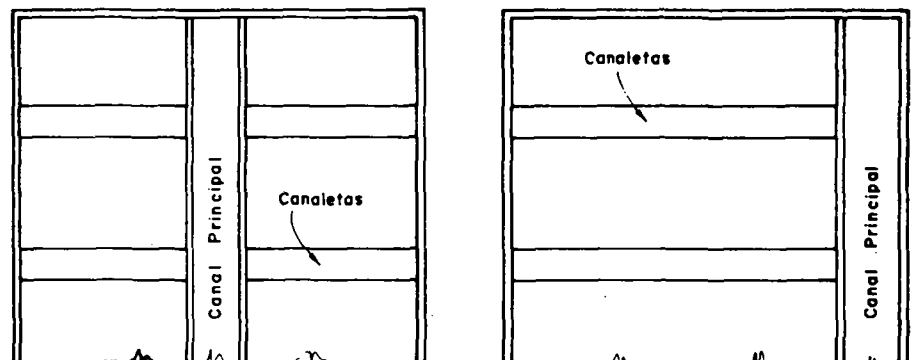
El valor necesario de h_L para producir una determinada expansión es función de:

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.



a) Sistema de canal principal y canaletas



b) Sistema de canal principal solo

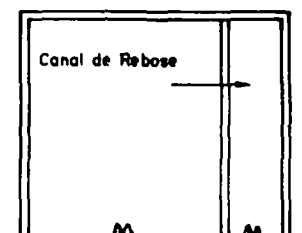
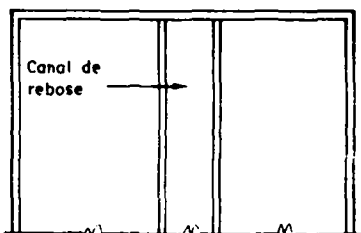


Fig. 8-20 Sistema de recolección del agua de lavado

Este sistema de lavado tiene las siguientes ventajas:

- (a) La expansión del lecho se inicia lentamente. Al ir descendiendo el nivel de agua por debajo del vertedero de salida general I, la velocidad del flujo ascendente va aumentando con el tiempo.
- (b) No se requiere equipo mecánico, ni tanque elevado, ni controlador de rata de lavado.
- (c) Se necesita un mínimo de válvulas y tuberías.

Sistemas de recolección del agua de lavado

Para recoger el flujo ascendente durante el lavado, debe diseñarse un sistema de recolección. Este sistema puede consistir de: (a) un canal principal y canaletas laterales, (b) un canal principal solo.

En el primer caso, el canal principal puede colocarse al centro o a un lado con las canaletas desaguando en él (ver figura 8-20a).

En el segundo caso, el borde del canal se utiliza para el rebose del agua, y el filtro se diseña alargado de modo que no haya ningún punto de la superficie filtrante que quede horizontalmente a más de 3.0 mts de la cresta del vertedero (ver figura 8-20b). Los méritos relativos entre uno y otro sistema no están bien determinados. La ausencia de canaletas laterales presenta sus ventajas, pues se evitan las obstrucciones creadas por éstas, pero en cambio por lo general se incrementa la distancia media, que las partículas tienen que recorrer para llegar hasta el vertedero de salida.

Se acostumbra dejarles a las canaletas una pendiente del 2 al 5 % en el fondo para ayudar al transporte del material sedimentable. La distancia entre bordes adyacentes no se hace mayor de 2 mts para distribuir mejor el flujo y de 1.0 m entre los bordes y las paredes del filtro. Las formas de las canaletas varían según el material de que están hechas y la longitud. La figura 8-21 presenta algunos esquemas.

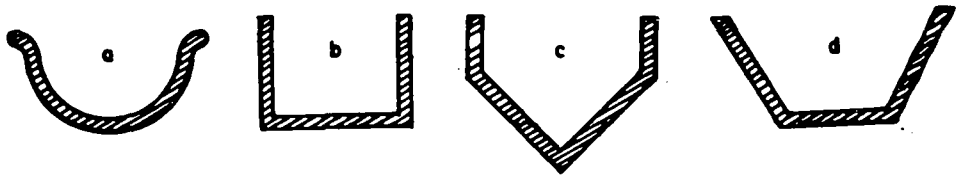


Fig. 8-21 Diferentes secciones de canaletas de lavado

El número y tamaño de ellas depende de la capacidad del filtro y de la rata de lavado que se le quiere aplicar.

Por lo general se calculan para 20 a 40 % más del gasto teóricamente necesario. Existen gran variedad de fórmulas para estimar el caudal. Camp halló la siguiente expresión:

$$Q = 82.5 W h_0^{3/2} \tag{8-13}$$

Donde:

Q : gasto dado por la canaleta en m^3/min

W : ancho de la canaleta en mts.

h_0 : máximo nivel de agua en la canaleta, en mts.

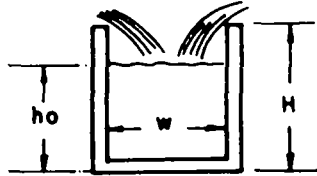


Fig. 8-22

Esta fórmula se aplica cuando la descarga de la canaleta es libre.

Cuando las secciones de las canaletas no son rectangulares, se puede emplear esta misma fórmula y calcular las secciones de área equivalente.

La altura desde la superficie del lecho hasta el plano de reboso debe ser igual a la expansión máxima del lecho (20 % - 50 %) más un borde libre no menor al valor H total de la canaleta, para evitar que se pierda el medio filtrante durante el lavado. Esta altura varía por eso entre 40 cms y 75 cms con tendencia a 60 cms. Los valores más bajos se prefieren para lavados con aire y agua.

Algunas plantas de tratamiento que no tienen canaletas laterales, incluyen sifones como los de la figura 8-23 capaces de extraer la capa de agua que queda sobre el filtro, lo que beneficia la limpieza de la superficie del medio filtrante.

La tabla 8-14 presenta algunos valores de las descargas de canaletas de lavado.

Tabla 8-14

Gasto en m^3/min de canaletas de lavado con descarga libre

H m	$H^3/2$	Ancho W (m)					
		0.20	0.25	0.30	0.35	0.40	0.50
0.15	0.058	0.975	1.96	1.435	1.674	1.914	2.392
0.20	0.089	1.468	1.835	2.203	2.569	2.937	3.671
0.25	0.125	2.062	2.577	3.094	3.608	4.125	5.156
0.30	0.164	2.706	3.382	4.059	4.734	5.412	6.765
0.35	0.207	3.415	4.268	5.123	5.976	6.831	8.539
0.40	0.253	4.174	5.217	6.262	7.304	8.349	10.436
0.45	0.302	4.983	6.227	7.474	8.718	9.966	12.457
0.50	0.354	5.841	7.299	8.761	10.220	11.682	14.602
0.55	0.408	6.732	8.413	10.098	11.779	13.464	16.830
0.60	0.465	7.672	9.588	11.509	13.424	15.345	19.181

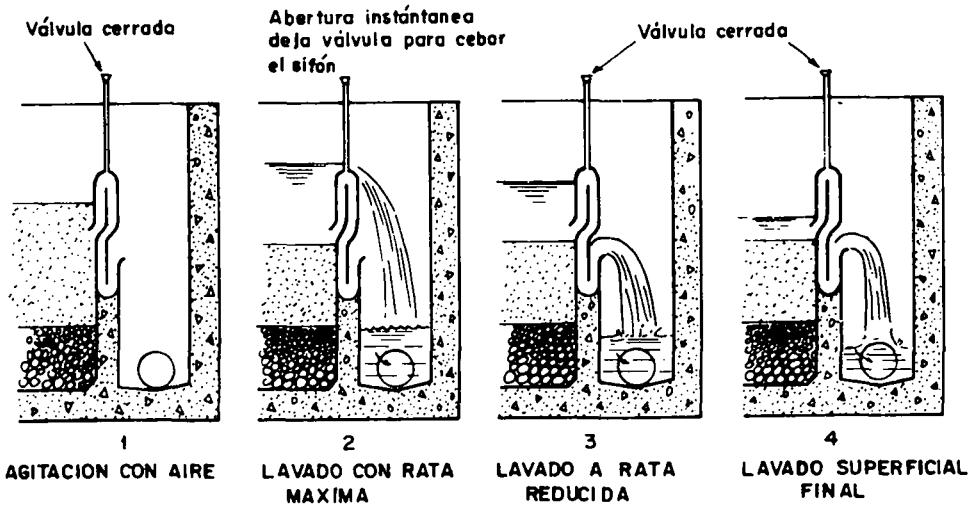


Fig. 8-23 Sifón usado en lavado superficial

Ejemplo:

Un filtro tiene una capacidad de 2,400 m³/día, trabajando con rata normal y va a ser lavado con 0.8 m/min. Se desea conocer la sección y dimensiones del filtro y las canaletas de lavado, y la altura de ellas sobre la arena, si el lecho filtrante tiene 70 cms de profundidad y se lo quiere expandir como máximo un 50 %.

(a) Area del filtro:

$$\frac{2400}{117.5} = 20.4 \text{ m}^2$$

(b) Dimensiones: 4 x 5 mts.

(c) Gasto de lavado: $Q : 0.8 \times 20 = 16 \text{ m}^3/\text{min}$
 más 30 % $16 \times 1.30 = 20.8 \text{ m}^3/\text{min}$

Si ponemos dos canaletas rectangulares el gasto por canaleta será:

$$Q = \frac{20.8}{2} = 10.4$$

Para $h_0 = 40 \text{ cms.}$

$$W = \frac{10.4}{0.825 \times 40^{3/2}} = 50.5 \text{ cms.}$$

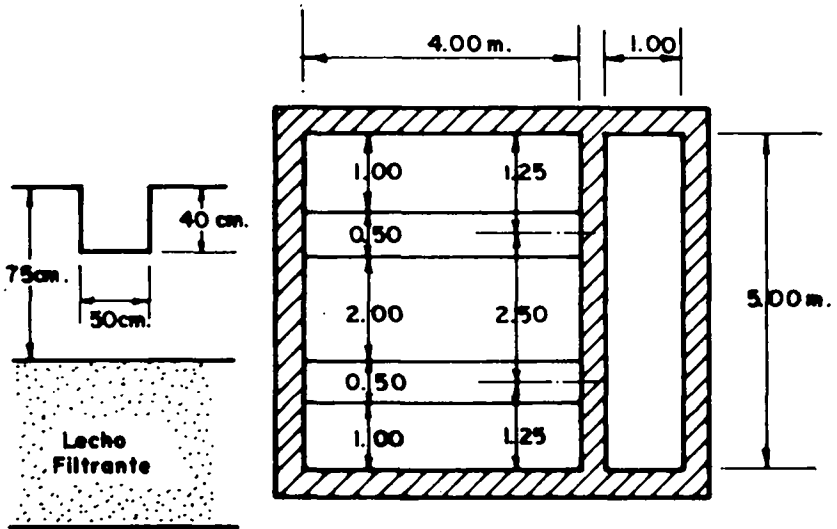


Fig. 8-24 Ejemplo de cálculo

En planta las canaletas quedarían como indica el esquema.

(d) Altura sobre el lecho:

Para expansión de 50 % el lecho alcanzará $70 \times 0.5 = 35$ cms.

Altura total $35 + 40 = 75$ cms. Desde la superficie del lecho hasta el borde de la canaleta.

Sistemas de drenaje

El objeto de los drenes que se colocan en el fondo del filtro es doble:

1. Recolectar y extraer el agua filtrada.
2. Distribuir uniformemente el agua de lavado en el lecho filtrante. Cuando los drenes están mal diseñados y no distribuyen uniformemente el agua de lavado, desestratifican la grava causando pérdidas del medio granular y deficiente limpieza de los granos.

Los sistemas de drenajes podríamos clasificarlos en tres tipos, así:

- | | | |
|------------------------|---|---|
| 1. Tuberías perforadas | } | (a) Para trabajo con grava
(b) Para trabajo con bloques y grava.
(Bloques Wagner)
(c) Para trabajo con boquillas |
| 2. Falsos fondos | } | (a) Fondo Weeler
(b) Fondo Leopold
(c) Boquillas
(d) Prefabricados |
| 3. Placas porosas | } | (a) Bloques permeables |

Aunque el cuadro anterior no incluye todos los sistemas, vamos a estudiar los enumerados a título de ejemplo.

Tuberías perforadas para trabajo con grava

Es el sistema más antiguo de drenaje de los filtros. En la actualidad se lo puede fabricar totalmente en tubería de plástico para evitar la corrosión.

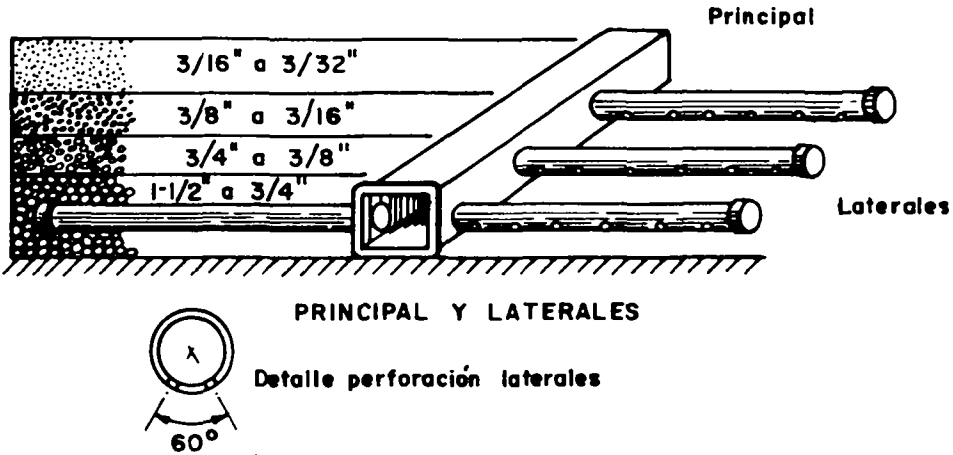


Fig. 8-25 Principal y laterales

Tabla 8-15 Pérdida de carga para diferentes diámetros de orificios y espaciamiento de laterales (Velocidad de lavado 90 cm/min) Según Azevedo Netto

Orificios nm pulg.	Distancia entre orificios cms pulg.	Espaciamiento entre laterales (eje a eje)								
		20 cm			25 cm			30 cm		
		No. de orificios (m ²)	Gasto por orificio (l/s)	Pérdida de carga (m)	No. de orificios (m ²)	Gasto por orificio (l/s)	Pérdida de carga (m)	No. de orificios (m ²)	Gasto por orificio (l/s)	Pérdida de carga (m)
6.3 1/4	7.5	66	0.23	2.6	53	0.28	3.8	44	0.34	6.0
12.5 3/8	15.0	33	0.46	2.1	26	0.58	3.4	20	0.75	6.0
2.7 1/2	20.0	25	0.60	1.3	20	0.75	1.8	16	0.94	2.8
5.8 5/8	25.0							13	1.15	1.6

Consiste en una tubería principal o matriz, a lado y lado de la cual, se le pegan una serie de tubos laterales perforados. La superficie total de los orificios debe ser del 0.2 al 0.33 % del área filtrante y el diámetro de cada uno varía entre 6.5 y 15.8 mm, colocados a distancias entre 7.5 y 25 cms unos de otros. La distancia entre laterales es de 20 a 30 cms. centro a centro y las perforaciones forman 30° a lado y lado de la vertical. La altura de los tubos sobre el fondo del filtro debe ser de 3.5 cms. La relación de longitud de los laterales a su diámetro no debe exceder de 60. Por eso para una longitud de 1.0 m se usa $\phi = 2''$; para 1.5 mts, $\phi = 2\text{-}1/2''$; para 2.0, $\phi = 3''$; y para 2.5 mts $\phi = 3''$.

El inconveniente mayor de este sistema es la alta pérdida de carga (1.80 a 2.8 mts) con que hay que diseñarlos para que distribuyan de manera uniforme el agua de lavado.

Las tablas 8-15 y 8-16, suministradas por Azevedo Netto, facilitan notablemente el diseño de este tipo de drenes.

Tabla 8-16 Datos de diseño de la tubería principal de un dren para filtro (Según Azevedo Netto)

Área de los filtros (m ²)	Gasto máximo de lavado (l/s)	Diámetro		Área (m ²)	Velocidades en el tubo (m/s)
		mm	pulg.		
2.5	38	200	8	0.031	1.21
5.0	75	250	10	0.049	1.52
7.5	113	300	12	0.071	1.60
10.0	150	350	14	0.096	1.55
15.0	225	450	18	0.159	1.41
20.0	300	500	20	0.196	1.52
25.0	375	550	22	0.238	1.58
30.0	450	600	24	0.283	1.59
35.0	525	700	28	0.385	1.43
40.0	600	800	32	0.503	1.19
45.0	675	800	32	0.503	1.34
50.0	750	800	32	0.503	1.49

Tuberías perforadas para trabajo con bloques y grava

El más conocido de estos sistemas es el llamado bloque Wagner (*). Este tipo de bloque es fabricado con concreto en varias dimensiones, para ser intercalados entre los laterales como indica la figura 8-26. El tamaño más pequeño es el de 10-3/8" x 9-5/8", que pesa 10 kilos por unidad. Se puede fundir en el sitio.

El objeto de los bloques Wagner es el de reemplazar el tipo de grava más gruesa (2" a 3/4") y producir una más eficiente distribución de los chorros de agua proveniente de los laterales durante el lavado.

(*) Los bloques Wagner son patente de Infilco Inc.

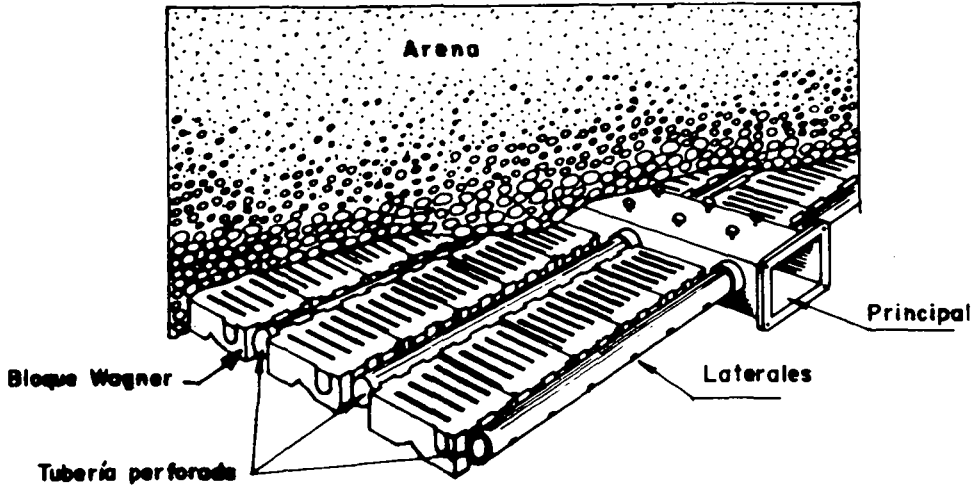


Fig. 8-26 Fondo de tubería con bloques Wagner (Cortesía de Infilco Inc.)

Tuberías y boquillas plásticas

En un sistema de colector principal y laterales se puede colocar boquillas plásticas cada 15 cms centro a centro, para que trabajen con aire o con aire y agua (*) Los tubos pueden ser de arcilla vitrificada o plásticos. Todos confluyen a un colector principal como indica la figura 8-27.

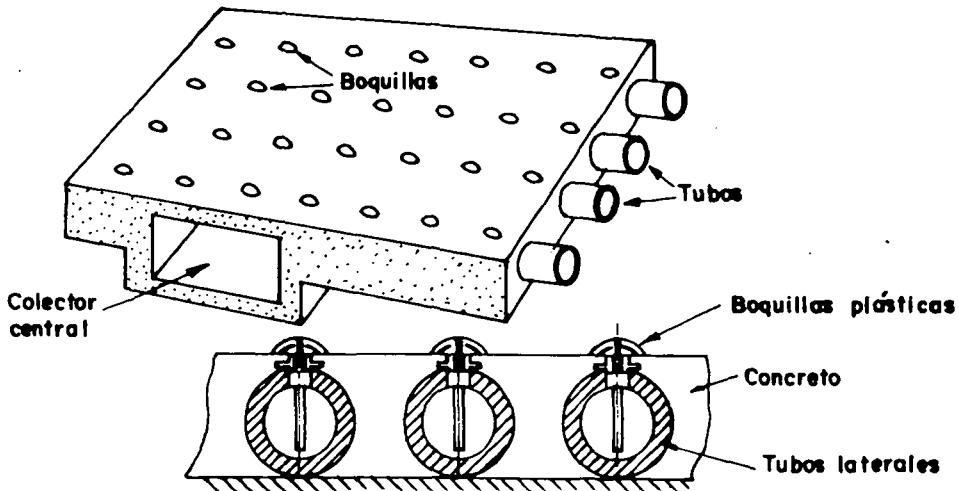


Fig. 8-27 Sistema de tuberías y boquillas (cortesía de Patterson Candy Inc.)

(*) Este tipo de fondo es patente de Patterson Candy Inc.

Fondo Weeler:

El fondo Weeler (*) ha venido instalándose desde 1913. Consiste en una losa de concreto fundida a 10 - 50 cms sobre el fondo del filtro, provista de orificios troncocónicos por donde pasa el agua. Existen dos tipos básicos: (a) con losas prefabricadas (b) monolítico fundido en el sitio. El primero consiste en losas prefabricadas de concreto de 0.60 x 0.60 y 0.10 m de espesor, las cuales tienen 9 depresiones troncopiramidales de 15 x 15 cms, en las que van colocadas 5 esferas de porcelana de 1-1/2" de diámetro. Requiere los cuatro lechos convencionales de grava. Las losas se pueden colocar sobre soportes de concreto anclados en ellas de 10 a 50 cms de altura.

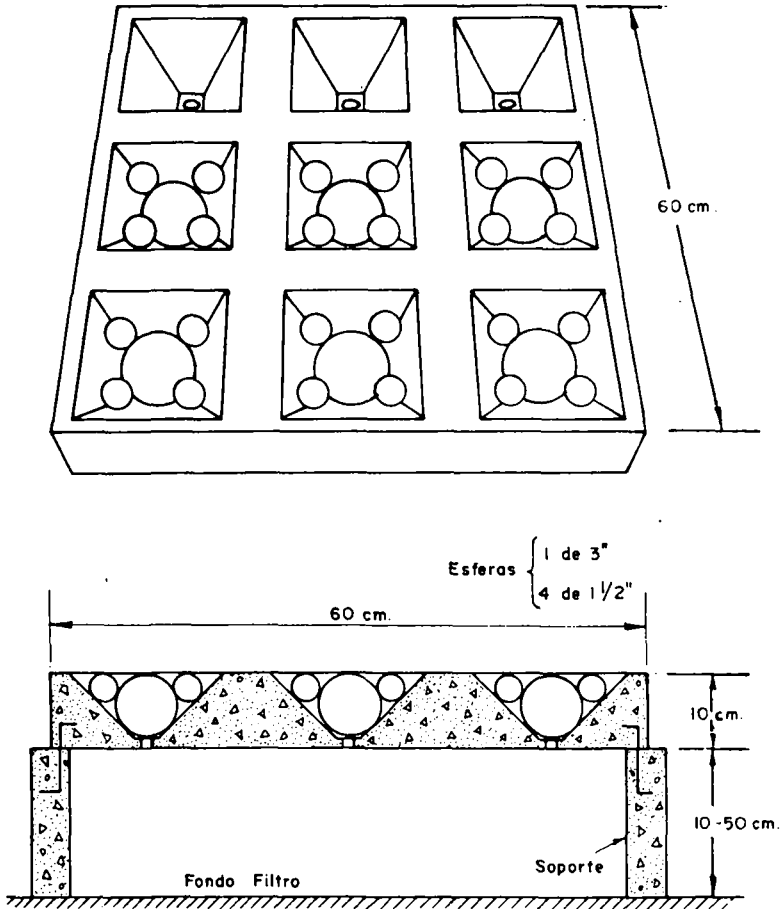


Fig. 8-28 Fondo Wheeler (losas)

(*) El fondo Wheeler es patente de la compañía Builder Providence Inc.

El segundo modelo para fundir in situ se hace con moldes suministrados por la compañía y es en todo semejante al prefabricado, sólo que el espesor de la losa es de 7" (17.6 cms) y las depresiones troncopiramidales son de 0.224 x 0.224 mts con 14 esferas de porcelana: 5 de 3" (7.5 cms) y 8 de 1-1/2" (3.8 cms)

Fondo Leopold:

Este fondo de filtro (*) ha venido instalándose desde 1926. Consiste en bloques de arcilla vitrificada refractaria a la corrosión, de 11" (27.9 cms) de ancho que están divididos en dos compartimientos: el inferior que sirve de conducto de distribución similar al sistema de principal y laterales, y el superior que se comunica con el de abajo por un hueco de 1" (2.54 cms) de diámetro. En la cara que queda en contacto con la grava, hay 99 agujeros por bloque de 5/32", espaciados 3.1 cms centro a centro, que actúan a manera de criba para distribuir el agua de lavado. Con este tipo de drenes se puede disminuir el espesor de la grava dejando sólo los lechos más finos. Todas las filas de bloques se orientan a un conducto central de repartición. Los bloques se sientan sobre mortero. Al lado de cada fila se colocan varillas de 1/4" dejando 1" de holgura alrededor de cada pieza. El espacio se rellena con concreto o mortero, para hacer las uniones.

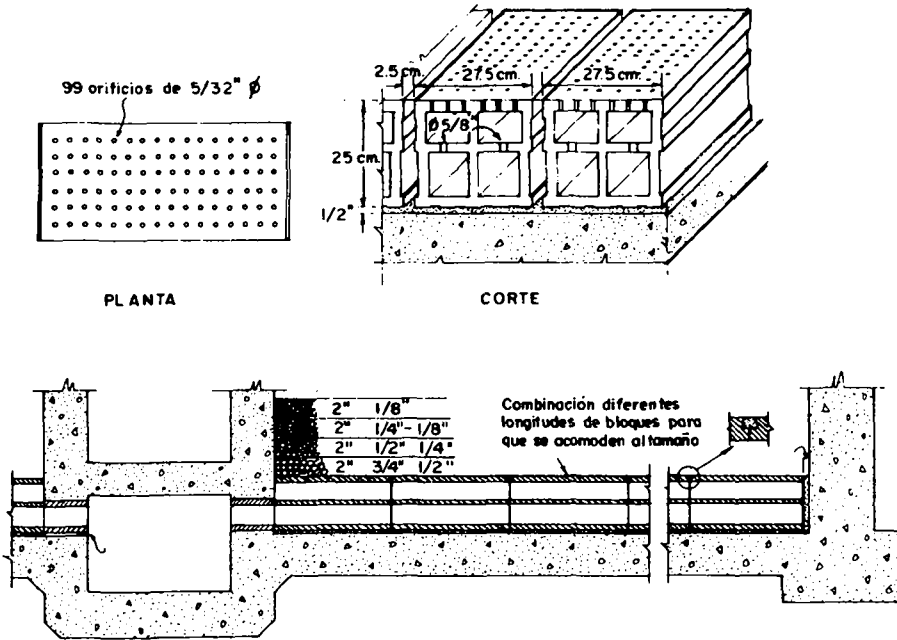


Fig. 8-29 Fondo Leopold (cortesía de Leopold Co. Inc.)

(*) El fondo Leopold es patente de F.B. Leopold Co., Inc., Zelienople, Pennsylvania (EE.UU.).

Boquillas:

Existe una gran variedad de boquillas, generalmente de plástico. Se colocan en el falso fondo del filtro según las instrucciones del fabricante. Se usan preferentemente para lavados con aire y agua y son por eso el sistema preferido por las compañías europeas.

El aire hace bajar el nivel del agua en el falso fondo o los laterales y puede así penetrar por el orificio o ranura, dejado en el vástago. Cuando se lava con agua la misma boquilla sirve para distribuir el flujo. Muchas boquillas son especialmente diseñadas para reducir o evitar los lechos de grava.

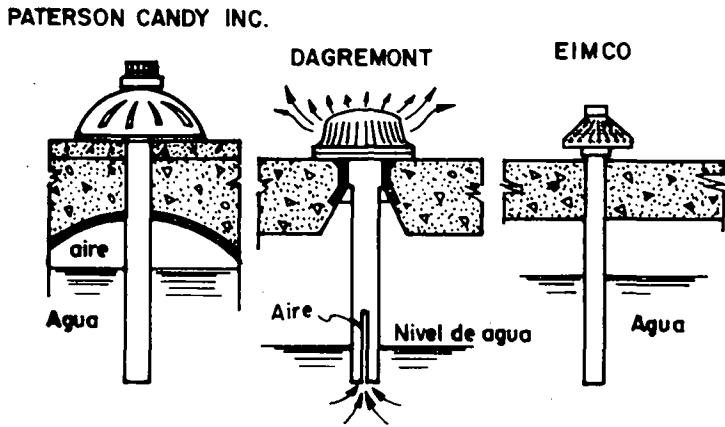


Fig. 8-30 Modelos de boquillas

Fondos prefabricados

Se pueden también hacer fondos de concreto prefabricados como los que se indican en la figura 8-31. Consisten en viguetas en forma de ve invertidas, apoyadas a cada lado del filtro y atravesadas por segmentos de tubo o niples plásticos de 1/4" a 3/4" colocados cada 10 a 20 cms centro a centro. El espesor de las viguetas depende de la luz que haya que cubrir.

La parte inferior de las pirámides se cierra con mortero para conseguir que toda el agua salga por los niples y se proyecte sobre la grava gruesa de 2" (tres filas de 2" y uno encima de 1") lo cual debe en lo posible ser especialmente seleccionada por su redondez y regularidad de forma. Bolas de vidrio porcelana o esferas plásticas rellenas con mortero 1:1, podría también usarse ventajosamente cuando se obtienen a un precio razonable.

Según el espaciamiento entre orificios se produce más o menos pérdida de carga, como lo muestran las curvas de la figura 8-31, obtenidas en el Laboratorio Nacional de Hidráulica de Lima, Perú.

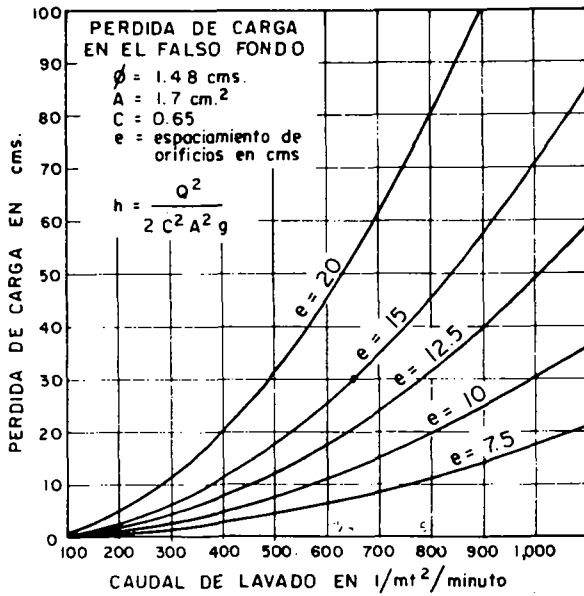
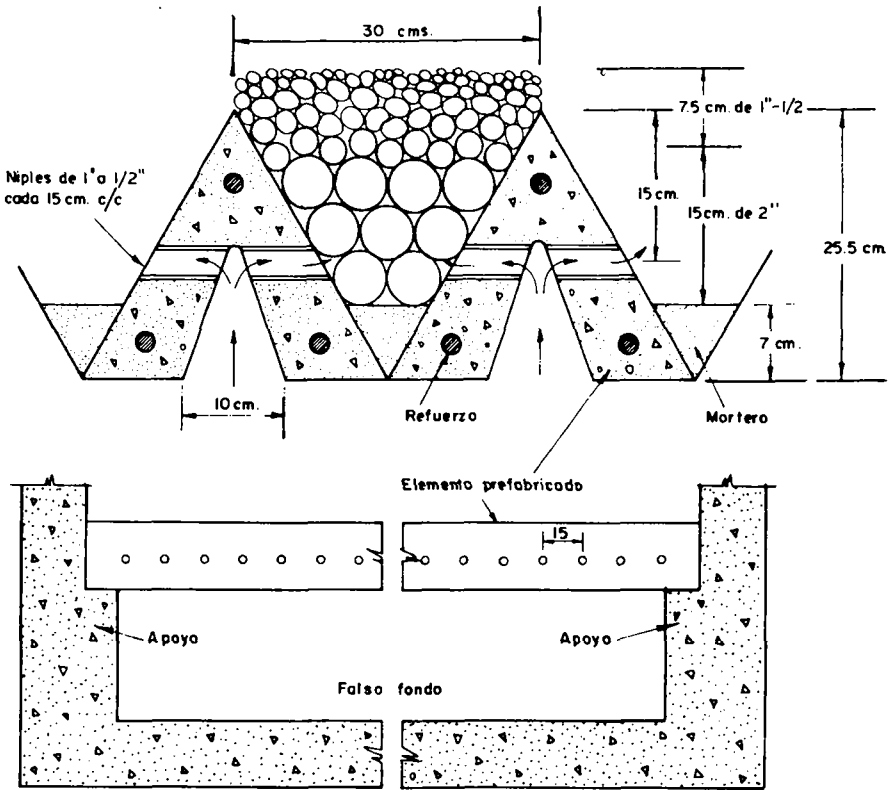
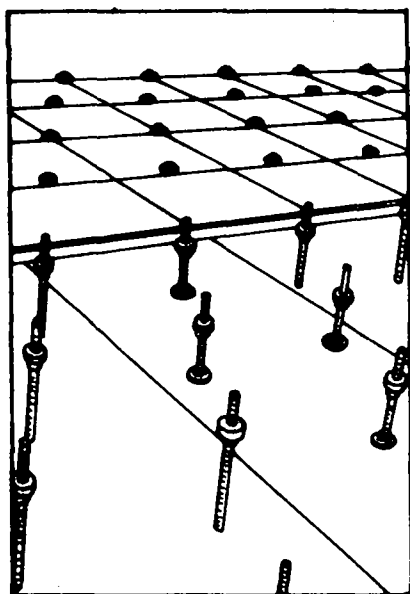


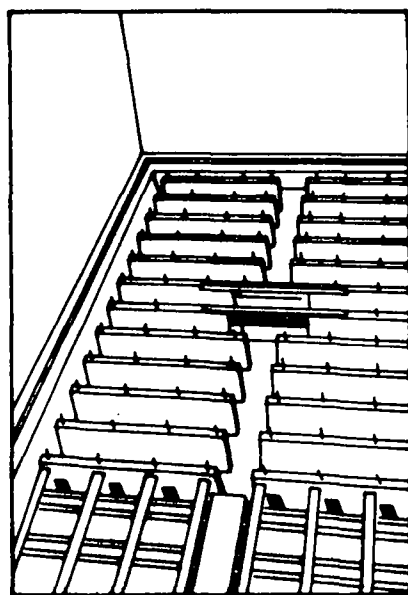
Fig. 8-31 Falso fondo con viguetas prefabricadas

Placas porosas

Las placas porosas son bloques fabricados con granos relativamente grandes de óxido de aluminio, mezclados con cerámica y fundidos a 1200°C. Dichas placas que vienen utilizándose desde 1934 se pueden obtener en varias dimensiones (*) (la más común es de 30 x 30 cms) y se colocan sobre soportes metálicos o de concreto a una altura de 20 a 60 cms, como indica la figura 8-32. Como la porosidad de las placas es similar a la de la arena torpedo, no es necesario usar grava, lo que evita la desestratificación de los lechos de soporte y la consiguiente pérdida del medio filtrante. Su principal desventaja es su fragilidad y la posibilidad de obstrucción de los poros con el tiempo.



a) Sistema de tres soportes



b) Soportes en vigas de concreto

Fig. 8-31 Falso fondo con placas porosas (cortesía de Carborundum Co.)

Altura de los falsos fondos

Los falsos fondos deben tener una altura suficiente como para que el tubo afluente y de lavado pueda colocarse con facilidad. La altura mínima debe ser igual a:

$$(D + 0.25 \pm 0.50) \text{ mts}$$

(*) Las placas porosas son patente de Carborundum Co., (EE.UU.)

En donde D es el diámetro del tubo del efluente en mts.

Azevedo Netto sugiere el siguiente criterio:

Tabla 8-17
Altura mínima para falsos fondos

Area del filtro	Diámetro de la tubería de lavado	Altura mínima del falso fondo
2.5 m ²	125 - 5"	0.50 m
7.5 m ²	200 - 8"	0.50 m
10.0 m ²	250 - 10"	0.50 m
15.0 m ²	300 - 12"	0.55 m
20.0 m ²	350 - 14"	0.60 m
30.0 m ²	400 - 16"	0.65 m
45.0 m ²	500 - 20"	0.75 m
65.0 m ²	600 - 24"	0.85 m
80.0 m ²	700 - 28"	0.95 m

Hidráulica de los sistemas de drenaje

Mucho cuidado debe ponerse a la hidráulica de los sistemas de drenaje, pues si la distribución del flujo de lavado no es uniforme, rápidamente la grava se desplaza de su posición y la arena se cuela por entre los drenes y se pierde. El lecho filtrante en estas condiciones se hunde y tiene que ser reconstruido en su totalidad. Esta es una de las causas más frecuentes de fallas en los filtros.

Recuérdese que el flujo Q dado por un orificio circular ahogado de diámetro d y coeficiente C es igual a:

$$Q = CA \sqrt{2g (h_1 - h_2)} \quad (8-14)$$

$$\therefore Q = 34.8 C d^2 h^{1/2} \quad (8-15)$$

En donde Q viene dado en cm³/seg y d y h en cms.

O sea que el gasto es proporcional a la raíz cuadrada de la pérdida de carga h.

$$h = \frac{Q^2}{1210 C^2 d^4} \quad (8-16)$$

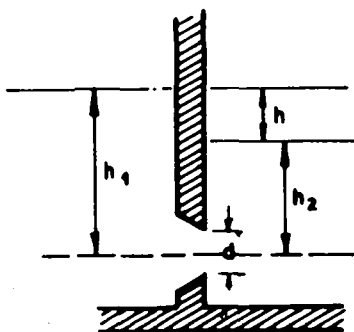


Fig. 8-33

Como esta pérdida de carga en un sistema de drenaje de un filtro es igual a la suma de la pérdida de carga por entradas y fricción en los conductos h_e más la pérdida de carga en los orificios h_o .

$$Q = 34.8 C d^2 \sqrt{h_e + h_o} \quad (8-17)$$

Haciendo h_o (pérdida de carga en los orificios) mucho mayor que h_e (pérdida de carga en los conductos), Q variará muy poco de un orificio a otro y por tanto la distribución del flujo es más uniforme en toda el área del filtro.

Esta es la razón por la cual, en los sistemas de drenaje que incluyen tuberías o conductos estrechos cerrados, se prefiere diseñar gran número de orificios pequeños para que produzcan una pérdida de carga alta de 1,80 a 2,80 mts. Esto implica un aumento en el costo de bombeo del agua de lavado y una disminución proporcional en la longitud de la carrera de filtración, pero mejora la hidráulica del filtro.

Con los sistemas de falsos fondos en cambio, las pérdidas de carga pueden hacerse menores, entre 30 y 180 cms, siempre y cuando la velocidad de transporte del agua en la cámara de falso fondo, sea mucho más baja (y por tanto la pérdida de carga) que la de las boquillas de repartición del flujo.

Otro factor que hay que considerar es la velocidad de llegada del flujo de lavado al filtro. Esta va disminuyendo hacia la cara opuesta al punto de entrada hasta hacerse cero al chocar contra la pared, y la presión por tanto va proporcionalmente aumentando. Se tiene así, que hay menos presión al principio del canal o tubo distribuidor que al final como lo muestra la figura 8-34, dibujada con los datos suministrados por Becker (3). Las líneas punteadas corresponden al modelo, la continua a la prueba en el prototipo.

En estas condiciones cualquiera sea el tipo y marca del dren usado, mayor cantidad de agua saldrá por un lado del filtro que por el otro, tendiendo a desestratificar la grava y mezclar la arena con ella.

Cuanto mayor sea la velocidad de entrada, la desigualdad en las presiones es mayor y en ocasiones la diferencia puede llegar a ser de uno a dos ($v = 0.24$ mgs/seg).

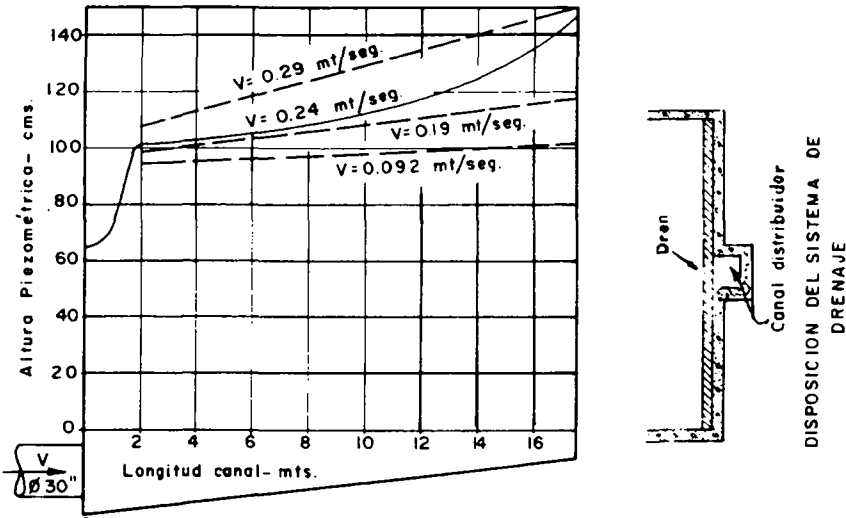


Fig. 8-34 Distribución de la presión en el dren de un filtro para diferentes velocidades en el tubo de entrada.

Se deduce de aquí que en lo posible debería buscarse que la velocidad del agua de lavado cuando es inyectada en los drenes, no sea mayor de 0.20 mts/seg y preferentemente menor de 0.10 mts/seg. Esto supone matrices muy grandes, o doble entrada, lo que suele ser costoso. Por eso, si se quiere mantener una baja pérdida de carga en el sistema de drenaje, el uso de conductos centrales de distribución puede agravar el problema.

Cuando se emplean falsos fondos, existe la posibilidad de prolongar el tubo de lavado dentro de ellos hasta el centro del filtro y terminarlo con una cruceta o una te que distribuya el caudal en dos o tres partes iguales para bajar las velocidades de salida.

En el caso de la planta de tratamiento de Indianápolis (3), en el canal distribuidor se colocó, un dissipador de energía formado por seis segmentos de tubos colocados verticalmente perpendiculares al sentido del flujo, y tres segmentos más a intervalos, en el resto del canal.

Relaciones Geométricas en el dimensionamiento de los filtros

Las relaciones geométricas entre ancho, largo y profundidad influyen el costo de construcción de los filtros.

La profundidad es función de:

- (a) Altura del sistema de drenaje (0.20 a 0.90 m)
- (b) Altura de la grava y el medio filtrante (0.9 a 1.25 m)
- (c) Altura de la capa de agua sobre el medio filtrante (0.90 a 2.00 m)
- (d) Altura del borde libre (0.25 a 0.50 m)

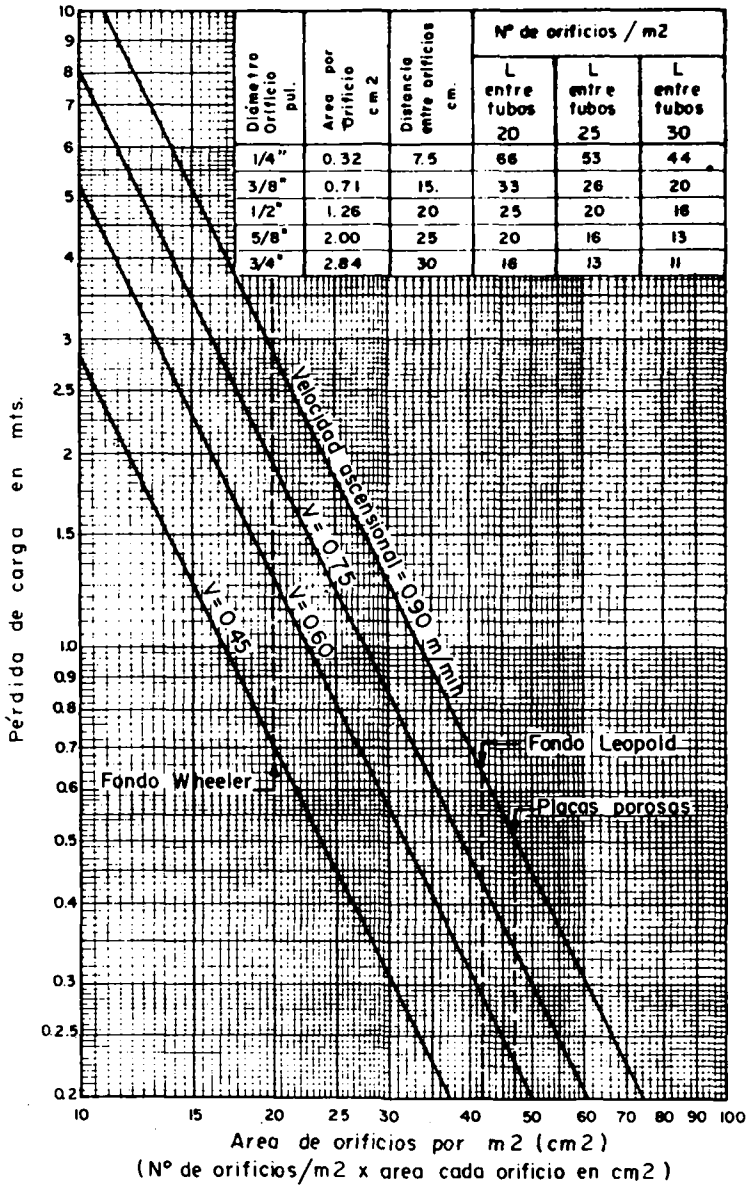


Fig. 8-35 Pérdida de carga producida por diferentes tipos de drenes para filtros.

Cuanto más alto el filtro tanto más costosa resulta la estructura; por consiguiente conviene hacer el filtro tan poco profundo como sea posible.

Las economías más significativas que se pueden hacer al respecto son:

(a) Disminuir la profundidad del sistema de drenaje para lo cual se pueden utilizar drenes que requieran pocas capas de grava o que no requieran ninguna, siempre y cuando esto no represente un aumento en la altura del dren en sí, lo que podría compensar la disminución que se haga en el espesor de la grava.

(b) Disminuir la altura de la capa de agua sobre el filtro, lo que significa carreras más cortas y posibilidad de obstrucciones por aire del medio filtrante, debidas a la pérdida de carga negativa.

Estos factores deben balancearse para llegar a una solución de compromiso.

La relación largo "b" a ancho "a" en el filtro, tiene también importancia, por cuanto la longitud y por tanto el costo de la galería del filtro, con todas sus válvulas y tuberías es directamente proporcional a "a". Cuando se diseñan dos filas de filtros, ésta longitud es igual a:

$$L_1 = \frac{n}{2} a \quad (8-18)$$

n : número de filtros.

Cuando se diseña una sola fila de filtros:

$$L_1 = na$$

El perímetro total de muros que debe construirse cuando se diseñan dos filas de filtros es:

$$L_2 = (n + 2) b + 2 n a \quad (8-19)$$

y cuando se diseña una sola fila:

$$L_2 = (n + 1) b + 2 n a \quad (8-20)$$

Por tanto:

$$L_1 + L_2 = \frac{n}{2} a + (n + 2) b + 2 n a \quad (8-21)$$

$$L_1 + L_2 = n a + (n + 1) b + 2 n a \quad (8-22)$$

Ahora bien, si consideramos que la relación ancho a largo k es igual a:

$$k = \frac{b}{a}$$

$$a = \frac{b}{k} \quad (8-23)$$

$$b = a k \quad (8-24)$$

Como:

$$A = n b a$$

$$a = \frac{A}{nb} = \frac{b}{k} \therefore b = \sqrt{\frac{Ak}{n}} \quad (8-25)$$

$$b = \frac{A}{na} = ak \therefore a = \sqrt{\frac{A}{nk}} \quad (8-26)$$

Reemplazando (8-25) y (8-26) en (8-21) y (8-22):

$$L_1 + L_2 = \left[\frac{n}{2} \sqrt{\frac{A}{nk}} \right] + \left[(n+2) \sqrt{\frac{Ak}{n}} + 2n \sqrt{\frac{A}{nk}} \right] \quad (8-27)$$

$$L_1 + L_2 = \left[n \sqrt{\frac{A}{nk}} \right] + \left[(n+1) \sqrt{\frac{Ak}{n}} + 2n \sqrt{\frac{A}{nk}} \right] \quad (8-28)$$

Conociendo el costo por unidad de longitud de galería del filtro C_1 y el costo por unidad de longitud de muro del filtro C_2 , el costo de construcción de la batería de filtros será:

$$C_T = C_1 \left[\frac{n}{2} \sqrt{\frac{A}{nk}} \right] + C_2 \left[(n+2) \sqrt{\frac{Ak}{n}} + 2n \sqrt{\frac{A}{nk}} \right]$$

Para optimizar costos, tomamos la primera derivada con respecto a k y la igualamos a cero así:

$$\frac{d C_f}{d k} = \frac{1}{2} C_2 (n+2) \left(\frac{A}{n}\right)^{1/2} k^{-1/2} - \frac{1}{2} \left(2 C_2 n + \frac{C_1 n}{2}\right) \left(\frac{A}{n}\right)^{1/2} k^{-3/2} = 0$$

De donde:

$$k = \frac{n C_1 + 4 n C_2}{2(n+2) C_2} \quad (8-29)$$

Para el caso de una sola fila de filtros, procediendo en forma similar obtenemos:

$$k = \frac{n C_1 + 2 n C_2}{(n + 1) C_2} \quad (8-30)$$

Según Cleasby (97), la relación de k más económica, calculada con las expresiones (8-29) y (8-30) están comúnmente entre 3 y 6.

Número y tamaño de los filtros

El número de filtros que se haga "n" depende del tamaño que se quiera dar a cada unidad, de acuerdo con la velocidad "v" con que se quiera hacer trabajar los lechos filtrantes, así:

$$n = \frac{A_u}{q_u} = \frac{Q}{q_u} = \frac{A}{A_u} \quad (8-31)$$

En donde q_u y A_u , son los caudales y el área de cada filtro, Q es el gasto total de la planta y A el área total.

Lo más económico sería hacer una sola unidad, pues el número de tabiques, válvulas y tuberías, sería mínimo.

Sin embargo, por razones de operación, hay que hacer por lo menos tres unidades, cuando se usa lavado convencional y por lo menos cuatro cuando se lava un filtro con el flujo de los otros, de manera que aun cuando una unidad estuviera fuera de servicio por reparaciones y otra se estuviera lavando, aún quedaría una o dos trabajando.

Desde el punto de vista constructivo existe además otra restricción y es el tamaño de controladores de flujo y de válvulas que se consigue comercialmente. Por eso en la práctica el área de los filtros rara vez se hace más grande de 180 m².

Cuando el área sobrepasa los 40 m², es preferible hacer filtros dobles. El flujo por unidad no debe ser mayor de 430 lt/seg como máximo.

Morril y Wallace en 1934 sugirieron la siguiente expresión para calcular el número de filtros n:

$$n = 0.044 \sqrt{Q} \quad (8-32)$$

En donde Q : caudal de la planta en m³/día. La figura 8-36 presenta los resultados de la fórmula 8-32, comparados con los obtenidos en treinta plantas de tratamiento en Brasil.

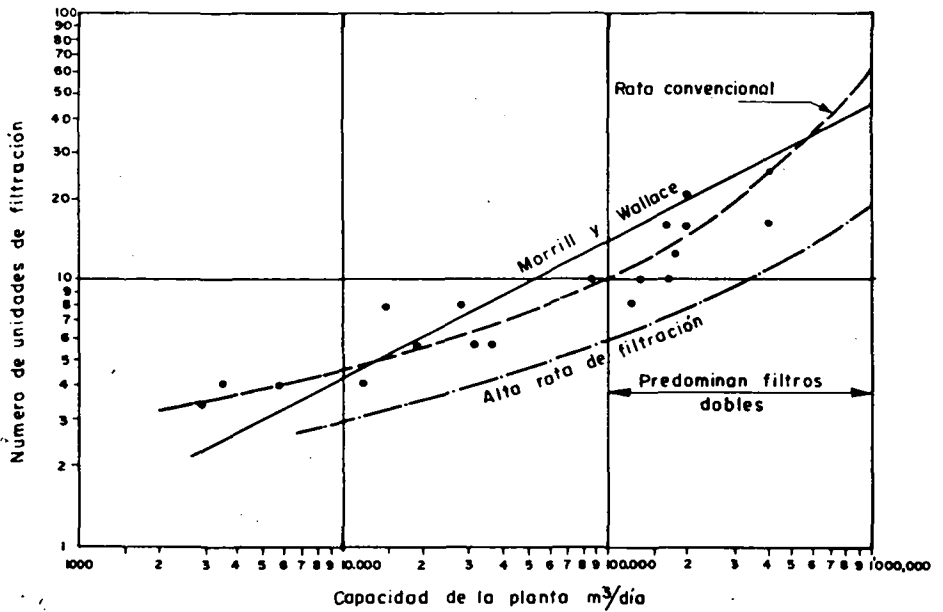


Fig. 8-36 Número de unidades de filtración Vrs. capacidad de la planta, para treinta estaciones de purificación de Brasil (según Azevedo Netto 1972)

III. FILTROS CON LECHOS DE MATERIAL DE DIFERENTES DENSIDADES

Introducción

El uso de medios filtrantes con material de diferentes densidades no es nuevo. Baylis (4), en 1935 realizó experimentos en la Planta de Tratamiento de Chicago, con filtros compuestos de "un lecho de material filtrante de baja gravedad específica sobre un lecho de material más fino".

Posteriormente, el mismo autor en 1939 volvió a realizar nuevos ensayos con lechos de arena de 0.5 mm de tamaño efectivo, sobre los cuales se pusieron 7.5 cms de antracita de 1.5 mm. Al respecto, Baylis decía: "este sistema disminuye grandemente la rata a la cual la pérdida de carga se incrementa en el filtro. Experimentos previos indican que éste es un medio práctico de prolongar las carreras de filtración y por eso, lechos de los dos materiales están siendo usados en varias plantas de tratamiento en todo el país".

En América Latina, se utilizaron también los lechos dobles hace algún tiempo. La Planta de Vitelma (Bogotá, Colombia) reemplazó desde 1940 los 30 cms superiores del medio filtrante por antracita. Se decía empíricamente que esto permitía aumentar la rata de filtración en un 25 %.

Sin embargo, hasta principios de la década pasada, no se había hecho estudios serios sobre el tema. Dos trabajos, uno presentado por Conley y Pitman (24) en 1960 y el otro el año siguiente (1961) por Conley solo (19), despertaron el interés sobre la filtración en arena y antracita.

Describían las experiencias realizadas desde 1950 en la planta de tratamiento de Hanford, Washington, en las que se logró trabajar con ratas de $360 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ ($6 \text{ gpm}/\text{p}^2$) obteniendo un efluente con turbiedad promedio inferior a 0.01 U.J. por más de 6 horas. El tiempo de sedimentación previo era de sólo una hora. Se usaron ayudantes de filtración. Posteriormente, Robeck, Dostal y Woodward (63) en 1963 realizaron estudios sobre modificaciones en la filtración del agua, en los que evaluaban la eficiencia físico-química y bacteriológica de los medios de arena y antracita. Trabajaron con ratas de $360 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ ($6 \text{ gpm}/\text{p}^2$), 45 cms de carbón de 1.05 mm sobre 15 cms de arena de 0.45 mm. Después de año y medio de ensayos concluyeron que los medios dobles experimentados "fueron capaces de remover tanta o más turbiedad, bacterias coliformes, virus de polio o carbón activado que los lechos de arena o antracita sola".

La diferencia entre este tipo de medios y los usados anteriormente estaba en que el espesor del lecho de antracita en lugar de ser de unos pocos centímetros como en la época de Baylis, se hacía más grande ($> 45 \text{ cms}$) y el espesor de la arena más pequeño (15-30 cms).

A partir de 1964 se ha presentado una proliferación de trabajos sobre este tema. Dostal y Robeck (33), Dostal, Somerville y Robeck (31), Shull (71), Rimer (61), Culbreath (26), Conley y Kou-Ying Hsiung (20), Harris (41), Diaper y Harding (27), Kreissl (56), Mohanka (76), Miller (92), entre otros, han hecho sustanciales contribuciones al mejor conocimiento del proceso, que ha superado así su etapa experimental.

Un buen número de plantas de tratamiento, tanto en los Estados Unidos como en la América Latina, lo han adoptado, convirtiendo los filtros de arena, en filtros de medios de diferentes densidades.

Dice al respecto el Manual "Water Treatment Plant Design" de la AWWA. (1969): "En la expansión de plantas de filtros rápidos la conversión a medios mezclados debe considerarse". "En el diseño de nuevas plantas, los filtros por gravedad con medios gruesos a finos son el escogimiento obvio para la mayoría de las instalaciones".

Una de las conclusiones del Simposio sobre Nuevos Métodos de Tratamiento de Agua, celebrado en Asunción en agosto de 1972, dice a este respecto: "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. Esto se hace teniendo en cuenta que la eficacia de tales filtros en remoción de turbiedad o de bacterias es igual o mayor a la de los filtros convencionales de arena".

Características de los medios filtrantes múltiples

En los medios de arena convencionales, la permeabilidad aumenta con la profundidad del filtro. En estas condiciones los granos más pequeños quedan arriba y los más

grandes abajo. Esto significa que a medida que el floc penetra dentro del lecho, encuentra poros más y más grandes por donde puede pasar con más facilidad. Es obvio que debido a esta estratificación inconveniente, el mayor porcentaje de partículas queda retenido en la superficie y por tanto la capacidad de almacenamiento de flóculos es limitada, pues se reduce al volumen de poros de los primeros dos a cinco centímetros del medio granular.

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

Se utilizó para eso carbón o antracita cuyo peso específico varía entre 1.4 y 1.65 y arena con peso específico de 2.65. La velocidad de sedimentación de los granos de antracita de 0.8 - 1.4 mm es casi siempre menor que la de los granos de arena de 0.45 - 0.6 mm de diámetro. La antracita quedará por tanto colocada sobre la arena, y la permeabilidad se presentará como indica la figura 8-37.

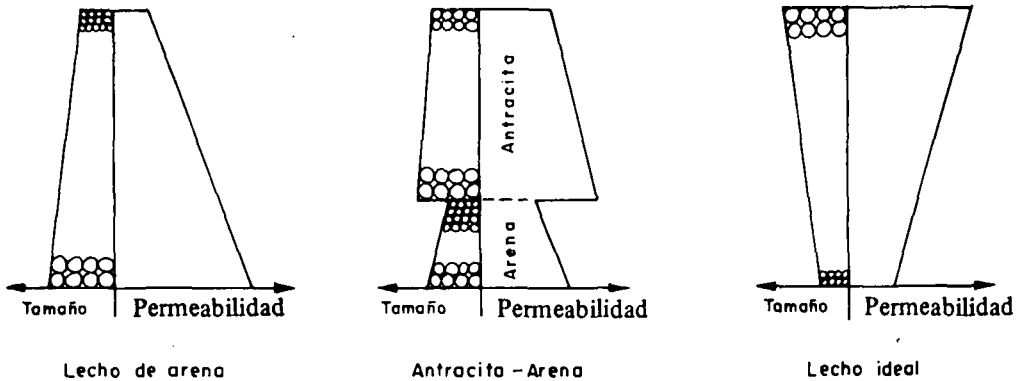


Fig. 8-37 Diferentes tipos de lechos filtrantes

Diseño de los lechos múltiples

El diseño de lechos múltiples incluye mayor número de variables que el de los lechos de arena convencionales. Podrían citarse los siguientes:

1. Número de los medios por usar
2. Tamaño y densidad de los granos
3. Espesor de cada lecho
4. Soporte del lecho inferior

5. Características del floc
6. Rata de filtración
7. Sistema de lavado

1. Número de los medios por usar

Generalmente se usan dos: antracita y arena (medios dobles) o tres, antracita, arena y granate o ilmenita (medios triples). Experimentalmente se han usado hasta cinco: polistirene, antracita, arena, granate y magnetita (76). Cuanto más medios se usen, mejor gradación de grueso a fino se puede conseguir.

La ventaja sin embargo, de producir una estratificación del lecho cercana a la ideal, no resulta en la práctica tan deseable ya que la eficiencia del filtro depende más de las características del floc afluente que de las del lecho filtrante. Cuando el floc es blando cualesquiera sean las especificaciones de los medios usados, tenderá a romperse y salirse y, en cambio, cuando el floc es duro tenderá por el contrario, a quedar retenido en la superficie. Dice por eso Robeck (62): "En lugar de gastar dinero en medios exóticos, sería más apropiado seleccionar la dosis adecuada de coagulante para un medio grueso que pueda colocarse encima de una arena barata", y más abajo opina: "Indudablemente el diseñador y el operador tienen un cierto grado de control sobre la calidad del agua filtrada, seleccionando el medio, la rata de filtración y la dureza del floc; pero el último de estos tres parámetros es más flexible y por tanto puede ser ajustado a las condiciones variables del agua cruda".

2. Tamaño y peso específico de los granos

Inicialmente se empezó a trabajar con medios relativamente finos: 0.7 mm de antracita (T.E.) sobre 0.5 (T.E.) mm de arena. Hoy en día la tendencia es a usar medios más gruesos: 0.8 a 1.4 mm (T.E.) de antracita (peso específico 1.4 - 1.55) sobre 0.45 a 0.6 mm de arena (peso específico 2.60 - 2.65). Más frecuentemente 0.8 a 1.0 mm (T.E.) de antracita sobre 0.5 - 0.6 mm de arena. Cuanto mayor sea el tamaño de la antracita, mayor tendencia habrá a obtener efluentes de baja calidad. Tamaños de antracita mayores a 1.7 mm, según Robeck (65), pueden afectar la calidad del agua filtrada casi desde el principio de la carrera y deben considerarse por eso como un valor límite.

Cuando se usan medios triples, se incluye un lecho de 5 a 7.5 cm de granate (peso específico = 4.2) o ilmenita (peso específico = 4.8), con un tamaño efectivo de 0.15 - 0.30 y C._{u.} : 1.35 - 1.80.

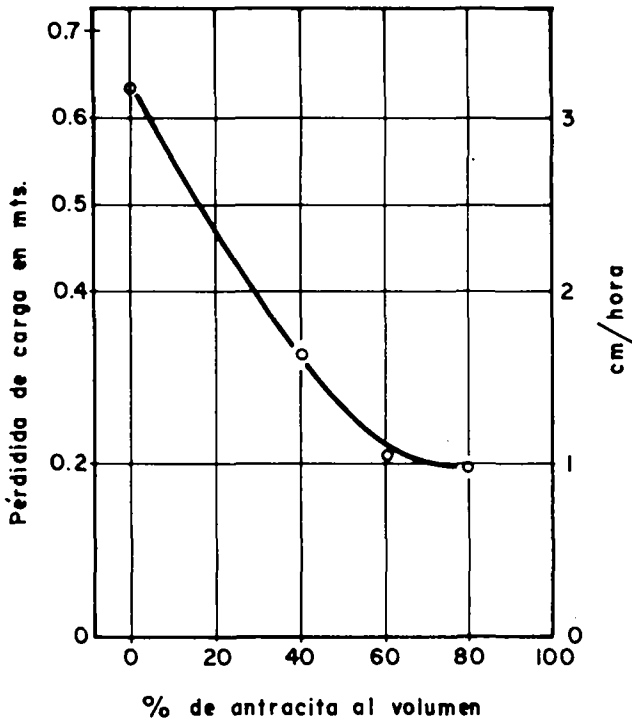
3. Espesor de cada lecho

El espesor que se dé a cada lecho influye directamente en la rata de pérdida de carga. Los estudios de Conley y Pitman (24), Robeck (65) y Miller (92) muestran que a medida que se aumenta la proporción de antracita y se disminuye la de arena, la pérdida de carga en el filtro, para la misma longitud de carrera, decrece proporcionalmente. Esto se debe a que la antracita tiene una mayor porosidad que la arena, lo que permite filtrar con menor pérdida de carga inicial, y retener una mayor cantidad de floc en los poros.

Los estudios realizados en la Asociación para la Investigación sobre el Agua de Inglaterra (WRA) muestran cómo en un lecho de antracita comercial (T.E. : 1.12 y Cu. :

1.39) colocado sobre un lecho de arena de 0.48 mm (T.E.) y 1.37 (Cu.), la pérdida de carga es menor (para el mismo tiempo de filtración de 20 horas), a medida que el porcentaje de antracita es mayor. Sin embargo, a partir de 60 % de volumen de antracita, la velocidad con que se produce la pérdida de carga disminuye y no parece que se gane nada al respecto al seguir aumentando la proporción de dicho material. Ver figura 8-38.

Estos resultados pueden explicarse si se considera que es la primera capa del medio filtrante la que retiene casi todas las partículas, pues éstas sólo penetran hasta la interfase antracita-arena, al final de la carrera o cuando el floc es débil y se rompe. Por tanto, es de esperarse que con lechos convencionales mezclados, similares a los usados en el estudio a que hemos hecho mención, no resulte económico hacer la profundidad de la antracita mayor de un 60 % del total. Esto significaría que para lechos de 75 cm, se podría colocar 45 cm de antracita sobre 30 cm de arena, y para lechos de 65 cm, 40 cm de la primera sobre 25 cm de la segunda. Algunos diseñadores prefieren usar capas de



8-38 Pérdida de carga desarrollada en 20 horas de carrera con una velocidad de filtración de 2mm/seg. (Datos experimentales de WRA, Inglaterra)

arena de sólo 15 cm (con 55 ó 60 cm de antracita), lo cual si bien no suele presentar dificultades muy serias, puede causar una mayor variabilidad en la calidad del efluente y, en caso de fallas en la grava de soporte, ocasionar pérdidas de arena, que traigan inconvenientes mayores que los que se producirían en situación similar, si se usaran capas de arena más profundas.

4. Soporte del lecho inferior

Cuando se usa arena de 0.45 a 0.6 mm con coeficiente de uniformidad entre 1.5-1.7, los granos más gruesos tienen tamaños mayores de 0.9 y quedan debidamente soportados por gravilla común de 2.4 mm (3"/32) así como por los lechos de grava convencionales. Cuando se usa material de 0.15 a 0.30 mm, es necesario colocar un lecho de 5 a 7.5 cms de granate o ilmenita con peso específico 4.2 - 4.8 y tamaño de 0.84 - 1.68 mm (TE : 0.9 Cu : 1.42) para que retenga el material fino y no permita que se cuele hasta los drenes. Debajo se puede colocar los lechos de grava convencionales, según el sistema de drenaje usado. La tabla 8-18 incluye las especificaciones de medios filtrantes empleados en diferentes plantas de tratamiento en el mundo.

5. Características del flóculo

Los filtros con medios mezclados de alta porosidad son más sensitivos a los cambios en las características del flóculo que los de arena convencionales.

La distribución del material retenido dentro del lecho filtrante, es función del grado de dureza del floc. Cuando éste resiste bien los esfuerzos cortantes, se concentra más en las zonas de menor permeabilidad como lo muestra la figura 8-39, y la carrera de filtración es más corta. Cuando el floc en cambio es blando, se distribuye más uniformemente en todo el lecho y su posibilidad de aparecer en el efluente se aumenta, cualquiera sea el tamaño de capa filtrante inferior que se use. Resulta de aquí la necesidad de acondicionar el flóculo antes de filtrarlo, para lo cual se suelen emplear ayudantes de filtración tales como los polielectrolitos ya descritos anteriormente.

Al aumentar las fuerzas interparticulares dentro de los coágulos, estas sustancias mejoran la calidad del efluente, pero son innecesarias o perjudiciales cuando el incremento en la pérdida de carga que producen se hace demasiado rápido. Algunas plantas por eso están trabajando con medios dobles sin ayuda de procoagulantes. Su uso puede limitarse a los períodos en que la floculación es débil. En este caso pueden emplearse en forma intermitente, como se explicó en el capítulo VII. Así se logra controlar la dureza y la filtrabilidad del floc en todo tiempo.

6. Rata de flujo

Los filtros con lechos duales o múltiples se usan generalmente para trabajar con altas ratas de filtración (mayores de 240 m³/m²/día). Preferentemente entre 300 m³/m²/día y 360 m³/m²/día.

Algunas plantas están trabajando en forma eficiente hasta con 600 m³/m²/día usando sólo el 2 % para agua de lavado (41). En ciertas partes de los Estados Unidos, sin embargo, se ha hecho la conversión de los filtros a medios dobles, con el solo propósito de mejorar la calidad de agua filtrada. En Inglaterra se usan ratas más bajas que en América, comúnmente entre 180 y 240 m³/m²/día.

Tabla 8-18 Características de medios filtrantes no homogéneos de algunas plantas de tratamiento

Nombre de la planta	Rata de Filtración (gpm/p ²)(m ³ /m ² /día)	Arena			Antracita		
		Profundidad del lecho cms	T.E. mm.	C.U.	Profundidad del lecho cms.	T.E. mm.	C.U.
I. Estados Unidos							
1. Octoraro (Chester, Penn.)	(4.0) (240)	15	0.45	1.48	52.5	0.95	1.68
2. Pickering Creek (Bryn Mawr, Pa.)	(2.0 - 3.0) (120 - 160)	15	1.5	0.44	50.0	0.9	1.5
3. Ralph D. Bollman (Contra Costa, Ca.)	(6.0 - 10.0) (360 - 600)	25	0.28	1.7	52.5	2/3:1.3* 1/3:0.9	--
4. Douglas Taylor (*) (Corvallis, Or.)	(7.0) (420)	17.5	0.4-0.5	1.5	45	1.0-1.3	1.8 **
5. Townsend (Greensboro)	(4.0 - 6.0) (240 - 360)	--	0.29-0.42	--	--	0.55-0.85	--
6. Gainesville (Gainesville, Flo.)	(5.5 - 8.0) (330 - 480)	20	0.42-0.46	1.35	50	1.0-1.4	--
II. Europa							
1. Planta Norte (Moscu)	(4.0) (240)	50	0.6	--	35-40	0.7-1.8	--
2. Manchester (Inglaterra)	(3.0) (180)	0.60	0.42-2.06	--	0.15	1.25-2.5	--
3. Fyke (Inglaterra)	(3.4) (200)	0.45	0.52	--	0.30	1.25-2.5	--
4. Bristol (Inglaterra)	(3.1) (185)	0.60	0.5-1.0	--	0.30	--	--
5. Southampton (Inglaterra)	(2.6) (158)	0.325	0.6-1.4	--	0.25	1.25-2.5	--
6. Devon (Inglaterra)	(4.0) (240)	1.0	0.5-1.0	--	0.30	1.25-2.5	--
III. América Latina							
1. Tibitoc (Bogotá, Col.)	(6.0) (360)	15	0.6	--	60	0.8	1.0-1.2
2. La Atarjea (Lima, Perú)	(4.0) (240)	25	0.57	1.65	45	1.2	1.1

(*) Fue hecho con una mezcla de antracita de diferente T.E. y S_g: 2/3 de 1.3 mm. y 1/3 de 0.9 mm.

(**) Además usando 3" de granate de T.E.: 0.15 - 0.18 y C.U.: 1.6 y 3" de gravilla de 0.8 mm de alta densidad para evitar que el granate se pase a los drenes.
Tomado de especificaciones.

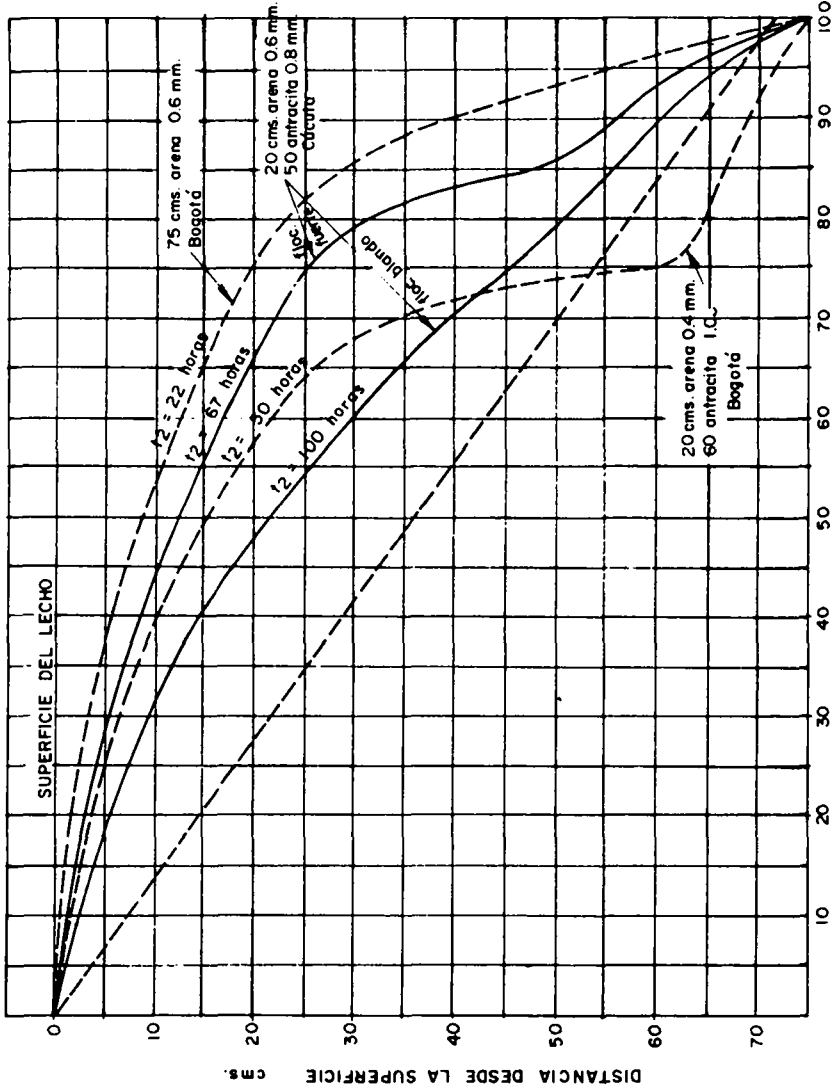


Fig. 8-39 Distribución de la pérdida de carga en lechos de arena y antracita (Ensayos realizados en la planta de tratamiento de El Pórtico, Cúcuta-Colombia y Tibitoc, Bogotá-Colombia)

Lavado de medios filtrantes de diferentes densidades

Al lavar medios filtrantes de diferentes densidades debe tenerse en cuenta que la expansión de cada capa es distinta, según el material y peso específico de la misma. Si la expansión de la capa inferior del lecho d_3 de arena es mayor que la de la capa d_2 superior del lecho de antracita, la primera se intermezclará con la segunda durante el lavado y tenderá a quedar intermezclada después de él. El grado de intermezcla dependerá de la velocidad ascensional que se use, y por tanto ésta modificará la porosidad de la interfase.

Dicha mezcla se puede observar al colocar los lechos filtrantes en un tubo transparente y hacerles un lavado ascendente. El plano de contacto desaparece y se ven por 5 a 20 cms un sector proporcional a d_2/d_3 en que la antracita y arena se confunden.

Véase la figura 8-40. Si por ejemplo se coloca antracita de 0.89 mm de T.E. y 2.0 de C.u., sobre una arena de 0.6 mm de T.E. y 1.50 de C.u., al dibujar los datos anteriores en papel semilogarítmico, se halla que el diámetro mayor de la antracita d_2 puede ser de 3.0 mm y el menor de la arena $d_3 = 0.55$. La relación $d_2/d_3 = 3.0/0.55 = 5.5$, y la mezcla de medios será considerable (caso b). En cambio si conservamos todo igual pero cambiamos el coeficiente de uniformidad de la antracita a 1.17, $d_2 = 1.2$ y por tanto: $d_2/d_3 = 1.2/0.55 = 2.2$ y la mezcla de medios será menor (caso a). Se deduce de aquí la influencia que el coeficiente de uniformidad tiene en la permeabilidad de la interfase.

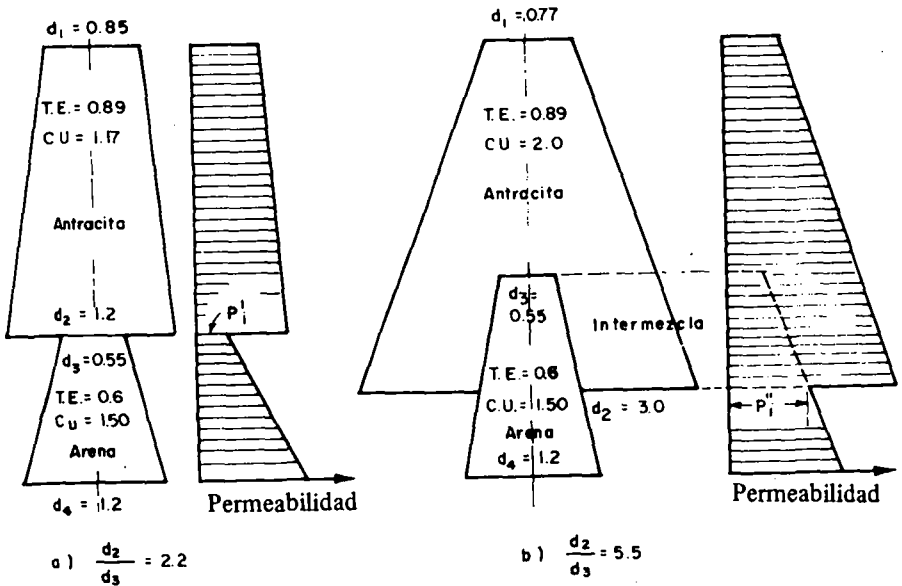


Fig. 8-40 Influencia del coeficiente de uniformidad en la intermezcla y porosidad del medio filtrante.

La figura 8-41, calculada con la fórmula (8-9) ilustra más este concepto. Si por ejemplo, se lava un lecho mixto de arena y antracita con una velocidad de 60 cms/min, los granos de 0.5 mm de arena se expandirán un 65 %, expansión que será igual a la de los granos de antracita de 0.92 mm. Si hubiera granos más gruesos de 0.92 mm en con-

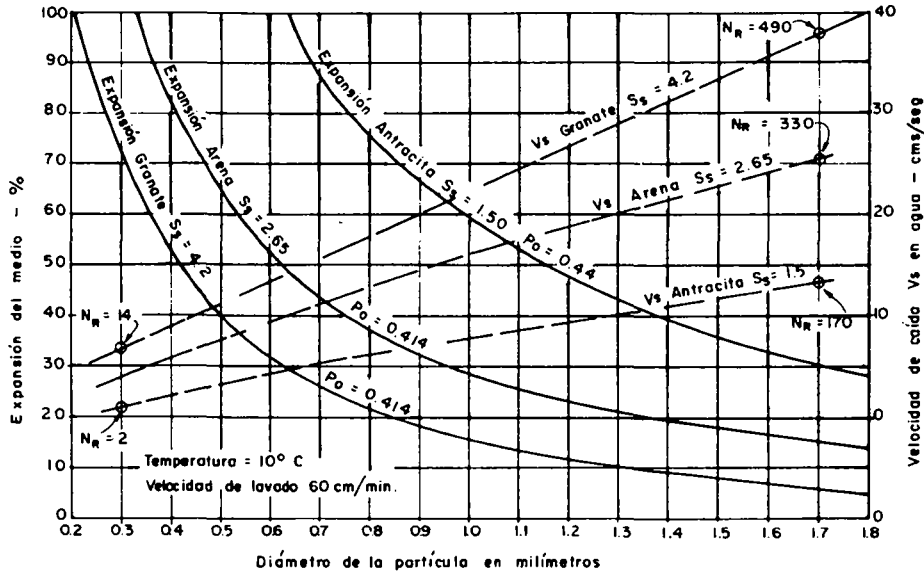


Fig. 8-41 Expansión de medios granulares de diferentes densidades para una velocidad ascensional de 1 cm/seg.

tacto con los de arena de 0.5 mm, éstos se expandirán más rápidamente que aquéllos y se mezclarán unos con otros.

Igualmente, si se usa granate de 0.2 mm debajo de un lecho de arena de 0.45 mm, la expansión del primero para 60 cms/min será de 135 % mientras que la de la capa de arena será de 73 %, lo que producirá una mezcla grande de ambos materiales.

La relación de tamaños (d_2/d_3) de medios granulares, que alcanzan igual expansión, al ser lavados con una velocidad v_a , es función solamente de sus densidades y del régimen de flujo que establezcan (80) y puede ser hallado con la fórmula:

$$\frac{d_2}{d_3} = \left[\frac{\rho_2 - \rho}{\rho_3 - \rho} \right]^n \tag{8-32a}$$

En donde:

d_2 y d_3 : diámetros de las partículas de las capas adyacentes de diferentes densidades.

ρ_2 y ρ_3 : densidades de los medios adyacentes

ρ : densidad del agua

n : coeficiente que para flujo laminar es 0.5, para flujo turbulento es 1.0 y para flujo de transición está entre 0.5 y 1.0.

Al observar la figura 8-41 se ve que el régimen de flujo para el caso de los medios granulares usados en filtración, es definitivamente de transición, con N_R entre 2 y 500. Por tanto n variará entre 0.5 y 1.0. Para capas de arena y antracita puede tomarse 0.5 - 0.55 y para arena y granate o ilmenita 0.625 - 0.63.

Aplicando la fórmula 8-32a con estos coeficientes se encuentra que para el primer caso $d_2/d_3 = 1.82$ ó 1.88 y para el segundo $d_2/d_3 = 1.5$ ó 1.54 . O sea que los granos de arena de 0.4 mm por ejemplo tienen la misma tasa de expansión que los granos de antracita de $0.4 \times 1.85 = 0.74$ mm. O un grano de granate de 0.2 mm tiene la misma tasa de expansión que un grano de arena de $0.2 \times 1.5 = 0.3$ mm.

La importancia que el grado de intermezcla tenga en la filtración no está bien definida. Es difícil aislar este parámetro para estudiarlo separadamente de los otros que influyen en el proceso. Camp (15) afirma que la arena efectúa una remoción más grande de sólidos suspendidos, si sus granos más finos no se mezclan con los granos más gruesos de la antracita. Conley (24) por su parte considera que la mezcla en el punto de unión de la arena y la antracita ejerce una favorable influencia en la pérdida de carga, por cuanto los granos más finos de arena no pueden formar una capa de baja permeabilidad cuando están mezclados con los más gruesos de la antracita.

Ensayos hechos por Robeck y Kreissl (65) parecen confirmar esta hipótesis.

Por tanto, desde el punto de vista del lavado, sería preferible usar antracitas de 1.0 - 1.2 mm de tamaño uniforme, con arenas de 0.5 - 0.6 mm y si se usa granate o ilmenita, ésta debería tener diámetros entre 0.30 - 0.40 mm pero no menores.

Desde el punto de vista operativo, la velocidad de lavado que se aplique a un lecho filtrante múltiple, debe ser tal que se logre fluidizar las capas más pesadas del fondo.

Si el grano más grueso de antracita es aproximadamente el doble en tamaño que el grano más grueso de la arena, la velocidad ascensional que fluidiza al primero es capaz de fluidizar al segundo. Conservando la misma proporción 1:2 en los granos más finos, también se lograría una expansión uniforme de todo el lecho para cualquier velocidad de lavado.

Por otra parte, según el país y la planta de tratamiento de que se trate, la tasa de flujo ascendente suele variar entre 0.15 m/min y 1.00 m/min, pero más comúnmente entre 0.30 y 0.90 m/min, con el fin de producir expansiones que por lo menos alcancen un 10 % en cualquier capa y a cualquier profundidad.

Cuando todo el lecho no queda fluidizado, la intermezcla de arena y antracita se acentúa con el tiempo, hasta llegar a perderse la interfase por completo.

Hay que tener en cuenta que es la velocidad ascensional la que separa las capas de material filtrante de acuerdo con sus densidades.

El mayor problema en el lavado de este tipo de medios, es la penetración del floc que es muy profunda al final de la carrera. El lavado superficial parece, por consiguiente, que no es efectivo. El lavado con aire, con velocidades entre 0.30 y 0.60 m/min se ha usado con éxito en Inglaterra, seguido de un lavado con agua, con expansión de todas las capas, para reestratificar el medio filtrante. El lavado subsuperficial está siendo ensayado.

Tabla 8-19

Sistema de lavado de filtros con medios dobles en Inglaterra (según WRA)

Nombre de la Planta	Lavado con aire		Lavado con agua	
	Velocidad de lavado m/min	Tiempo min.	Velocidad de lavado m/min	Tiempo min
Makerfield W.B.	0.45	1.0	0.24	Variable
Wirral W.B.	0.36	3.0	0.30	5
Bristol W.B.	0.40	2.0	0.24	5
Southampton W.B.	0.60	2.0	0.48 por	3
			0.18 por	5
Lanarkshire W.B.	0.60	3.0	0.36	5
N.E. Lincs W.B.	0.60	5.0	0.30	5

Plantas pilotos

Dada la cantidad de variables que entran en juego al diseñar filtros con medios mezclados, resulta lo más aconsejable construir, cuando se pueda, estaciones pilotos para que trabajen en condiciones similares a las que se quiere que prevalezcan en el prototipo.

Tales estaciones experimentales permiten observar el comportamiento real del floc para diferentes combinaciones de medios filtrantes, y ofrecen la oportunidad de seleccionar el lecho que más se adapte a las condiciones medias existentes en la planta. El diseño en base a experimentos, será siempre preferible al diseño en base a especificaciones. Posteriormente, se discutirá este punto con más detalle.

IV. SISTEMAS DE OPERACION DE LOS FILTROS

Los filtros rápidos, cualquiera sea su rata de flujo o medio filtrante que se use, requieren de algún sistema de control para regular la hidráulica del proceso.

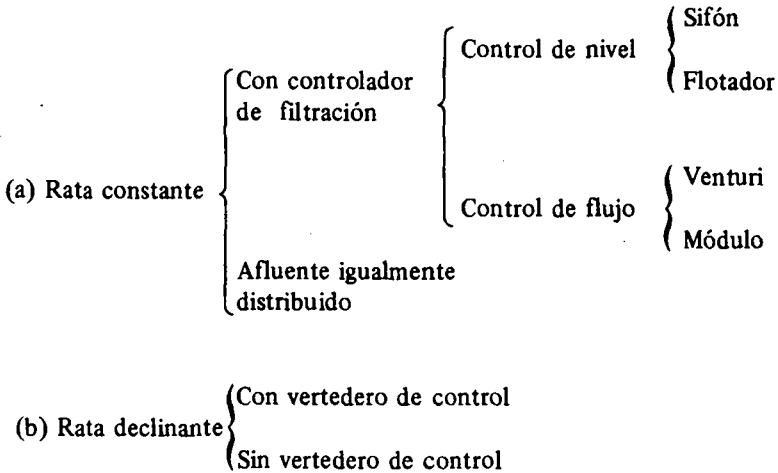
De lo contrario, al iniciar la operación con el filtro limpio dejando la válvula efluente abierta, se notará que todo el flujo que entra, sale, y el nivel de agua en el filtro no

se restablece, sino que por el contrario, queda la superficie del lecho descubierta. A medida que progresa la carrera, sin embargo, la velocidad de filtración decrece lentamente y el nivel de agua en el filtro va subiendo, en proporción a la pérdida de carga que se produzca, hasta rebosarlo por completo si no se toman medidas a tiempo, lavando la unidad o cerrando el afluente.

Para evitar este problema, tradicionalmente se ha colocado un controlador de rata de filtración. Otros prefieren dividir el flujo afluente en forma igual en todos los filtros y permitir que el nivel de agua varíe hasta llegar a un máximo, momento en el que se lava la unidad (afluente igualmente distribuido).

Ultimamente se ha sugerido dejar que la rata de filtración vaya declinando en el filtro, sin poner ningún control en el efluente, pero evitando que el medio filtrante quede al descubierto durante el inicio de la carrera (rata declinante).

Podríamos sintetizar la anterior discusión, así:



Rata constante de filtración

Hasta el presente, ésta es el sistema más usado en las plantas de tratamiento, aunque no el más económico ni el mejor.

Los controladores básicamente son de dos clases: (a) los que regulan el efluente para mantener un flujo constante en él, independientemente de la pérdida de carga en el filtro, dentro de los límites de operación de éste; y (b) los que regulan el nivel en el canal del afluente por medio de flotadores o sifones para que se mantenga sin mayores variaciones.

1. Control del caudal del efluente

Para controlar el gasto dado por el tubo efluente del filtro, se inserta en él, un complejo sistema consistente en: (a) Elemento primario, (b) Válvula de control, (c) Medidor de flujo, (d) Unidad de control de la válvula y (e) Regulador de la rata de flujo (82), como indica la figura 8-42.

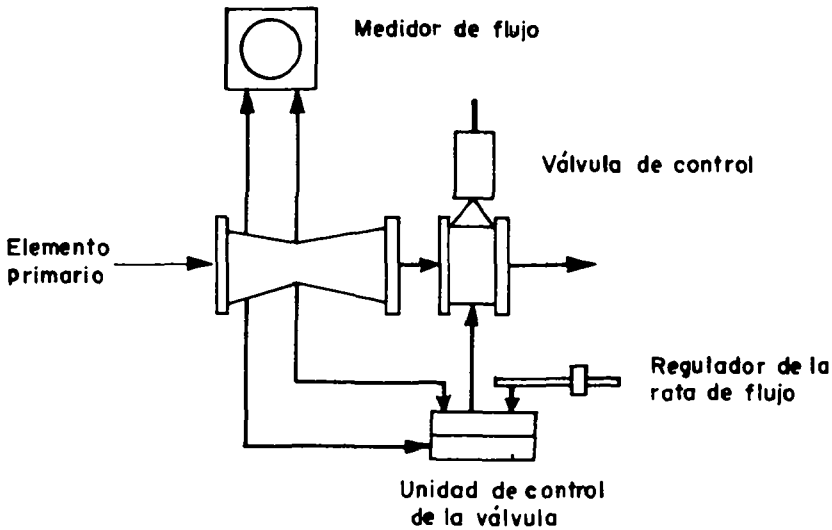


Fig. 8-42 Sistema típico de control de caudal del efluente.

Este sistema tiene las siguientes desventajas:

- (a) Es bastante costoso y su operación y mantenimiento son difíciles. Pocas son las plantas de tratamiento que el autor ha visitado cuyos controladores de flujo estén trabajando adecuadamente.
- (b) Si la suma de los gastos dados por cada controlador es menor que el gasto total que entra a la planta, el flujo se regresa por el conducto de entrada, sube el nivel en los filtros y se ahogan los vertederos de salida de los sedimentadores. Es conveniente por eso dejar un vertedero de excesos en el canal afluente. Este represamiento del flujo también se presenta cada vez que se lava un filtro.
- (c) Las condiciones hidráulicas en el elemento primario son tales que el flujo en él no es constante sino que oscila permanentemente. Baylis, Hudson y otros autores han estudiado exhaustivamente este problema. Se consideró que oscilaciones mayores del 2 % de la pérdida de carga en el momento considerado, deterioran la calidad del agua filtrada.
- (d) Al forzar el filtro a trabajar con una rata constante en especial al final de la carrera cuando los poros del lecho están obstruidos, suele producir ruptura de floc y paso de materia suspendida al efluente.

La ventaja de controlar la rata de filtración está en la simplicidad de la operación hidráulica de la planta, pues cada filtro produce una misma cantidad de agua durante todo el período de servicio y se sabe por tanto el caudal que cada uno está dando en todo momento.

A título de ejemplo, describiremos los controladores con tubo Venturi y los de pistón flotante.

(a) **Controladores con tubo Venturi**

Es tal vez el más usado en nuestro continente. Se basa en aprovechar las diferencias de presión creadas por el flujo entre el cuello y la sección de salida de un tubo Venturi, para medir y regular el caudal. La válvula de control la constituyen dos discos (a), unidos por un vástago (b); la parte baja del vástago va conectada a un diafragma (c); y la parte alta a un balancín (d). Un tubo (h) conecta el cuello (i) del Venturi con la cara inferior del diafragma, para transmitirle la presión, la cual quedará balanceada por la que se produce en la cara superior del diafragma. El pistón "a" queda así flotando en el flujo, habiéndose o cerrándose para conservar el caudal constante.

La regulación de la rata de flujo se hace (ver la figura 8-43) por la posición del contrapeso (e) que puede correrse sobre el balancín (d). Cuanto más al extremo se coloque el contrapeso, la rata de flujo es mayor.

En otros modelos la caja del diafragma va separada y acciona hidráulicamente una válvula colocada al final o cerca al cuello del Venturi.

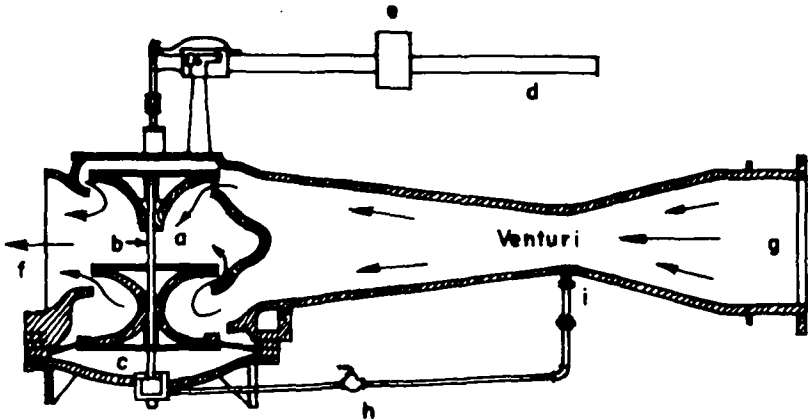


Fig. 8-43 Control de rata de flujo tipo Venturi (Cortesía de Simplex Valve and Meter Co.)

(b) **Controladores con pistón flotante**

Los controladores con pistón flotante (ver la figura 8-44) constan de un pistón (e) y un anillo (i) que pueden deslizarse libremente sobre un vástago (g) al cual viene rígidamente adherido un cilindro movable (c). Al pasar el flujo por la constricción (b), que se puede ajustar para dejarla en la posición que se desee con el vástago (g), se crea una diferencia de presión en las dos caras del pistón (e), pues su cara inferior se halla conectada por el orificio (h) con el flujo que entra, y su cara superior con el flujo que pasa por (b).

El conjunto pistón y anillo queda flotando en el flujo contrabalanceado por los resortes (j), abriéndose y cerrándose para mantener el gasto constante para cada abertura de (b). Al subir o bajar ésta, se altera el caudal y al cerrarla totalmente se corta el flujo, lo que permite utilizarla también como válvula de control. Este aparato regula el flujo pero no lo mide. El aforo debe hacerse separadamente.

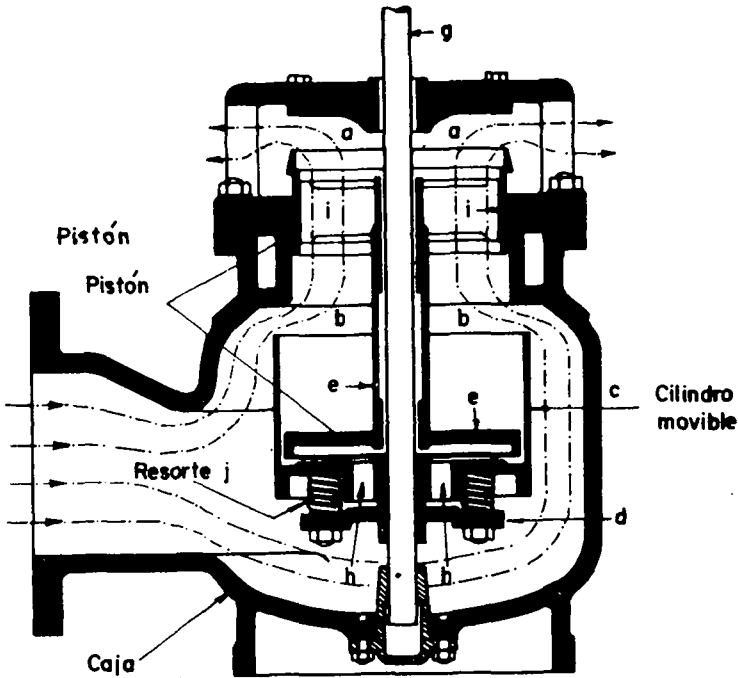


Fig. 8-44 Controlador de pistón flotante (cortesía de Patterson Candy Inc.)

2. Control de nivel

Las variaciones de la altura del agua, en una cámara especial o en la caja del filtro, pueden usarse para regular el caudal.

Basta transmitir estas variaciones a un aparato hidráulico, que disminuya el paso del flujo si el nivel baja o lo aumente si sube, para mantener aproximadamente un nivel constante. La regulación puede hacerse aguas arriba (caja del filtro) o aguas abajo (salida del agua filtrada).

En el primer caso lo único que se garantiza es que el flujo que entra al filtro es igual al que sale de él. Pero si el afluente varía, sea porque se suspende una unidad para lavarla, o porque el gasto se distribuye desuniformemente entre todos, el efluente varía

también. En este sentido el control del nivel del agua en la caja del filtro, no es un sistema de regulación de la rata de filtración. Tampoco permite estimar el gasto a no ser que se inserte un orificio a la salida.

El controlar en cambio aguas abajo el nivel, en una cámara especial provista de un vertedero, es sí un método de control del caudal del efluente y presenta las mismas ventajas y desventajas anotadas para el sistema descrito en el punto anterior.

A título de ejemplo vamos a describir el controlador con sifón y el controlador con válvula de mariposa.

(a) Controlador con sifón

El controlador por sifón consiste de dos cilindros concéntricos, el exterior cerrado en la parte de arriba y conectado a una válvula de admisión de aire que es accionada por un flotador. Al subir o bajar éste, permite la entrada de aire el cual es arrastrado por el flujo. Parte de él queda sin embargo retenido en la cúspide del sifón, incrementando la pérdida de carga y haciendo que $h_f + h_o$ sea constante. En estas condiciones si el nivel de agua baja, la bolsa de aire se aumenta, cerrando el paso del flujo; y si sube, disminuye, permitiendo mayor caudal.

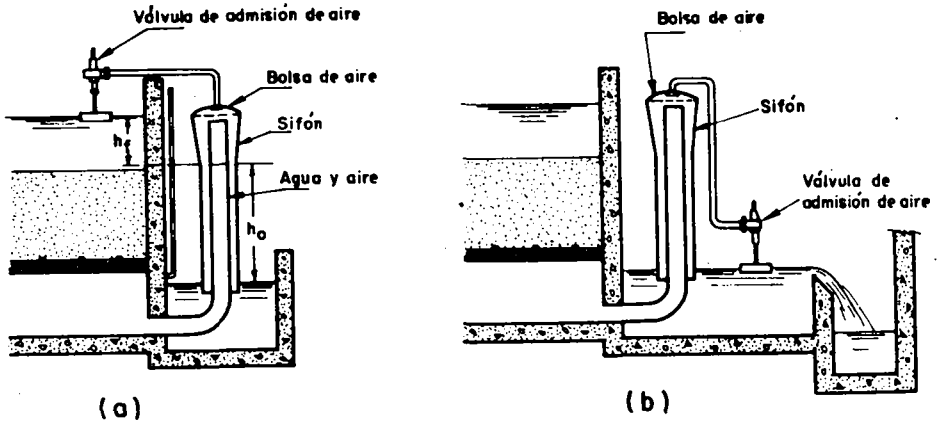


Fig. 8-45 Sifón Neyrpic - Degremont

La válvula de admisión de aire puede colocarse en la caja del filtro como en el caso (a) (Fig. 8-45), o en un tanque aguas abajo como en el caso (b). En este caso, variando la longitud del vástago de la válvula, se puede cambiar la altura de la lámina de agua sobre el vertedero y modificar la rata de flujo.

(b) Controlador con válvula de mariposa

La válvula de mariposa puede usarse con facilidad como regulador de caudal, transmitiendo con un sistema electrónico o de flotador los cambios de nivel del agua al

vástago de operación, de modo que éste gire y permita mayor paso de flujo cuando el nivel tiende a subir y lo disminuya cuando tiende a bajar.

Como en el caso de los sifones, el flotador puede colocarse en la caja del filtro (Fig. 8-47-a) o en un pozo aguas abajo, provisto de un vertedero (Fig. 8-47-b) para conservar la carga y el caudal constantes.

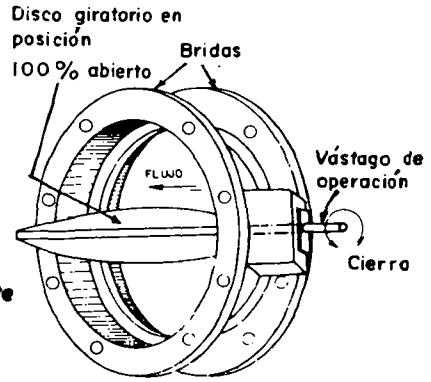
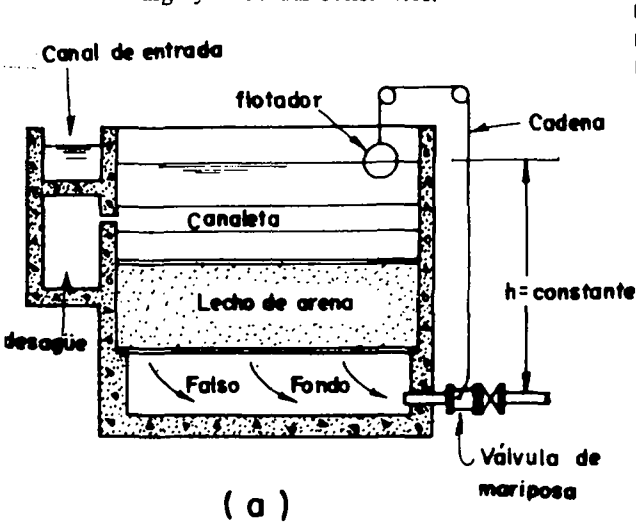


Fig. 8-46 Válvula de mariposa

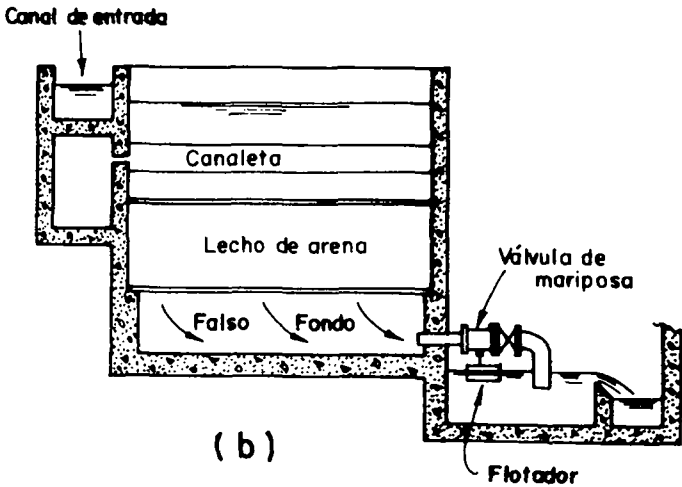


Fig. 8-47 Regulación por válvula de mariposa y flotador

3. Afluente igualmente distribuido

Un sistema muy simple de controlar el flujo en los filtros es regularlo a la entrada, colocando un orificio o vertedero que deje pasar un gasto constante (Ver la figura 8-48). El canal de alimentación debe ser especialmente diseñado, de manera que distribuya por partes iguales el caudal que transporta, entre todas las unidades.

Para evitar que al inicio de la carrera de filtración, cuando la pérdida de carga es mínima, el filtro se vacíe y quede el lecho permanentemente expuesto al impacto del chorro de agua del afluente, puede diseñarse un pozo general de recolección de agua filtrada, con la salida en la parte superior, de modo que se conserve siempre sobre el filtro un nivel mínimo h . Lo mismo se puede conseguir dejando un vertedero general a la salida del tubo efluente, de manera que su cresta quede ligeramente por encima de los bordes de las canaletas de lavado, o incorporando dicho vertedero en el tanque de almacenamiento o aguas claras como lo sugiere Cleasby (81).

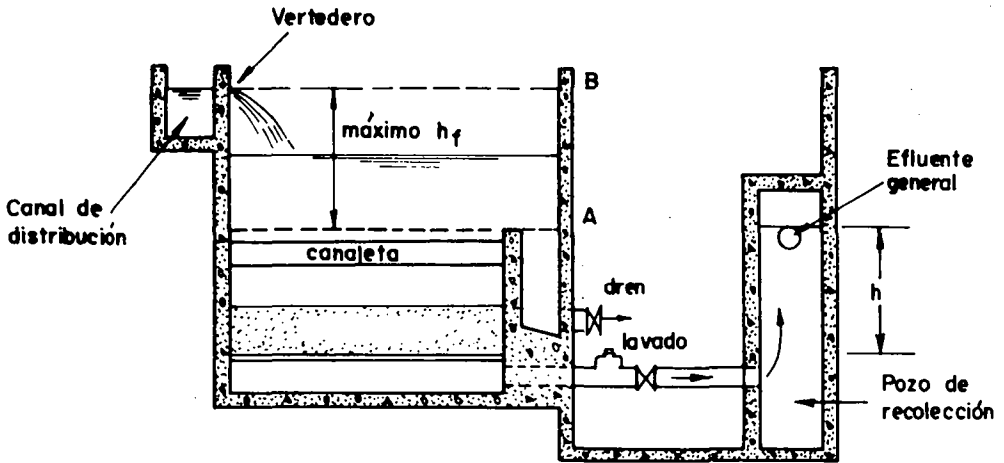


Fig. 8-48 Afluente igualmente distribuido

En filtros de este tipo el nivel de agua en la caja del filtro va aumentando con el tiempo desde (A) hasta (B), y el lavado se hace cuando llega a este límite, lo que hace innecesario el uso de medidores de pérdida de carga. El inconveniente de este sistema está en que, por este motivo, el filtro resulta profundo, pues hay que dejar entre 1.40 a 2.00 mts. para la variación del nivel sobre las canaletas, lo que implica el uso de capas de agua de 2.0 a 2.7 mts sobre el lecho.

Filtros con rata variable declinante

La tendencia natural de todo medio filtrante granular, es a ir disminuyendo su permeabilidad a medida que se prolonga su tiempo de servicio y, por lo tanto, a ir mermando su capacidad filtrante. Por consiguiente, al introducir controladores de caudal en el

efluente de un filtro, se violenta este principio, pues se lo fuerza a trabajar, tanto al principio como al final de la carrera, con la misma carga superficial.

En cambio, si se permite que a medida que el lecho filtrante se vaya obstruyendo, su rata de flujo disminuya, se consigue por lo general un mejor efluente.

Para que esto sea posible, la condición básica es la de que todos los filtros actúen conjuntamente como vasos comunicantes, de modo que el que esté limpio trabaje con la máxima velocidad, mientras que el que esté sucio lo haga con la mínima. En estas condiciones el flujo que entra y sale de la batería de filtros, es constante; pero cada unidad, en cada momento, está produciendo un gasto distinto, según el grado de limpieza en que se encuentre. A medida que va progresando la carrera, la unidad que disminuye su rata de filtración, transfiere el caudal que deja de filtrar a las otras.

Esto requiere que el canal de alimentación y la válvula de entrada sean lo suficientemente amplios como para que el agua puede en todo instante llegar a cualquier filtro, con un mínimo de pérdida de carga.

Por otra parte, la entrada del afluente a la caja del filtro debe estar por debajo del nivel de aguas mínimas, para que la distribución proporcional del flujo se pueda realizar.

En estas condiciones, la altura del agua sobre el lecho es la misma en todas las unidades, y va subiendo lentamente a medida que la pérdida de carga se aumenta.

La figura 8-49 explica la manera como se comporta un filtro con rata declinante. Presenta un diagrama típico de operación de la Planta de Tratamiento Townsend, de Greensboro (EE.UU.), que tiene seis filtros de arena y antracita. La unidad analizada filtró al comienzo cerca del 130 % de la rata promedio de 240 m³/m²/día (4 gpm), y terminó con 76 % de ella, a las 38 horas. La pérdida de carga tuvo sólo un ligero aumento, debido al efecto combinado del incremento del grado de colmatación en el filtro y la declinación de la rata de flujo.

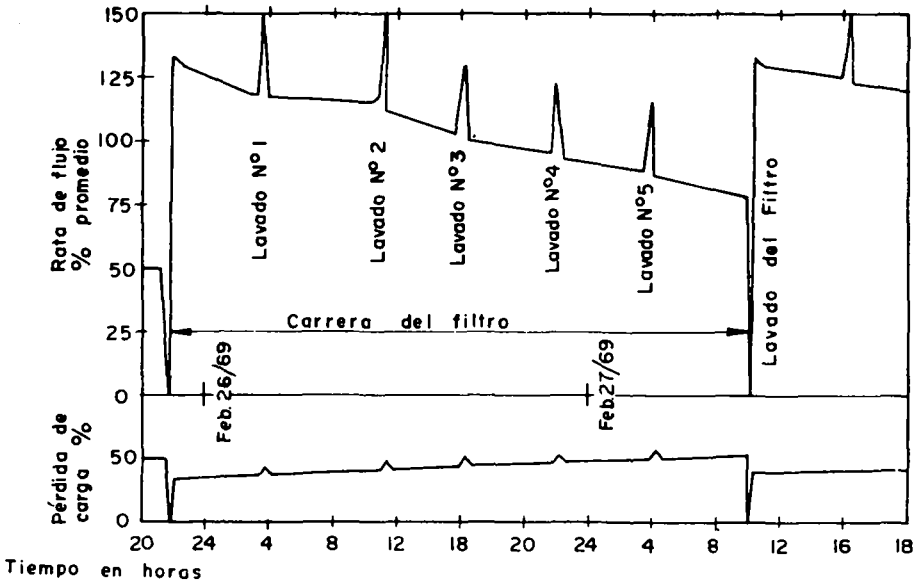


Fig. 8-49 Diagrama típico de funcionamiento de los filtros de rata declinante de Greensboro, N. C., EE.UU.

Se puede observar, sin embargo, que cada vez que se lava una de las seis unidades, se sube considerablemente la rata de flujo en las otras durante un período de 15 a 25 minutos, después de lo cual se estabiliza en un valor un poco más bajo que el que tenía antes. La velocidad de filtración por tanto no declina uniformemente, sino por etapas, según el número de filtros que se laven durante el período de trabajo considerado.

El recargo que sufre cada filtro cuando se lava cualquiera de los otros, puede considerarse como el principal defecto de este método. Sin embargo, dicho recargo se sucede debido a la inercia del sistema, en un tiempo relativamente largo, lo que afecta menos la calidad del efluente que cuando se hace en forma brusca. Por lo general se tarda de treinta a cuarenta minutos en llegar a un equilibrio hidráulico tal, que el traspaso de la carga del filtro que está fuera de servicio, a los filtros que están en servicio, llegue a completarse. Comúnmente, antes de que esto ocurra se concluye la operación de lavado y por tanto la sobrecarga nominal no se produce en su totalidad. El simple ajuste de un controlador de flujo convencional, puede producir un incremento más rápido del flujo. Quizás debido a esto, en la planta de Townsend, no se ha podido observar una apreciable deterioración de la calidad del efluente durante el lavado de los filtros.

Los filtros con rata declinante se pueden operar con o sin vertedero de control como se verá enseguida.

(a) **Filtros con rata declinante y vertedero de control**

La figura 8-50 incluye el diseño sugerido por Cleasby. En él se ve el afluente entrando a un nivel más bajo que el mínimo establecido (A), el cual coincide con la cresta del vertedero colocado en el pozo de aguas claras situado en frente del filtro. La altura de la lámina de agua teóricamente puede variar desde (A) hasta (B). Sin embargo, en la práctica la variación de nivel es mucho menor.

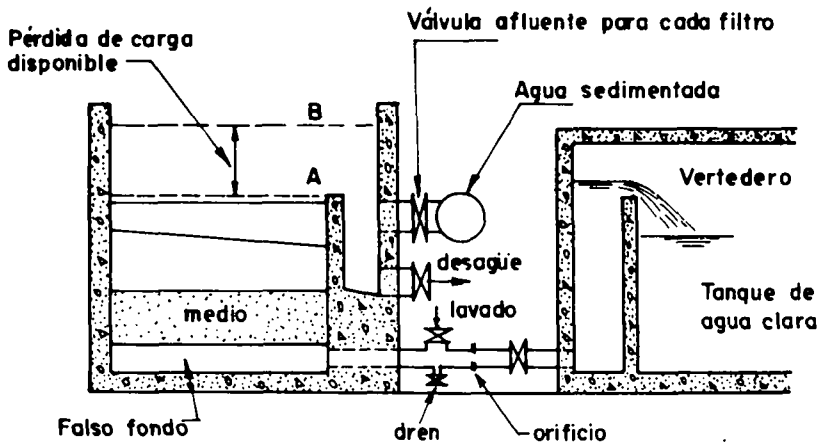


Fig. 8-50 Filtro para trabajo con rata declinante

Cuando se alcanza el máximo nivel permisible (B), se lava el filtro que lleva el mayor número de horas de servicio, con lo que el nivel en todos los filtros desciende hasta estabilizarse en una nueva posición más baja. A partir de ese momento, el nivel vuelve a subir, y así sucesivamente.

Deben tomarse precauciones para que, al comienzo de la carrera, cuando recién se lava un filtro, no se "desboque" trabajando con una rata demasiado alta, que produzca un efluente de inferior calidad. Para evitar esto, se puede colocar un orificio en el tubo de salida, como indica la figura 8-50, calculándolo para que no permita pasar más del 50 % - 100 % del flujo promedio que se desea por filtro.

(b) Filtros con rata declinante sin vertedero de control

Este es un sistema especialmente aconsejable para plantas de tratamiento en funcionamiento cuyos reguladores de caudal estén descompuestos.

Se parece en todo al método anteriormente descrito. La única diferencia está en que al iniciar la operación del filtro, después del lavado, es necesario controlar manualmente el nivel de agua en él, cerrando parcialmente la válvula efluente para conservar por lo menos de 5 a 10 cms de agua por encima de las canaletas, y manteniendo dicha válvula en la misma posición durante toda la carrera. Se requiere por eso una mayor vigilancia.

La planta de tratamiento de Chan Chu Shan, Taipei (81) y la de Ames, Iowa, Estados Unidos (98), fueron convertidas a este sistema con buenos resultados.

Hidráulica de la filtración

El gasto que un filtro puede dar, es inversamente proporcional a las pérdidas de carga producidas por fricción en el sistema, o sea a la resistencia que este ofrece al paso del agua:

$$\text{gasto} = \phi \left(\frac{\text{Carga hidráulica disponible}}{\text{Resistencia al paso del flujo}} \right)$$

La carga hidráulica disponible para filtración (en filtros por gravedad) está determinada por la altura, entre la salida del efluente y el nivel del agua en el filtro. Véase la figura 8-43.

La resistencia al paso del flujo está determinada por:

1. Fricción en los drenes (h_1)
2. Fricción en tuberías y accesorios, entradas y salidas (h_2)
3. Fricción en el lecho filtrante limpio (h_0)
4. Carga hidráulica del vertedero u orificio de salida (h_3)
5. Fricción debida a la acumulación de material en el lecho filtrante [$h\phi(t)$]

1. La fricción en los drenes origina una pérdida de carga h_1 que puede calcularse de acuerdo con las fórmulas y diagramas incluidos en la primera parte de este capítulo, y que es directamente proporcional al cuadrado de la velocidad " v_1 " de paso del agua a través de ellos.

2. La fricción en las tuberías y accesorios cuando los hay (codos, tes, válvulas, entradas y salidas) origina una pérdida de carga "h₂" fácilmente calculable, con ayuda de las tablas y diagramas incluidos en casi todos los textos de hidráulica. Al final del presente libro en la tabla I del anexo III, se adiciona una información de este tipo. Esta pérdida de carga varía también con el cuadrado de la velocidad del flujo en los conductos "v₂".
3. La fricción en el lecho filtrante limpio origina una pérdida de carga h₀, que puede determinarse con las fórmulas de Fair y Hatch o Rose, incluidas en el capítulo VII y es directamente proporcional a la velocidad de filtración v_f.
4. La altura h₃ de la lámina de agua en el orificio o vertedero de salida del filtro, cuando lo hay, se puede calcular con las fórmulas usuales de hidráulica. Según el dispositivo que se escoja (vertedero, orificio), habrá una mayor o menor variación del tirante para los caudales y las velocidades v₃ consideradas.
5. La fricción debida a la acumulación de material dentro del lecho filtrante, restringe el paso del flujo y origina una pérdida de carga h φ(t) que es función tanto del tiempo de filtración y turbiedad del afluente, como de la velocidad del flujo a través de los intersticios colmatados. Puede determinarse con las fórmulas incluidas en el capítulo VII, cuando se conocen los parámetros adecuados.

Por tanto las pérdidas de carga iniciales totales en un filtro pueden calcularse así:

$$h_T = \frac{f}{g} \frac{(1 - p_o)^2}{p_o^3} \frac{36}{C_e^2} L \left[\sum_{i=1}^i \frac{x_i}{d_1^2} \right] v_f + k_1 \frac{v_1^2}{2g} + k_2 \frac{v_2^2}{2g} + k_3 \frac{v_3^2}{2g}$$

$$h_T = k'_0 v_f + k'_1 v_1^2 + k'_2 v_2^2 + k'_3 v_3^2 \quad (8-33)$$

En donde

v_f : velocidad de filtración; v₁ : velocidad en los orificios de los drenes durante la filtración; v₂ : velocidad en los tubos y conductos a la salida del filtro; v₃ : velocidad en el vertedero u orificio de salida cuando lo hay.

La primera parte de la expresión 8-33; k'₁ = $\frac{k_1}{2g}$ coeficiente de fricción en los orificios de los drenes; k'₂ = $\frac{k_2}{2g}$: suma de los coeficientes de fricción por cambios de dirección (codos, tees, válvulas) y de los de las pérdidas por entradas y salidas; k'₃ = $\frac{k_3}{2g}$: coeficiente de descarga del orificio o vertedero de salida.

Vamos a considerar dos casos distintos:

- (a) Cuando se filtra con rata constante y
 - (b) Cuando se filtra con rata variable declinante.
- (a) En el primer caso, las pérdidas de carga debidas a los drenes, tuberías y accesorios, y fricción inicial de lecho filtrante, son constantes a través del tiempo, y por tanto las

velocidades v_1 , v_2 y v_3 son constantes. En cambio la pérdida de carga por colmatación, aumenta linealmente a medida que progresa la carrera, durante la cual el controlador de caudal del filtro tiene que producir la pérdida de carga h_c necesaria para compensar esta variación y mantener el flujo constante. Así:

$$h_T = h_c + [h_0 + h_1 + h_2 + h \phi(t)] \quad (8-34)$$

En donde h_T es igual a la carga total disponible para filtración.

De donde:

$$h_c = h_T - [h_0 + h_1 + h_2 + h \phi(t)] \quad (8-35)$$

o sea, a la carga total disponible para filtración menos la pérdida total en el momento considerado.

(b) Cuando se filtra con rata variable declinante la hidráulica del filtro es diferente, pues la velocidad disminuye al progresar la carrera y por tanto las pérdidas de carga son función de ella. Véase la figura 8-51.

Al no haber controladores, el filtro recién lavado tenderá a trabajar con la máxima velocidad hasta un límite tal, en que la pérdida de carga por fricción sea igual a la carga hidráulica disponible para filtrar en ese momento.

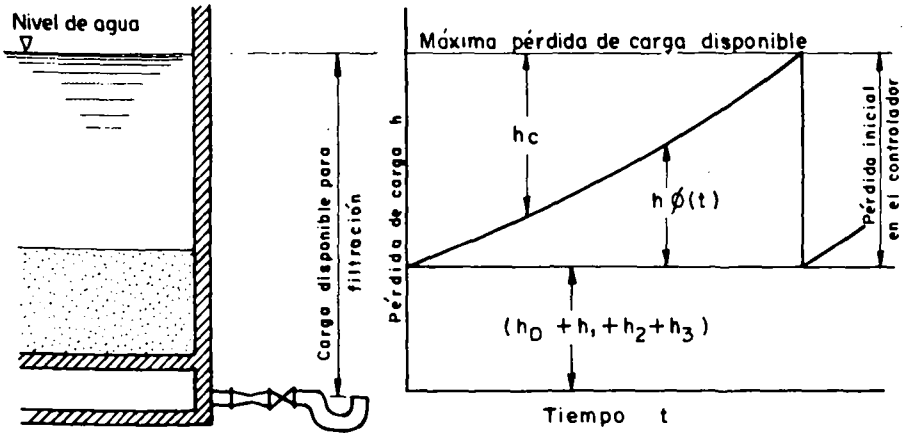
Para hallar este valor se puede dibujar en papel logarítmico las pérdidas de carga totales iniciales, en función de distintas velocidades de filtración, digamos desde 0.1 cm/seg hasta 1.0 cm/seg, utilizando la fórmula 8-33. Hay que calcular previamente los valores de v_1 , v_2 , v_3 y k_0 , k_1 , k_2 y k_3 según el caso. Ver la figura 8-52.

Dibujada dicha curva, es fácil estimar para cualquier velocidad, la pérdida de carga inicial total que se produce en el filtro y por tanto el nivel que se establecerá en él si se lo deja sin control. Obsérvese que éste es función del flujo.

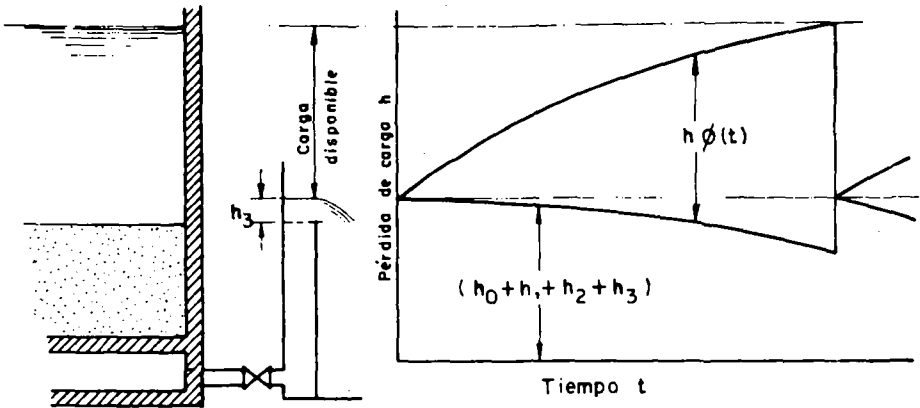
Hay que considerar dos casos: (a) cuando se regula la salida (válvula de mariposa, sifón) para mantener un nivel constante en el filtro, (b) cuando se deja que el nivel de agua en el filtro varíe libremente.

(a) En el primer caso el caudal que dará el filtro limpio, es el que corresponde a la pérdida de carga total inicial, que es igual a la carga hidráulica disponible para filtración. Por ejemplo, en la figura 8-52, si el nivel del agua en el filtro sobre el vertedero de salida es 2.0 m, la velocidad de filtración inmediatamente después del lavado sería de 1.25 cm/seg equivalente a 1080 m³/m²/día.

Si se quiere que ésta no sobrepase, por ejemplo, los 0.3 cm/seg (259 m³/m²/día), habrá que introducir un elemento hidráulico (orificio o válvula semicerrada) que produzca una pérdida de carga de 1.27 m (línea A-B) para frenar la velocidad del agua. La pérdida de carga aumentará durante la carrera progresivamente como se indica en la figura 8-52 - b.



a) Pérdida de carga para velocidad de filtración constante



b) Pérdida de carga para velocidad de filtración declinante

h_c Pérdida de carga que debe producir el controlador de caudal del filtro

h_0 Pérdida de carga inicial en el lecho filtrante

$h \phi(t)$ Pérdida de carga por obstrucción del lecho

h_2 Pérdida de carga por accesorios, entradas y salidas

h_1 Pérdida de carga en drenes

h_3 Tirante de agua en el vertedero de salida.

Fig. 8-51 Pérdida de carga en un filtro

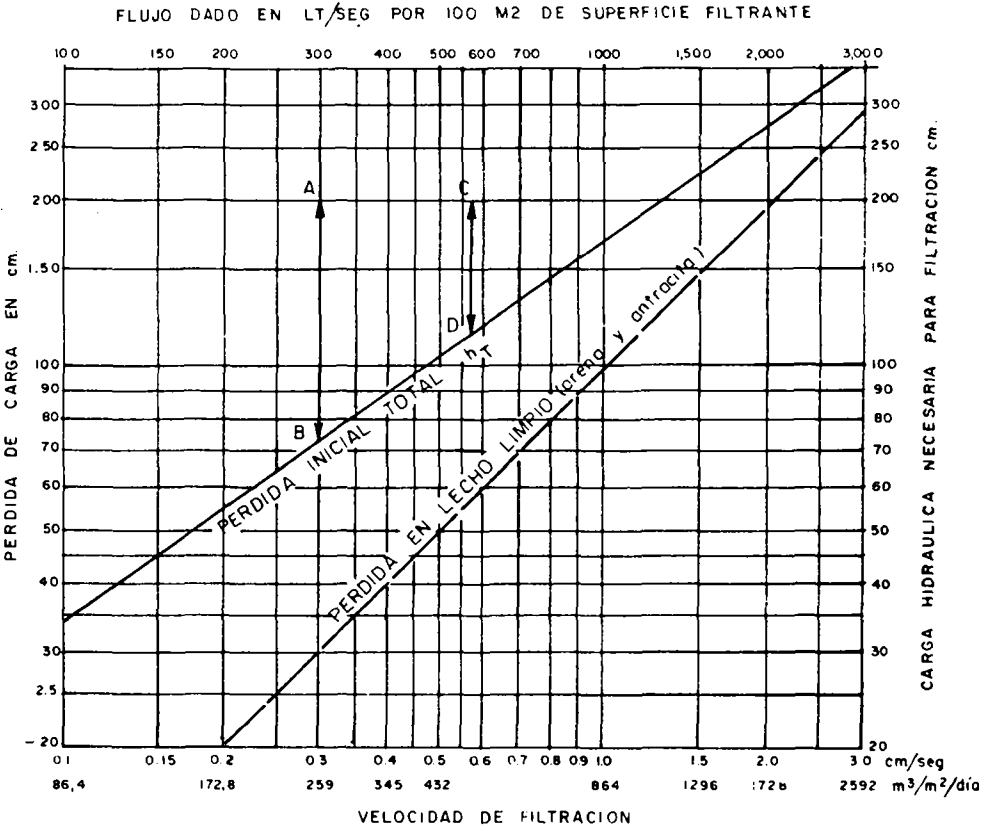


Fig. 8-52 Pérdidas de carga para un filtro con vertedero de control.

(b) En el segundo caso, al lavar el filtro, el nivel de agua descenderá hasta la altura necesaria para compensar las pérdidas de carga producidas, al trabajar la unidad con la rata de flujo que le corresponda, según el grado de colmatación de las otras unidades. Un ejemplo puede ayudar a aclarar este punto. Supongamos que haya seis filtros que estén operando con una velocidad de filtración promedio de 0.272 cm/seg, lo que correspondería a un flujo de 272 lt/seg para 100 m² de área.

El mínimo nivel de agua en las unidades se producirá cuando todas estén limpias, esto es, estén filtrando 272 lt/seg cada una. Si adoptamos los valores de la curva de la figura 8-52, el nivel para este flujo será de 0.68 m.

Si algunas unidades están sucias, el flujo que ellas no pueden filtrar pasará a la unidad recién lavada. Supongamos que las otras cinco hayan disminuido su caudal en $\frac{1}{5}$. En este caso la unidad recién lavada tendría que trabajar con su flujo propio 272 lt/seg (0.272 cm/seg) más $\frac{5}{5} \cdot 0.272 = 0.272$ cm/seg. O sea con $2 \times 0.272 = 0.574$ cm/seg. Para esta velocidad el nivel del agua se establecería a 1.15 m (Línea C-D) sobre la superficie del agua en el vertedero y podría subir unos 0.85 cm, antes de llegar hasta los 2.00 m

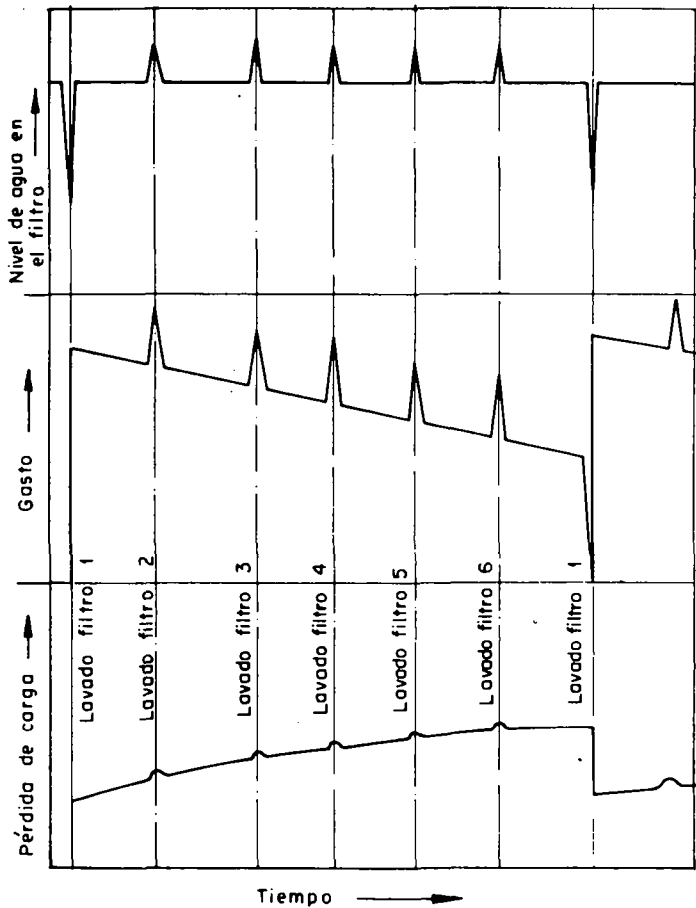


Fig. 8-52b Compartimiento de filtro Nº 1 en una batería de 6 filtros que trabajan con rata declinante y nivel de agua constante.

que hemos supuesto como el tope máximo. Este nivel será igual para todos los filtros.

Continuando el análisis en esta forma, se pueden obtener las alturas de agua y flujos para diferentes condiciones de operación de la batería de filtros.

En este caso el filtro no trabaja con rata declinante pura, al menos teóricamente. Véase la figura 8-52-c.

El incremento de nivel permite que el filtro trabaje con rata constante entre lavado y lavado de cada unidad. Cada vez que se lava un filtro sin embargo, se descargan los otros, pues tiende a pasar más agua por éste, lo que se traduce en una disminución del gasto experimentado por los demás.

Observando la figura 8-52 c podemos ver que cuando se lava el filtro No. 2 trata de pasar más agua por éste que por el No. 1 que está más sucio y en consecuencia el No. 2 toma parte del flujo del No. 1, obligándolo a disminuir súbitamente su rata de flujo. Por

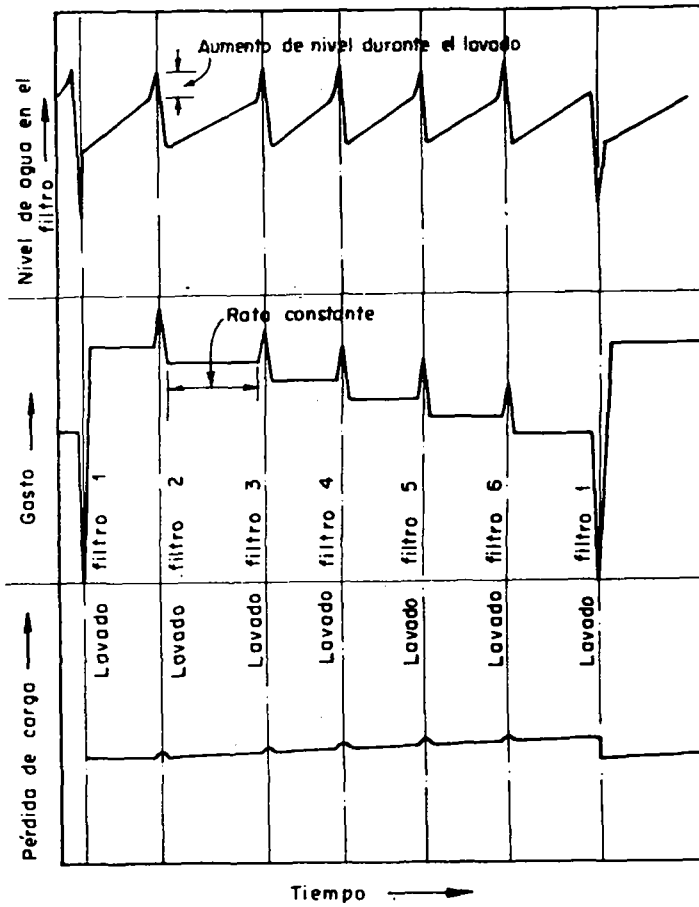


Fig. 8-52c Comportamiento del filtro N° 1 en una batería de 6 filtros que trabajan con rata declinante en los que se deja variar el nivel de agua libremente (Curvas teóricas)

tanto, cuando se deja variar libremente el nivel de agua en los filtros, el gasto en ellos decrece por etapas o saltos y no continuamente como cuando el nivel se conserva constante.

En términos generales, si no existe control progresivo de la pérdida de carga en el efluente, puede estatuirse que mientras el nivel de agua se mantenga constante, la rata de flujo se hace declinante y mientras el nivel de agua pueda variar libremente, la rata de flujo se hace constante.

Galería del filtro y piso de operación

Todo filtro convencional tiene por lo menos uno de sus lados descubierto, junto al cual va la galería o pasadizo donde están colocados los tubos y válvulas. Esta galería debe ser amplia e iluminada de manera que sea fácil revisar o reparar el equipo instalado allí. Encima de la galería va el piso de operación donde se colocan los controles. En la

galería debe haber espacio, por lo menos, para los siguientes elementos:

- (a) Tubo del afluente con su válvula
- (b) Tubo del efluente, su válvula y el control de rata de filtración, cuando lo hay
- (c) Tubo de lavado, su válvula y el control de rata del lavado
- (d) Tubo de drenaje y su válvula
- (e) Tuberías que conectan el efluente y el drenaje, para el relavado (si lo hay) y sus válvulas
- (f) Tuberías para el lavado superficial y su válvula, o lavado con aire.

En el mismo piso suelen ir instalados otros elementos, tales como bombas, compresores (cuando se hace el lavado por agua y aire) paneles de control, etc., según el espacio de que se disponga. Los diseñadores americanos prefieren galerías cerradas. Algunos diseñadores europeos prefieren en cambio galerías abiertas.

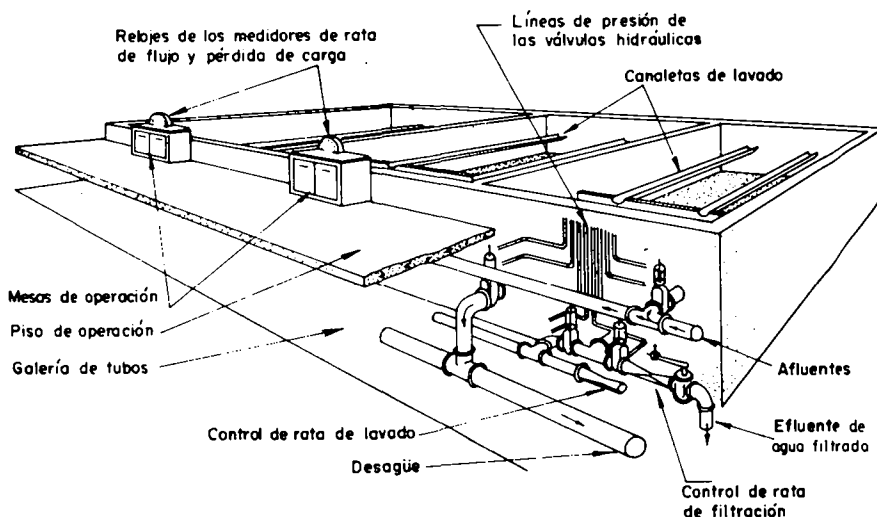


Fig. 8-53 Batería de filtros

En el piso de operación (puede evitarse éste en plantas pequeñas), van las mesas de los filtros y los relojes que indican el flujo del filtro, la expansión de la arena y la pérdida de carga y en algún lugar bien visible el reloj que indique el flujo de lavado. En plantas medianas van sólo las ruedas de manejo de las válvulas y los medidores de pérdida de carga y lavado. Véase esquemas.

Para identificar mejor las diferentes tuberías suelen, en algunas plantas, pintarlas con pintura anticorrosiva de color diferente para cada línea. Veamos ahora cada uno de los elementos enumerados.

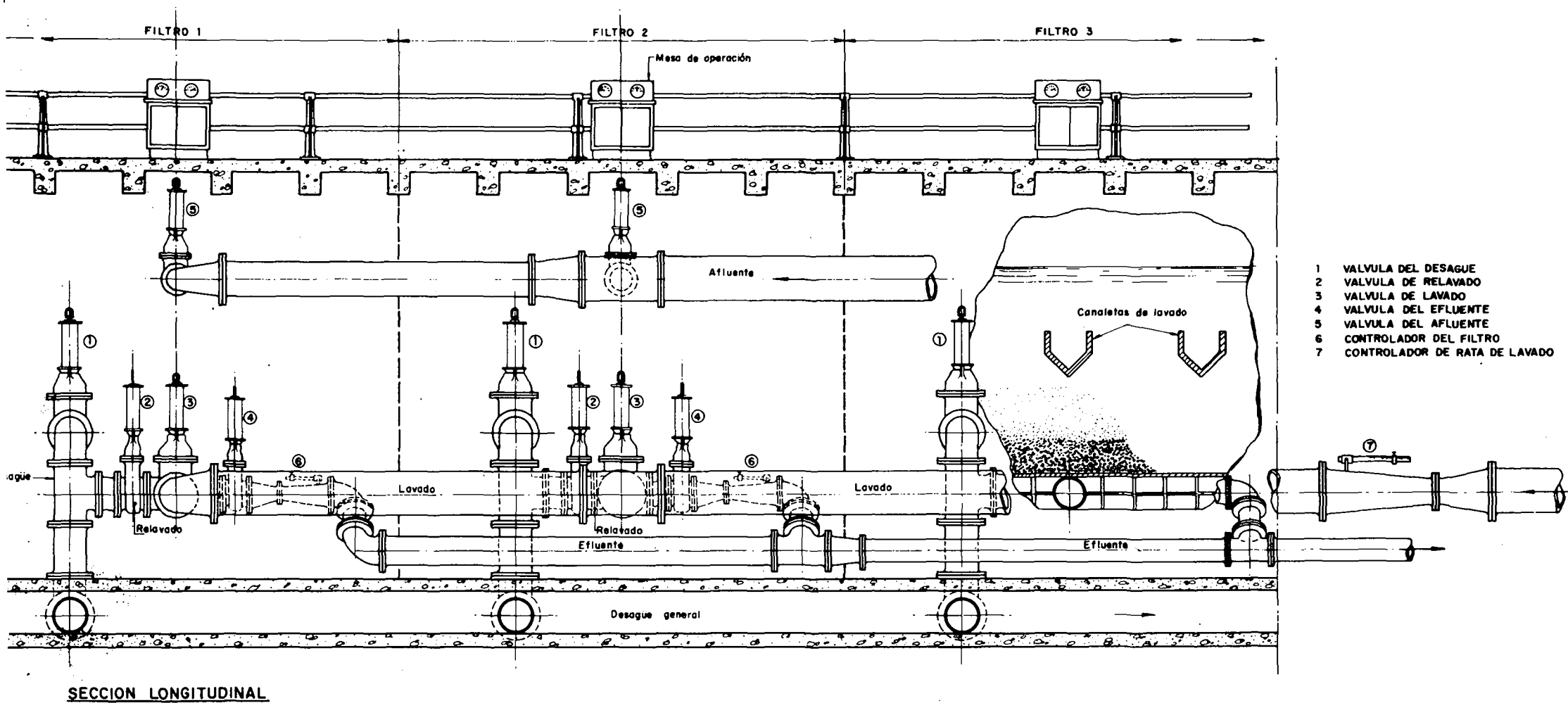
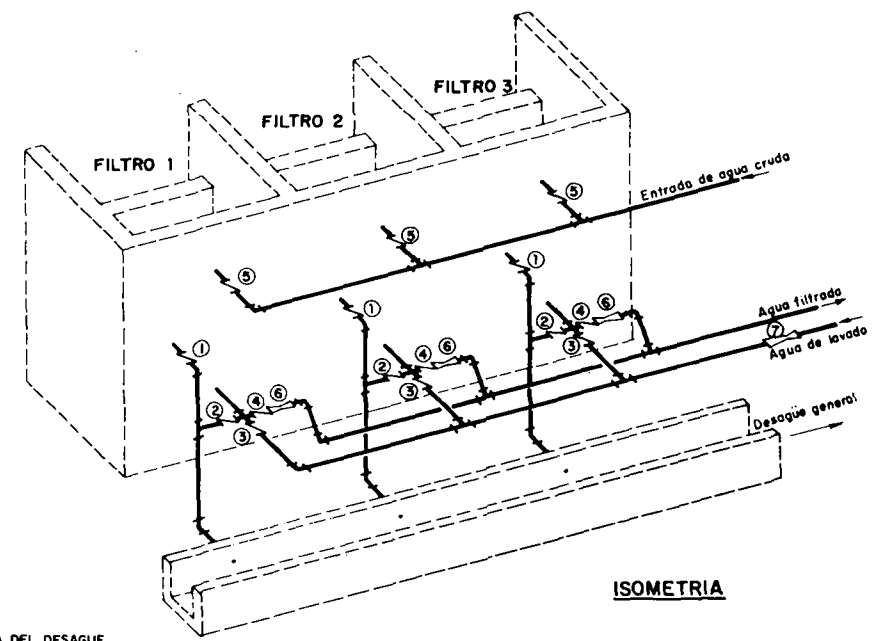
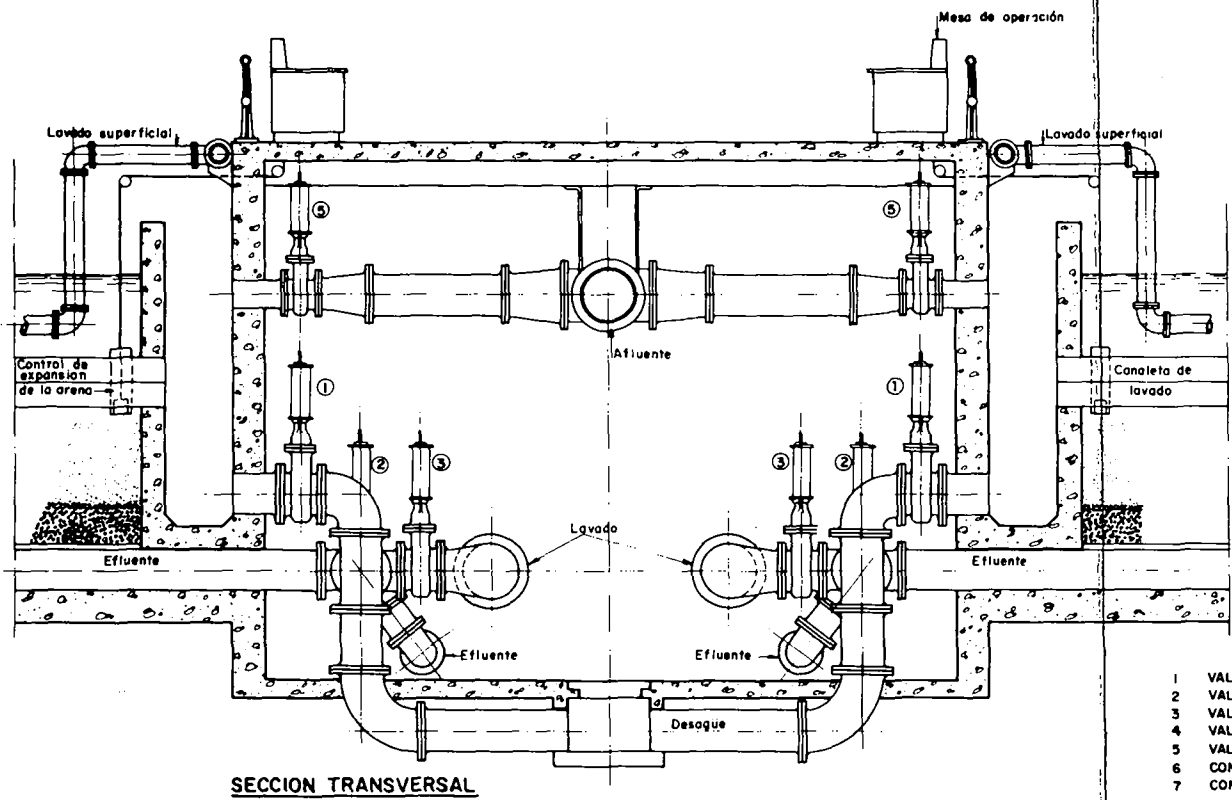


Fig. 8-54 Galería de operación de un filtro rápido



- 1 VALVULA DEL DESAGUE
- 2 VALVULA DE RELAVADO
- 3 VALVULA DE LAVADO
- 4 VALVULA DEL EFLUENTE
- 5 VALVULA DEL AFLUENTE
- 6 CONTROLADOR DEL FILTRO
- 7 CONTROLADOR DE RATA DE LAVADO

Fig. 8-55 Galería de operación de un filtro rápido

Conducto del afluente

Es el que conecta el sedimentador con el filtro y puede ser canal o tubo. El flujo debe ir por escurrimiento libre y a una velocidad entre 0.3 y 0.6 mts/seg. El nivel de agua en el filtro, queda así fijado por el nivel de salida en el sedimentador; ya que si tiende a bajar la carga de agua en el filtro pasa más desde el sedimentador hasta restablecer el nivel primitivo, siempre y cuando el gasto dado por el filtro sea constante. Cuando son varias unidades filtrantes la sección del conducto irá disminuyendo a medida que va cargando cada unidad.

El tubo del efluente

Es el que conecta los drenes del filtro con el tanque de almacenamiento, o de aguas claras. Cuando son varios filtros, los diversos efluentes van unidos a una o dos tuberías generales o canales cuyo diámetro se incrementa con el gasto, para conservar una velocidad relativamente uniforme de 1.00 mts/seg., o más, según sea la carga disponible.

Cuando, como en el caso corriente, se usan controladores de rata de filtración, se intercalan en el tubo efluente de cada filtro. En filtros dobles algunos diseñadores ponen hasta dos controladores por filtro.

Tabla 8-20**Tamaño de controladores de rata de filtración (Según Azevedo Netto)**

Tamaño	Q l/s	Tamaño	Q l/s
100 mm - 4"	10.3	350 mm - 14"	126.0
125 mm - 5"	15.8	400 mm - 16"	158.0
150 mm - 6"	23.6	450 mm - 18"	215.0
200 mm - 8"	39.5	500 mm - 20"	260.0
250 mm - 10"	63.0	600 mm - 24"	370.0
300 mm - 12"	95.0	750 mm - 30"	570.0

El tubo de lavado

Es el que conecta los drenes del filtro con el tanque o la bomba de lavado. Generalmente es de mayor diámetro, por cuanto la cantidad de agua que tiene que pasar por él durante los 10 ó 15 minutos del lavado es relativamente grande y la pérdida de carga permisible relativamente pequeña.

El agua del lavado tiene que aplicarse a una rata constante fácilmente controlable. Para esto se intercala en el tubo un regulador de rata de lavado, ordinariamente del tipo Venturi, cuyo funcionamiento es similar al usado para controlar la rata de filtración. El tamaño de este tipo de controladores se dio en la tabla 8-13. Un reloj indicador, colocado en el piso de operación, señala la cantidad de litros que pasa por segundo.

Tabla 8-21 Tamaño de tubería para filtros - Filtros simples
(Según Azevedo Netto)

Area del filtro	Agua para lavado mm-pul	Descarga de agua de lavado	Desague	R a t a d e f i l t r a c i ó n											
				120		240		360		480					
				Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente				
2,5	125-5"	200-8"	(40) 1/2"	100-4"	75-3"	125-5"	100-4"	150-6"	125-5"	200-8"	125-5"	200-8"	125-5"		
5	200-8"	250-10"	(50) 2"	125-5"	100-4"	200-8"	125-5"	250-10"	250-10"	250-10"	150-6"	250-10"	200-8"		
7,5	200-8"	300-12"	(50) 2"	150-6"	125-5"	250-10"	150-6"	300-12"	250-10"	300-12"	200-8"	300-12"	250-10"		
10	250-10"	350-14"	(60) 2 1/2"	200-8"	125-5"	250-10"	200-8"	300-12"	250-10"	300-12"	250-10"	300-14"	250-10"		
15	300-12"	400-16"	(75) 3"	250-10"	150-6"	300-12"	250-10"	400-16"	250-10"	400-16"	250-10"	450-18"	300-12"		
20	350-14"	500-20"	(100) 4"	250-10"	200-8"	350-14"	250-10"	450-10"	250-10"	450-10"	300-12"	500-20"	350-14"		
25	400-16"	550-22"	(100) 4"	300-12"	200-8"	400-16"	300-12"	500-20"	300-12"	500-20"	350-14"	550-22"	400-16"		
30	400-16"	600-24"	(125) 5"	300-12"	250-10"	450-18"	300-12"	550-22"	300-12"	550-22"	400-16"	700-28"	450-18"		
35	450-18"	700-28"	(125) 5"	350-14"	250-10"	450-18"	350-14"	550-22"	350-14"	550-22"	400-16"	700-28"	450-18"		
40	500-20"	700-28"	(125) 5"	350-14"	250-10"	500-20"	350-14"	600-24"	350-14"	600-24"	450-18"	700-28"	500-20"		
45	500-20"	700-28"	(125) 5"	400-16"	300-12"	550-22"	400-16"	700-28"	400-16"	700-28"	450-18"	750-30"	550-22"		
50	550-22"	800-32"	(125) 5"	400-16"	300-12"	550-22"	400-16"	700-28"	400-16"	700-28"	500-20"	800-32"	600-24"		
60	600-24"	800-32"	(150) 6"	450-18"	300-12"	600-24"	450-18"	750-30"	450-18"	750-30"	550-22"	900-36"	600-24"		
70	700-28"	900-36"	(150) 6"	450-18"	350-14"	700-28"	450-18"	800-32"	450-18"	800-32"	550-22"	900-36"	700-28"		
80	700-28"	1 000-40"	(200) 8"	500-20"	350-14"	700-28"	500-20"	900-36"	500-20"	900-36"	600-24"	1 000-40"	750-30"		

Tabla 8-22 Tamaño de tuberías de los filtros - Filtros dobles
(Según Azevedo Netto)

Área total del filtro m ²	Área de cada cámara 1/2 m ²	Agua para lavado Diámetro	Descarga de agua de lavado Diámetro	Desague Diámetro	Rat as de filtración en m ³ /m ² /día											
					120		240		360		480					
					Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente				
40	20	350-14"	500-20"	125-5"	350-14"	250-10"	500-20"	350-14"	600-24"	450-18"	700-28"	700-28"	500-20"			
50	25	400-16"	550-22"	125-5"	400-16"	300-12"	550-22"	400-16"	700-28"	500-20"	800-32"	800-32"	500-22"			
60	30	400-16"	600-24"	150-6"	450-18"	300-12"	600-24"	450-18"	750-30"	550-22"	900-36"	900-36"	600-24"			
70	35	450-18"	700-28"	150-6"	450-18"	350-14"	700-28"	450-18"	800-32"	550-22"	900-36"	900-36"	700-28"			
80	40	500-20"	700-28"	200-8"	500-20"	350-14"	750-30"	500-20"	900-36"	600-24"	1 000-40"	1 000-40"	750-30"			
90	45	500-20"	700-28"	200-8"	550-22"	400-16"	750-30"	550-22"	900-36"	700-28"	900x900	900x900	750-30"			
100	50	550-22"	750-30"	200-8"	550-22"	400-16"	800-32"	550-22"	1 000x1 000	700-28"	1 000x1 000	1 000x1 000	750-30"			
110	55	550-22"	800-32"	200-8"	600-24"	400-16"	800-32"	600-24"	1 000x1 000	750-30"	1 000x1 000	1 000x1 000	800-32"			
120	60	600-24"	800-32"	200-8"	600-24"	450-18"	900-36"	600-24"	900x900	750-30"	1 000x1 200	1 000x1 200	900-36"			
130	65	600-24"	900-36"	200-8"	700-28"	450-18"	900-36"	700-28"	1 000x1 000	750-30"	1 000x1 200	1 000x1 200	900-36"			
140	70	700-28"	900-36"	250-10"	700-28"	450-18"	900-36"	700-28"	1 000x1 000	800-32"	1 000x1 400	1 000x1 400	900-36"			
150	75	700-28"	900-36"	250-10"	700-28"	500-20"	1 000-40"	700-28"	1 000x1 000	800-32"	1 000x1 400	1 000x1 400	1 000-40"			
160	80	700-28"	1 000-40"	250-10"	700-28"	500-20"	1 000-40"	750-30"	1 000x1 200	900-36"	1 000x1 400	1 000x1 400	1 000-40"			

El agua de lavado puede también controlarse a la salida, permitiendo que el tubo de drenaje caiga a un canal abierto, en donde se coloca un vertedero o canaleta Parshall que mida el flujo de lavado, de tal modo que el operador pueda regular manualmente la cantidad de agua aplicada.

La velocidad en el conducto o tubo de lavado puede estar entre 1.50 y 3.00 m/seg.

Tubo de drenaje

Es el que conecta las canaletas con el desagüe de la planta. El objeto de este tubo es el de extraer el agua de lavado.

Tabla 8-23 Flujo dado en lt/seg por tuberías de la galería de los filtros a las velocidades especificadas (según Azevedo Netto)

Diámetro mm-pul.	Efluente V = 1.25 m/s	Afluente V = 0.60 m/s	Desagüe de lavado V = 1.80 m/s	Agua para lavado V = 3.60 m/s
75 - 3"	6	3	8	16
100 - 4"	10	5	14	28
125 - 5"	15	7	23	44
150 - 6"	22	11	32	65
200 - 8"	40	19	56	115
250 - 10"	62	30	88	180
300 - 12"	89,0	42,0	127	255
350 - 14"	121,0	58,0	174	350
400 - 16"	157,0	76,0	225	460
450 - 18"	200,0	97,0	286	580
500 - 20"	247,0	118,0	353	720
550 - 22"	296,0	146,0	429	880
600 - 24"	355,0	170,0	510	1020
700 - 28"	440,0	235,0	700	1450
750 - 30"	565,0	270,0	800	1600
800 - 32"	635,0	305,0	905	1800
900 - 36"	800,0	390,0	1150	2300
1000 - 40"	980,0	475,0	1410	2825

Cada unidad filtrante tiene su correspondiente desagüe el cual empata a un colector central que puede ser o una tubería de hierro fundido o cemento, o más frecuentemente un canal cubierto que pasa por el centro de la galería de filtros.

Los diámetros y tamaños recomendados por Azevedo Netto se dan en las tablas 8-21, 8-22 y 8-23.

Otro equipo

Mesa de operación de los filtros: Se entiende por mesa de operación el tablero en el cual van colocadas las llaves de las válvulas de control del filtro; éstas son cuatro, cinco o seis según el caso.

Afluente	Desagüe	Relavado
Efluente	Agua de lavado	Lavado superficial o lavado con aire

La mayor o menor abertura de la válvula está expresada o en tanto por ciento o en pulgadas. El primer sistema es preferible.

En el respaldo de la mesa de operación, o en su defecto en sitio visible, suelen ir colocados los medidores de pérdida de carga, rata de agua de lavado, rata de filtración y expansión de la arena.

Las válvulas son de acción mecánica o hidráulica. Las de acción mecánica se operan directamente en la galería del filtro, lo que resulta muy económico en plantas pequeñas, o transmitiendo el movimiento con vástagos de acero, al piso de operación. Cuando se usa este tipo de válvulas la galería debe diseñarse para que todas ellas queden relativamente juntas y en sitios donde sea fácil colocar ruedas de manejo o vástagos de extensión.

Las válvulas de acción hidráulica son más grandes y costosas pero tienen la ventaja de poderse colocar con más libertad en la galería, pues la operación de ellas se transmite por líneas de presión a la mesa de control. Es importante tener en cuenta que en países no industrializados es preferible evitar la excesiva mecanización o el uso de equipos complicados que no son fácilmente reparables, pues esto a la larga se convierte en el peor obstáculo para el funcionamiento continuo de las plantas.

V. SISTEMAS DE FILTRO MULTICELULARES

Este sistema se basa en dos ideas básicas discutidas anteriormente en el presente capítulo: (a) El lavado de un filtro con el flujo de las otras unidades; (b) El empleo de rata declinante de filtración.

Partiendo de estas ideas, 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 consigue disminuir la inversión inicial de capital hasta en un 50 % .
2. Se reduce notablemente los costos de operación y mantenimiento de la planta.
3. Se puede producir una mejor calidad de agua más fácilmente.

Los filtros multicelulares pueden diseñarse en dos formas distintas:

1. Con vertedero efluente.
2. Con orificio.

1. Filtros multicelulares con vertedero efluente

En este tipo de filtros el agua se extrae por medio de un vertedero efluente. Su funcionamiento es como sigue:

Cuando 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 la Fig. 8-56) según sea la pérdida de carga inicial. A medida que ésta 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 del vertedero de salida 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.

Cuando 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 8-57, y dejar solamente compuertas de madera removibles 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, sirven para independizar cada unidad cuando se desea repararla. Como esto se espera que ocurra muy ocasionalmente, no se justifica dejar compuertas metálicas permanentes.

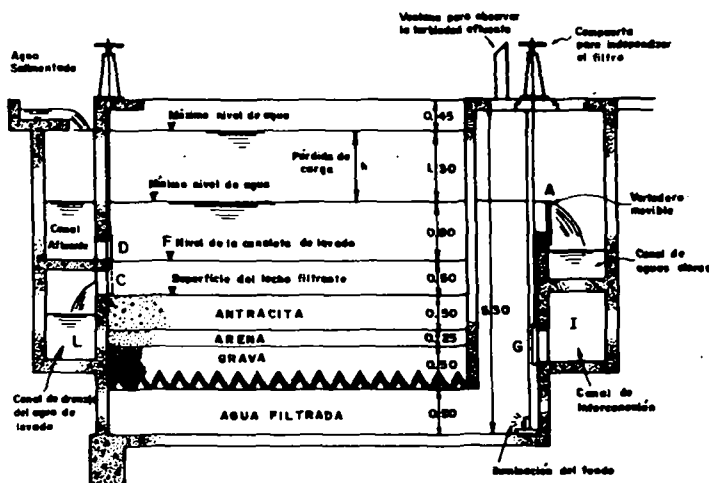


Fig. 8-56 Filtro con vertedero efluente individual y ducto de interconexión.

- 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.
- f) Hay que dar suficiente profundidad a la caja del filtro como para que pueda haber una variación libre de los niveles de agua de no menos de 1.60 m (entre nivel mínimo y máximo), a fin de asegurar carreras de filtración suficientemente largas. La variación de niveles, sin embargo, no es tan grande como en el caso de usar el sistema de controlar el gasto del afluente, por cuanto al filtrar con velocidad declinante, la rata de pérdida de carga disminuye también durante la carrera y se distribuye según el grado de colmatación, en todos los filtros.

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 requiere 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.
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_L) 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 reprisa, obligando al operador a actuar de inmediato.

2. Filtros multicelulares con orificio de control

Los filtros multicelulares con orificio de control son 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 medianas o grandes.

En este tipo de filtros se deja 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 8-58.

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 las canaletas de lavado.

Este orificio sumergido cumple tres funciones:

- a) Sirve para aforar el efluente del filtro.

(*) 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.

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 cm al pasar el flujo efluente Q del filtro por él. Sabemos que:

$$Q = CA \sqrt{2g \Delta h} \quad (8-36)$$

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. 8-59.

Durante el lavado, la medida del gasto puede hacerse en forma similar, abriendo la compuerta para producir una pérdida de carga de 45 a 65 cm. Este valor de Δh puede variarse, ajustando la posición de dicha compuerta, para aumentar o disminuir el flujo de lavado. Véase la Fig. 8-60.

Por otra parte, cuando se inicia el proceso de filtrado, la unidad recién limpiada trata de trabajar con una carga superficial bastante mayor que el 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 que acaba de ser 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”.

La principal desventaja de los filtros multicelulares es que hay que hacerlos de 0.60 a 0.80 m más hondos que los filtros convencionales corrientes.

Esta altura adicional es el precio que se paga por evitar, todo el sistema de bombeo para el agua de lavado, el tanque elevado y la galería del filtro, la cual queda reemplazada por dos muros longitudinales.

En cambio, más que su costo de construcción, la principal ventaja de estos filtros es la sencillez en su operación y la facilidad en su mantenimiento, pues no requieren equipos complicados.

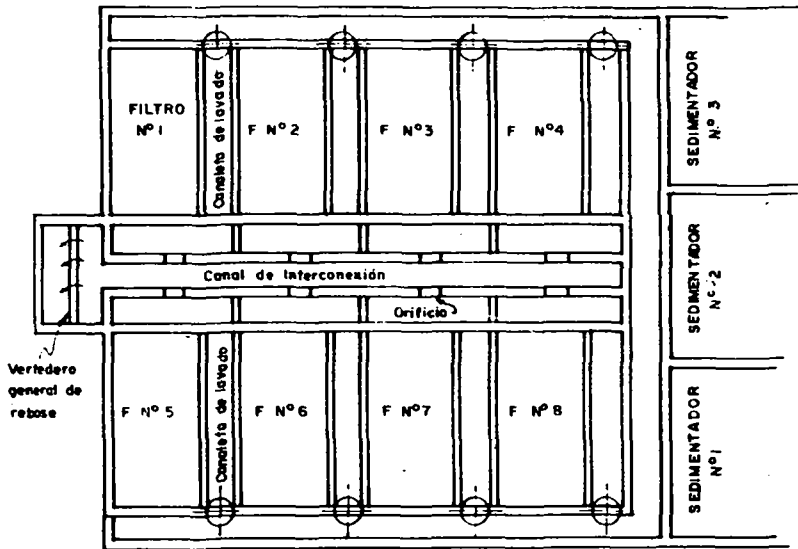


Fig. 8-58 Filtro con orificio de control - Planta

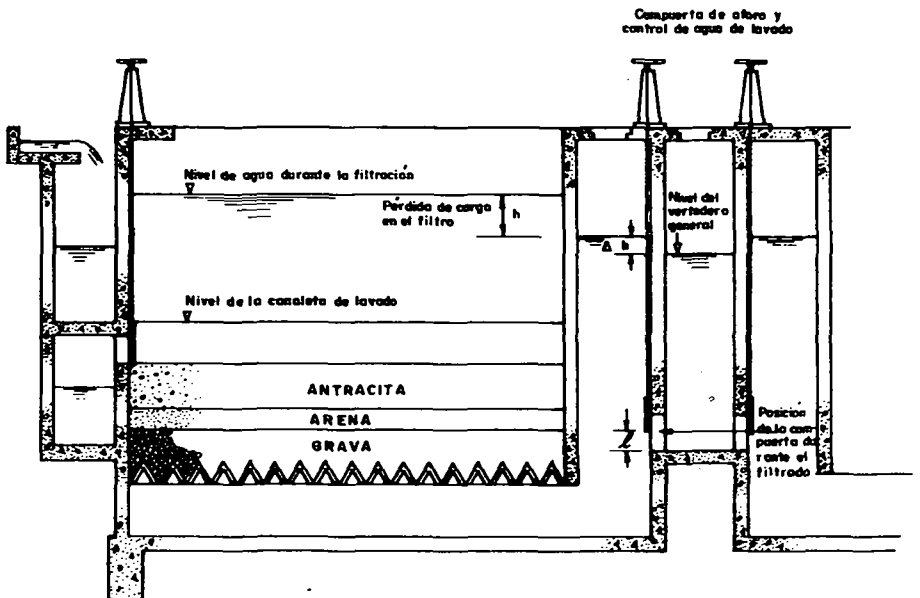


Fig. 8-59 Niveles de agua durante el proceso de filtración

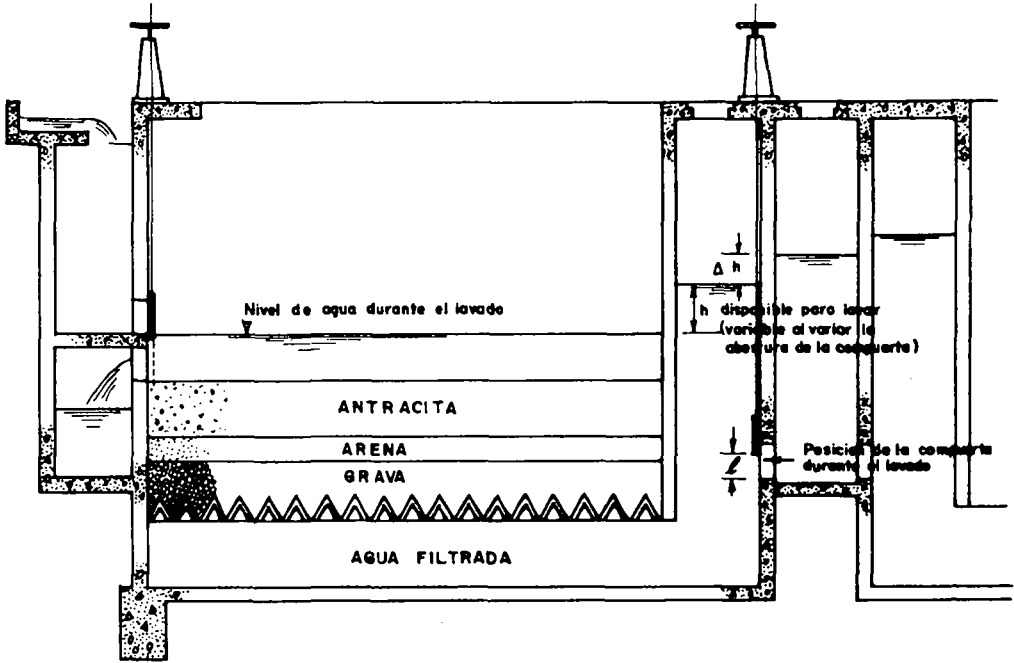


Fig. 8-60 Niveles de agua durante el lavado.

VI. FILTROS LENTOS

Generalidades

Tres tipos de filtros lentos vamos a considerar:

- (a) Filtros lentos convencionales
- (b) Filtros lentos ascendentes
- (c) Filtros lentos dinámicos.

La filtración lenta, esto es, a ratas menores de $12 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, precedió a la filtración rápida. Los primeros filtros lentos para toda una población se construyeron en Paisley (Escocia) en 1804. Con la aparición de los filtros rápidos, los lentos se fueron usando cada vez menos, en especial en países de las Américas, en algunos de los cuales no se volvieron a construir nuevas instalaciones de este tipo en los últimos 30 años. En Europa, las instalaciones de filtros lentos existentes han seguido usándose (como en el caso de Londres, Rotterdam y Ámsterdam, entre otros).

Sin embargo, en los países en desarrollo, los filtros lentos, en zonas rurales principalmente, pueden tener ventajas definidas sobre los filtros rápidos, cuando:

1. La turbiedad del agua cruda no sobrepasa 100 U.J. y eso no todo el tiempo.

Turbiedades menores de 50 U.J. son preferibles pero se pueden aceptar por pocos días al año turbiedades mayores de 100 U.J.

2. El precio de la tierra es bajo. Los filtros lentos ocupan aproximadamente un área de 20 a 40 veces mayor que los rápidos.
3. El contenido de color no es alto (mayor de 50 ppm). El color es removido sólo en baja proporción por los filtros lentos (No hay coagulación previa).
4. Se quiere depender más de la remoción bacterial producida por los filtros, que de la desinfección producida por el cloro.
5. No existe en el lugar la capacidad técnica para operar sistemas completos de coagulación-filtración.

En especial son estas dos últimas condiciones las que determinan la superioridad de los filtros lentos en zonas rurales. Sin embargo, su aplicabilidad no puede ser general, debido a las limitaciones que éstos tienen sobre turbiedad y color del agua cruda.

Por otra parte, como no es conveniente coagular y sedimentar el agua antes de filtrarla en este tipo de unidades, si es necesario realizar dichos procesos, los filtros rápidos serán siempre ventajosos que los lentos, sobre todo si aquéllos se los construye en la forma simplificada como se explicó anteriormente.

Además los filtros rápidos pueden usarse también como proceso único, en los mismos casos en que se aplican los filtros lentos, pero agregando una pequeña cantidad de coagulantes (1-5 mg/lit) como se explicará posteriormente.

II. Filtros lentos convencionales

(a) Descripción general

Un filtro lento de flujo descendente consiste en una caja rectangular o circular a la cual se le coloca de 0.90 m a 1.20 m de arena fina sobre 0.40-0.45 m de grava gruesa. Encima del lecho filtrante se deja una capa de agua de 1.00 m a 1.50 m y debajo de la grava se colocan un sistema de drenes apropiados.

Ya sea a la entrada o a la salida, el flujo se regula para mantener una velocidad de filtración constante.

(b) Rata de flujo

La rata de flujo varía entre 2 y 14 m³/m²/día. Más frecuentemente entre 6-9 m³/m²/día.

(c) Lecho filtrante

La grava se diseña en forma similar a la de los filtros rápidos.

El lecho más fino debe ser de 1/16" (1.59 mm) ó 1/12" (2.12 mm) preferiblemente.

La arena está constituida por un lecho de 0.90 a 1.20 m de granos finos de 0.3 a 0.35 mm de tamaño efectivo y 1.5 a 3.0 de coeficiente de uniformidad, más frecuentemente 1.8 a 2.0. La arena se coloca sobre la grava por capas. Al no existir lavado ascendente no existe estratificación y los granos finos se mezclan con los gruesos, lo que hace que la porosidad sea menor que en los filtros rápidos.

(d) Número de unidades

Por lo menos debe haber dos unidades, de modo que cuando se ponga fuera de

servicio una, pueda trabajarse con la otra. Debe por tanto considerarse una capacidad adicional de reserva, como lo indica la tabla siguiente:

Tabla 8-24

Capacidad adicional necesaria en plantas de tratamiento con filtros lentos

Población	Número de unidades	Unidades de reserva
> 2.000	2	100 0/0
2.000 - 10.000	3	50 0/0
10.000 - 60.000	4	33 0/0
60.000 - 100.000	5	25 0/0

Esto implica que cuando se diseña para pequeñas poblaciones, un solo filtro debe ser capaz de tratar la totalidad del flujo sin sobrecarga, para mantener una capacidad de reserva de 100 %. Para poblaciones mayores esta reserva puede ser menor.

(e) Forma de los filtros

Los filtros lentos pueden ser circulares o rectangulares, con paredes verticales o inclinadas, como lo muestra la figura 8-61.

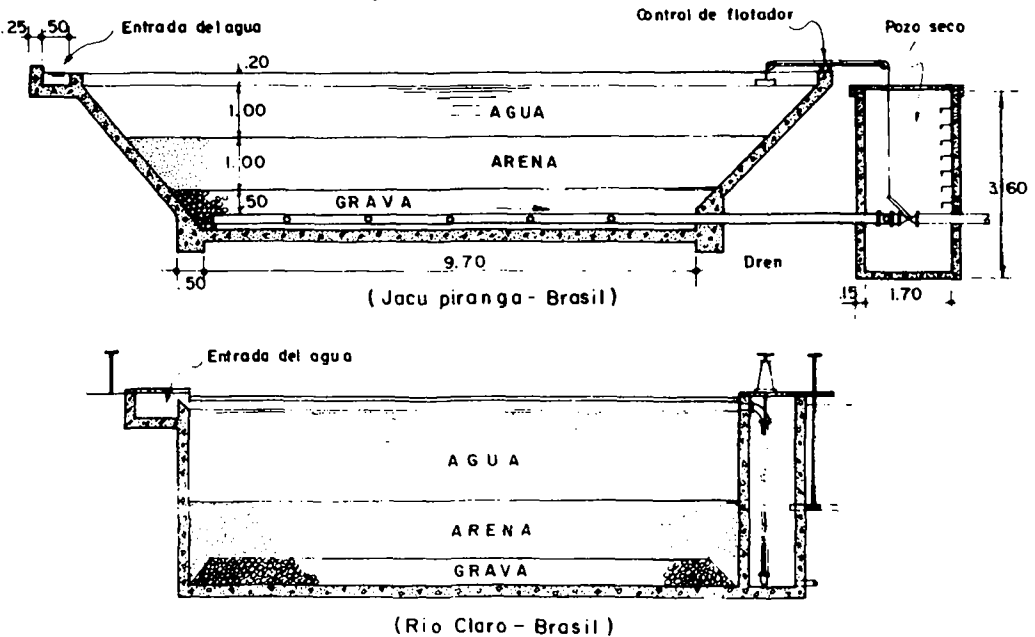


Fig. 8-61 Filtros lentos (85)

La ventaja de estas últimas, es la de que se puede transmitir toda la carga al terreno y solo cubrir con una capa impermeabilizante la parte excavada, para evitar las filtraciones. Requiere un espacio mayor debido al talud, ya que el área crítica está a nivel de la superficie del medio filtrante. El volumen total de arena es menor.

(f) Sistema de drenaje

Los sistemas de drenaje del filtro lento pueden ser de diferente tipo, principalmente: (1) Ladrillos tendidos de canto, con otros ladrillos encima tendidos de plano, dejando un espaciamiento de 1 cm entre los lados. El conjunto drena hacia un canal colector central, que recolecta todo el flujo del filtro. (2) Bloques de concreto poroso en forma de puente, que confluyen también a un canal central. (3) Tuberías de drenaje perforadas con orificios no mayores de 1" (2.54 cms). Estas tuberías pueden desembocar en forma de espina de pescado a un conducto o tubería central o a un pozo lateral con una pendiente del 1 % al 2 % .

Los sistemas descritos se esquematizan en la figura 8-62.

(g) Control de rata de flujo

Los filtros lentos se suelen operar con una velocidad constante de filtración. Esto se puede conseguir: regulando la entrada de agua o regulando la salida. La regulación del flujo a la entrada es quizás la más simple y económica.

Basta colocar en el canal de ingreso, vertederos cuya cresta esté al mismo nivel, de manera que el flujo se reparta por partes iguales en todas las unidades. En el canal se puede dejar además, un vertedero general de exceso o de rebose, para mantener el caudal de entrada constante.

En estas condiciones el nivel del agua en el filtro es variable. Cuando el lecho está limpio, el nivel desciende hasta la altura de la tubería de salida y a medida que se ensucia, el nivel va subiendo hasta llegar a un máximo. En este momento se interrumpe el servicio y se hace la limpieza del lecho. (Véase la figura 8-63). Este sistema tiene las siguientes ventajas:

1. Evita que se produzca pérdida de carga negativa en el lecho.
2. Es por tanto menos propenso a quedar bloqueado por el aire retenido entre los granos.
3. El control de la pérdida de carga se hace observando el nivel de agua en el filtro.
4. La operación es más simple y confiable, pues el filtro disminuye automáticamente su velocidad de filtración, cuando llega al máximo de la pérdida de carga permisible, manteniendo así constante la calidad del agua filtrada. Se fuerza de esta manera al operador a efectuar la limpieza periódica del filtro.

La rata de flujo puede también controlarse a la salida como lo muestra la figura 8-64. Se puede usar un sistema de flotador, como en los filtros rápidos o un tubo periscópico, que se deslice dentro de otro, sostenido por un anillo flotante, de manera que mantenga la misma altura de la lámina de agua sobre el rebose, cualquiera sea la pérdida de carga en el filtro.

UNIDADES DE FILTRACION · DISEÑO

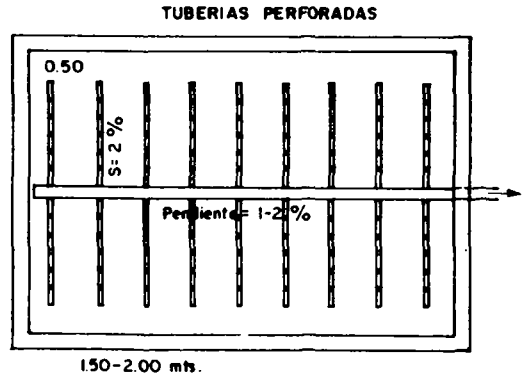
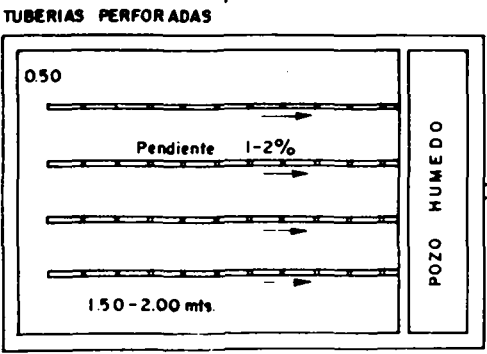
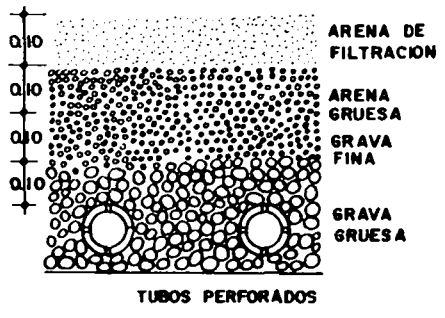
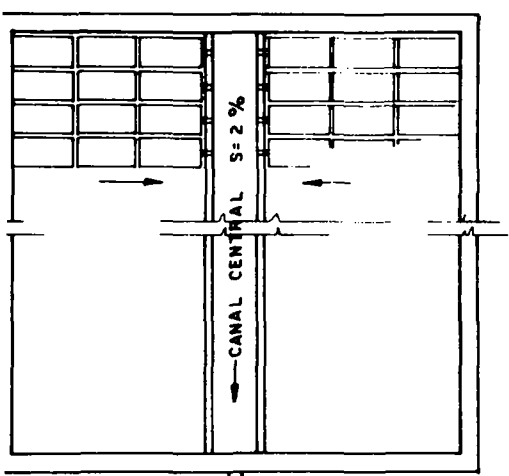
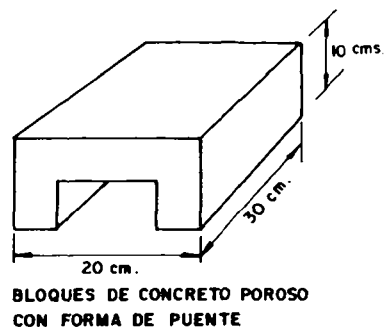
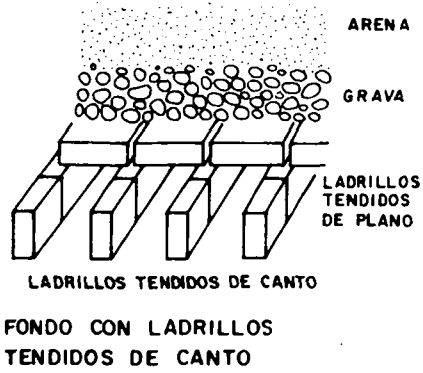


Fig. 8-62 Fondos para filtros lentos

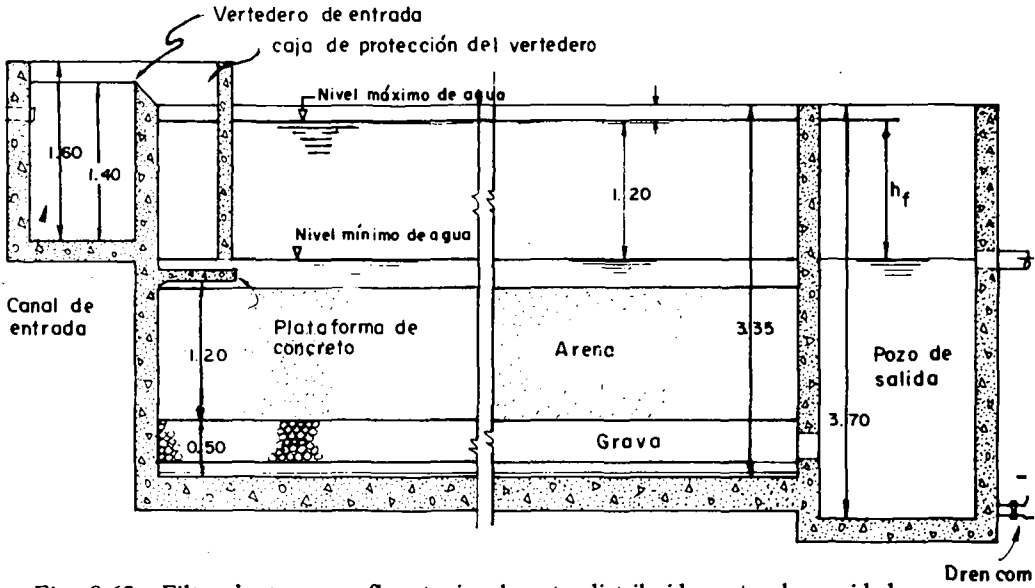


Fig. 8-63 Filtro lento con afluente igualmente distribuido entre las unidades.

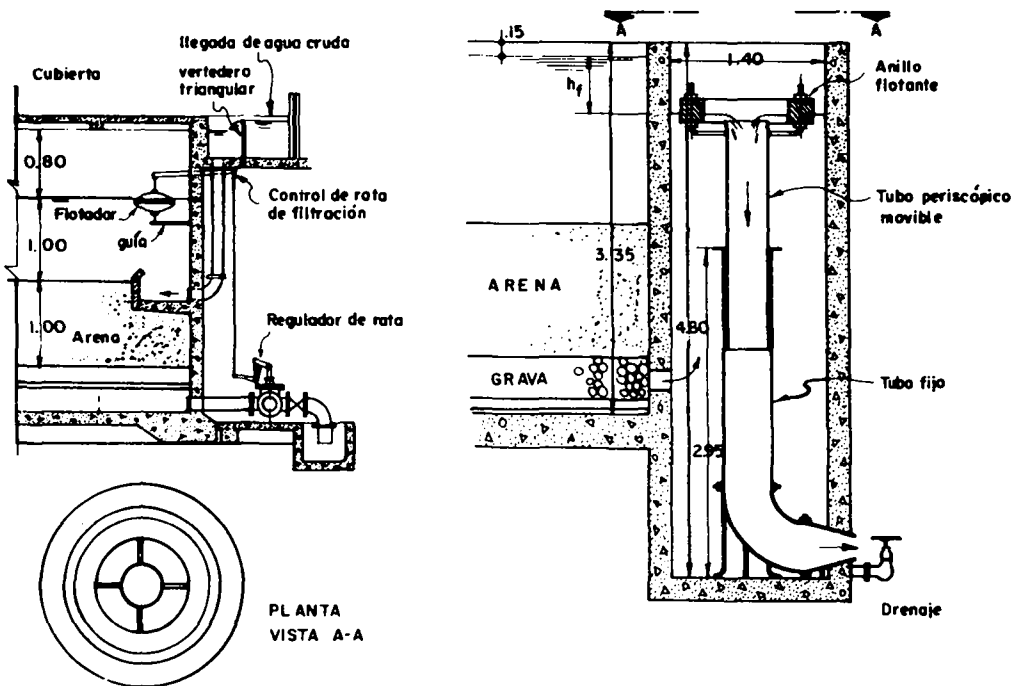


Fig. 8-64 Sistemas de control de velocidad de filtración en filtros lentos.

(h) Limpieza del filtro lento

La limpieza del filtro lento se hace raspando uno o dos centímetros de la superficie del lecho y extrayéndolos. La altura de la capa filtrante va disminuyendo con cada raspado. Generalmente después de 10 a 15 raspados el lecho se ha reducido hasta quedar sólo 60-70 cm y debe colocarse nueva arena en el filtro. En filtros de gran área, como los que existen en Europa, se usan sistemas mecánicos de limpieza que lavan "in situ" la arena y la vuelven a poner automáticamente.

En sistemas intermitentes algunos operadores prefieren después de tres raspados, lavar la arena que han extraído y colocarla de nuevo, para evitar el tener que reponer gran cantidad de medio filtrante de una sola vez, lo que puede ser una operación costosa.

La frecuencia con que haya que hacer la limpieza depende de la calidad del agua cruda. Puede variar desde dos días, hasta dos meses o más según el caso. Frecuentes limpiezas hacen gravoso y antieconómico el funcionamiento de los filtros lentos. El raspado del lecho debe efectuarse, cada vez que la pérdida de carga excede la presión estática sobre los drenes. Cuando hay problemas con aire es conveniente hacerlo más a menudo. Para medir la pérdida de carga es necesario dejar un piezómetro conectado al tubo efluente o a la caja del filtro. Este detalle por desgracia, suele a veces ser olvidado por los diseñadores.

(i) Llenado del filtro

El filtro lento hay que llenarlo por los drenes, para evitar que el aire que existe en el lecho filtrante, pueda quedar atrapado entre los granos y obstruya el paso del agua durante la operación del filtrado.

Para esto es conveniente dejar una tubería que interconecte todas las unidades, a fin de que cualquier filtro se pueda llenar por el fondo, con el flujo de los otros.

(j) Operación de los filtros lentos

En los filtros lentos además de los mecanismos físico-químicos que intervienen en todo proceso de filtración y que fueron explicados en detalle anteriormente, se realizan una serie de procesos biológicos en forma más acentuada que en los filtros rápidos.

Debido principalmente al hecho de que el agua permanece largo tiempo en contacto con el medio filtrante, pues la limpieza de éste se hace con mucho menos frecuencia, se crea la oportunidad para que proliferen diferentes tipos de microorganismos, tanto en el lecho como en la capa de agua que queda sobre él.

Gran importancia por eso, se ha atribuido a la película biológica que se forma en la superficie del medio filtrante, llamada comúnmente "Schmutzdecke" (techo de fango). A ella se atribuye la alta eficiencia bacteriológica de los filtros lentos.

Este estrato biológico está compuesto de bacterias, algas filamentosas, diatomáceas y plancton en general. Su actividad suele ser grande en especial cuando el agua cruda permite la penetración de la luz solar, lo que a veces induce un exagerado crecimiento de algas, que pueden ser perjudiciales por cuanto obstruyen el lecho. Hay quienes por eso prefieren cubrir los filtros para protegerlos de la insolación directa, pero esta solución suele ser bastante costosa.

Recién iniciada la operación, la eficiencia bacteriológica del filtro es baja y va aumentando a medida que pasa el tiempo, lo que se suele llamar "proceso de maduración del lecho", como lo muestra la figura 8-65. Se deduce de aquí que el raspado frecuente del medio filtrante es inconveniente.

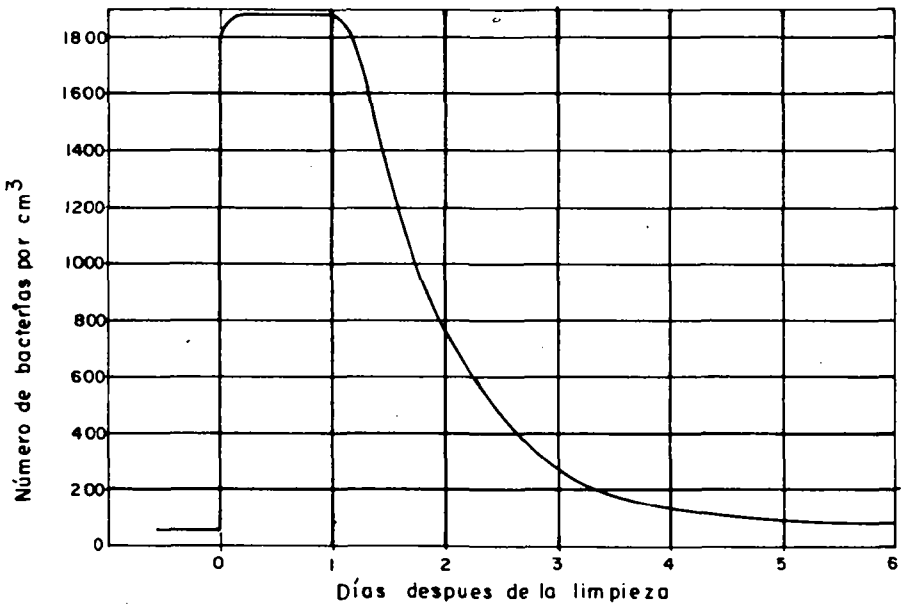


Fig. 8-65 Número de bacterias totales existentes en el efluente de un filtro lento (según Marshall)

Por otra parte la eficiencia de los filtros lentos en la eliminación de partículas de turbiedad y color, está limitada por la ausencia de un proceso de coagulación que acondicione el afluente.

La reducción de color es especialmente pobre, un 20 % a un 30 % solamente debido a las características físico-químicas de este coloide.

La remoción de turbiedad puede llegar hasta un 90 % pero generalmente suele ser menor 60 %, dependiendo del comportamiento de la suspensión que se filtre.

De los estudios realizados por Hespagnol (85) en diversas plantas de filtros lentos de Brasil, se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 8-25 Eficiencia de los filtros lentos inspeccionados

Ciudad	No. de días en operación continua	Reducciones Porcentuales			
		Color	Turbiedad	Hierro total	NMP/100ml
Ribeirão das Neves	55	50.0	34.5	57.5	88.0
Bonsucesso	3	72.2	69.0	49.5	99.1
Claudio	1	44.4	23.6	17.5	39.3
Sto. Antônio do Amparo	10	78.5	62.9	66.0	98.9
Rio Claro	12	55.5	28.6	50.0	58.1
Lidice	6	33.3	16.7	66.7	100.0
Queluz	30	81.5	22.5	77.7	46.5
Pariquera-Açu	5	50.0	3.3	54.1	84.5
Nazaré Paulista	15	58.2	87.7	63.6	90.0
Bon Jesus dos Perdões	8	50.0	47.8	64.3	84.5
Loureira	15	80.0	34.5	48.2	99.0
Taquaritinga	3	90.0	100.0	61.5	91.6
Vuporanga	3	83.3	100.0	75.0	0.0
Brauna-1	1	83.3	100.0	99.4	91.4
Brauna-2	15	83.3	100.0	87.2	95.0

2. Filtros lentos ascendentes

(a) Introducción

Los filtros lentos ascendentes se han estado usando en Escocia desde la última Guerra Mundial. Existe cerca de 20 de ellos en operación, algunos por más de 20 años, y han dado muy buenos resultados. La remoción bacteriana ha llegado a ser del 100 % para contaminaciones de NMP 180. Esencialmente consisten en colocar en el fondo del tanque de almacenamiento una capa de grava fina y de arena que actúe como filtro lento. Introducir el agua por los drenes, dejar que ascienda a través del lecho filtrante y recolectarla en la parte superior.

La idea nació al investigarse la posibilidad de construir un filtro preliminar de

grava como pretratamiento para filtros lentos. Se pensó en hacer un filtro de dos etapas: una ascendente en una cámara especial en donde se habían colocado tres lechos de grava de tamaño decreciente, y otra en que el flujo descendía a través de un lecho de arena fina. Posteriormente se llegó a la conclusión de que ambas operaciones podían realizarse en la misma caja.

(b) Especificaciones de los filtros lentos ascendentes

1. **Lecho filtrante:** Es el corriente para filtros lentos, con arena de 0.3 mm de tamaño efectivo y 1.7 - 2.0 de coeficiente de uniformidad. Espesor de 0.90 a 1.10 m. Este espesor podría pensarse en reducirlo a 0.70 m, ya que no se necesita raspar la superficie del lecho para limpiarlo como en los filtros lentos convencionales. Tampoco hay peligro de fluidización dadas las bajas velocidades de filtración.

2. **Grava:** de 3/16" (4.76mm) a 1/16" (1.59mm), y de 45 a 60 cm de altura.

3. **Drenes:** Principal y laterales perforados en tubería de arcilla. Podría utilizarse un falso fondo también.

4. **Altura del depósito de agua filtrada sobre el lecho:** Se usan 1.20 m lo cual sirve como tanque de almacenamiento. Los ingleses usan 12 horas de período de almacenamiento.

5. **Rata de flujo:** Alrededor de 500 galones/yarda²/día lo que equivale a 2.7 m³/m²/día. Esta es la rata de flujo que resulta al dejar 12 horas de período de almacenamiento y 1.35 m de altura útil. Podría pensarse en disminuir el almacenamiento a ocho horas y subir la rata de flujo a 3.6 m³/m²/día con una profundidad útil de 1.20, para abaratar la estructura.

6. **Lavado:** El lavado se efectúa abriendo la válvula de drenaje durante unos cinco minutos cada dos meses aproximadamente o cuando la pérdida de carga alcance a 1.20. El nivel de agua sobre la arena no debe ser menor de 60 cms cuando se hace el lavado.

Según Forsyth, las ventajas de este sistema son las siguientes:

i. El área adicional para permitir un período fuera de servicio, requerida por los filtros descendentes, no es necesaria cuando se usa lavado hacia abajo. Por otra parte se elimina el costoso raspado y lavado de las capas superiores del medio filtrante. La ventaja de esto es obvia para aquellos que tienen experiencia en la operación de filtros lentos convencionales de arena.

ii. En el sistema de drenaje los lodos pueden decantar antes de alcanzar el medio filtrante, a diferencia de lo que sucede en los filtros convencionales, en los cuales toda la sedimentación se realiza en la superficie del lecho.

iii. El agua sigue la dirección más lógica, que es la de pasar a través de un medio filtrante de tamaño decreciente, lo que produce una distribución más uniforme del floc retenido.

iv. Donde se usa flujo por gravedad, el agua puede ser observada cuando surge desde la superficie del medio filtrante de manera que cualquier arrastre de floc puede ser visto. Además de esto, el riesgo de contaminación no detectado en el sistema de drenaje es nulo, ya que el agua filtrada se toma de la superficie. Aquellos que han escavado en un

viejo filtro convencional de arena hasta los drenes, podrán apreciar debidamente este punto.

v. La arena requiere muy poco o ningún lavado y dura indefinidamente ya que no hay desgaste o pérdida.

vi. Se puede mantener un considerable almacenamiento de agua sobre el medio filtrante, lo que se traduce en una economía en estructuras.

vii. Se necesita una carga de agua menor para operar el filtro, de modo que el nivel de agua cruda, puede estar más cerca al nivel del agua filtrada, lo que permite estructuras más simples y económicas.

viii. Los filtros no pueden quedarse secos o quedar tapados por el aire, o generar cargas negativas durante la operación.

Se ha observado, por otra parte, que la eficiencia bacteriológica es más o menos constante después de un período de maduración inicial de 5 a 6 semanas, pues la capa biológica no es removida cada vez que se limpia el lecho, como en los filtros convencionales. Estudios más completos son necesarios sobre este tipo de unidades para poder evaluar en mejor forma su comportamiento.

Ejemplo de cálculo

Se quiere filtrar 3 lts/seg para una población rural con un filtro lento ascendente.

(a) Para 8 horas de almacenamiento la capacidad del tanque será:

$$\text{Capacidad} = \frac{3 \times 86.400}{3} = 86.400 \text{ lts}$$

(b) Dimensiones:

Conservando una altura de 1.20 mts el área será:

$$\frac{86.4}{1.20} = 72 \text{ m}^2$$

Pueden diseñarse dos filtros.

(c) Rata de flujo

$$\frac{3 \times 86.4}{72} = 3.6 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{día}$$

Podrían hacerse dos tanques de 6.2 x 5 y una profundidad de 2.40. Véase la figura 8-53.

3. Filtros dinámicos

(a) Introducción

El llamado "Filtro dinámico" es solamente otra variedad del filtro lento. En la actualidad se han instalado más de 30 de éstos, en la zona rural de Argentina.

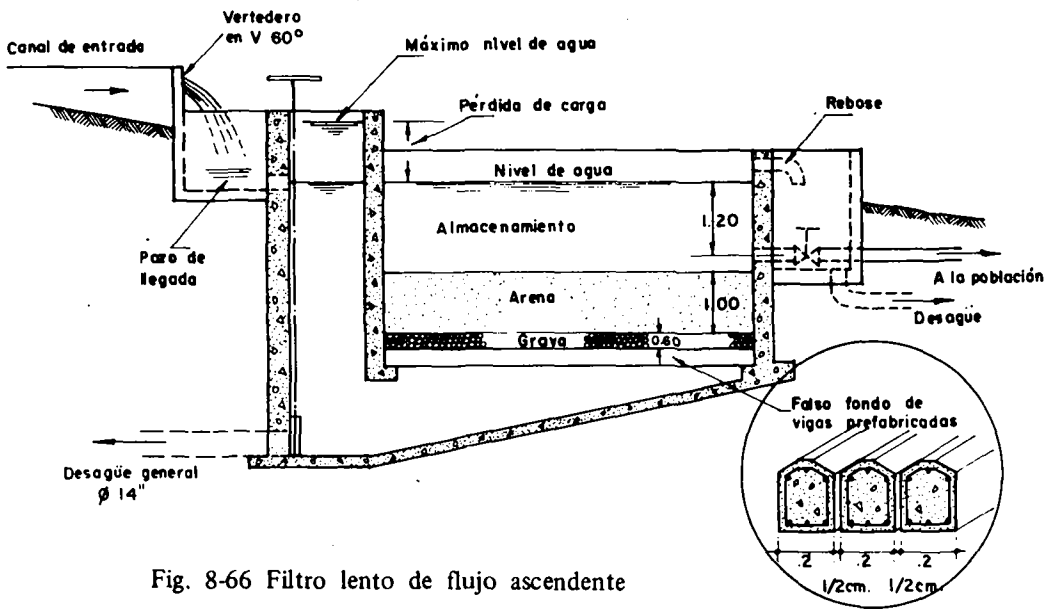
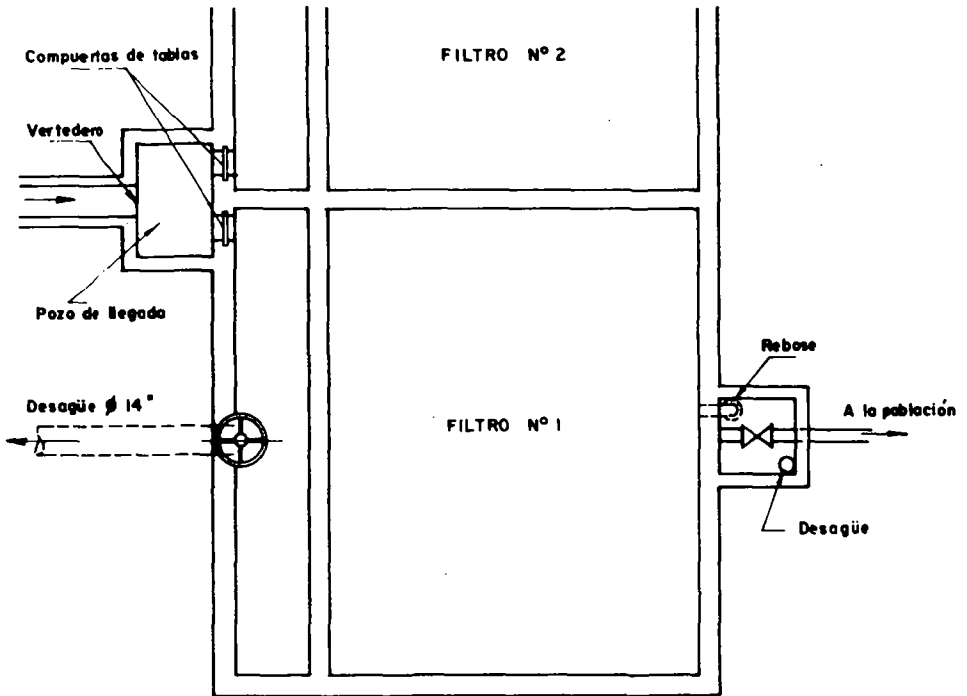


Fig. 8-66 Filtro lento de flujo ascendente

Básicamente consiste en un canal de poca profundidad, alrededor de 1 m de altura en el cual se coloca un lecho de arena similar al de los filtros lentos convencionales. El agua fluye por la superficie de este lecho formando una lámina líquida delgada, y se vierte por un vertedero final en un pozo de desagüe, mientras que parte del flujo (10 %) se extrae por el fondo, a manera de una galería de infiltración artificial (Véase la figura No. 8-67) y se lleva al tanque de almacenamiento. La principal limitación de este sistema está, en que es necesario contar con una fuente de abastecimiento, que tenga un caudal por lo menos 10 veces mayor que el que se piensa derivar.

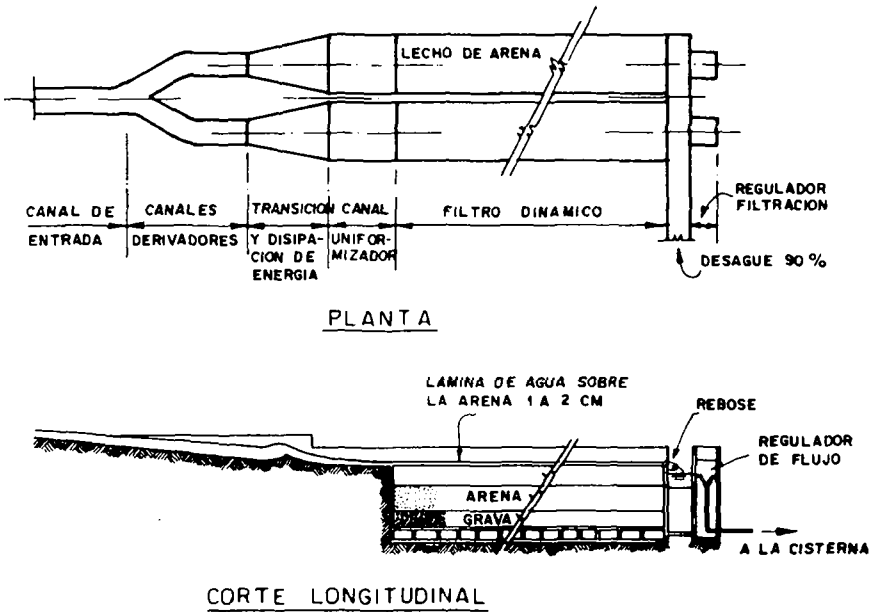


Fig. 8-67 Filtro dinámico

(b) Especificaciones de los filtros dinámicos

1. **Forma de los filtros:** Los filtros actuales en funcionamiento están diseñados con una relación ancho a largo de 1:5. Se construyen por lo menos 2 unidades cada una de ellas con una capacidad de por lo menos el 65 % del flujo requerido y preferentemente del 100 % .
2. **Altura del agua sobre el lecho:** El agua corre por encima del lecho filtrante con una velocidad de 0.25 a 0.35 m/seg lo que produce una lámina de 10 a 30 mm de espesor. Un décimo del flujo total que pasa sobre el lecho, se deriva a un pozo lateral en el cual se coloca un regulador de caudal, como se verá más tarde. La máxima velocidad superficial permisible, es función del tamaño y peso específico de los granos de arena. Una velocidad demasiado alta puede producir mucho arrastre del medio filtrante y una

muy baja no crea el efecto de limpieza permanente de las capas superiores de lecho que se busca. Se le deja por eso una pendiente entre la cota de entrada y la cota del vertedero de salida del 0.6 ‰ aproximadamente. Los cálculos del flujo pueden efectuarse con la fórmula de Manning y los de arrastre con la expresión (5-25) del capítulo V.

3. **Velocidad de filtración:** Las ratas de filtración pueden ser las mismas que se usan para filtros lentos, esto, es, entre 2 y 14 m³/m²/día. En Argentina están usando velocidades del orden de 3-3.5 m³/m²/día.

4. **Lecho filtrante:** El lecho filtrante puede ser de las mismas características del que se usa en los filtros lentos.

5. **Falso fondo del filtro:** Se usan preferentemente como falso fondo, los de ladrillo de canto, sobre los cuales va un ladrillo de plano, como los descritos anteriormente.

6. **Regulador de caudal:** El regulador de caudal más usado es el del tubo periscópico, acoplado a un sistema de flotadores que se desliza dentro de un tubo fijo, como el que muestra la figura No. 8-68. Al variar la posición de los flotadores, se cambia la altura de la lámina de agua sobre el vertedero periférico del tubo movable y por tanto se varía el gasto. Este regulador es similar al que se emplea en los filtros lentos convencionales. Otros tipos de controladores usados en ellos, también pueden utilizarse en este caso.

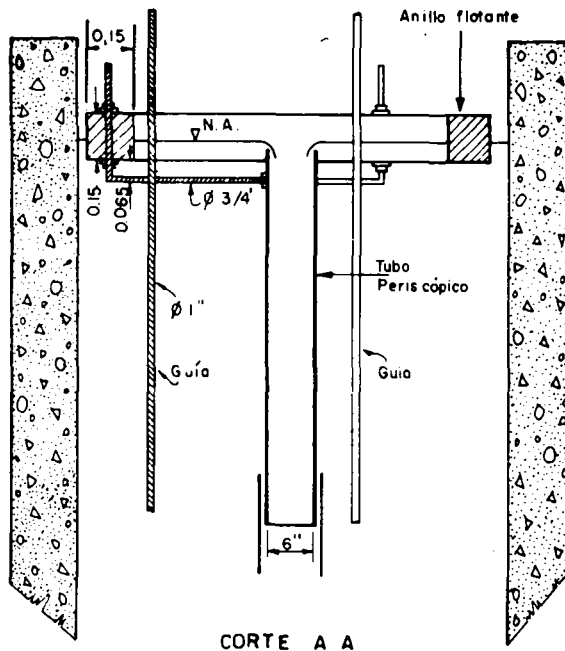


Fig. 8-68 Regulador de caudal por flotador para filtro lento

7. **Canal de entrada:** El canal de entrada se calcula de acuerdo con las fórmulas conocidas, para régimen de flujo constante, preferentemente se usa la fórmula de Manning.

8. **Canales derivadores:** Estos canales tienen por objeto distribuir el flujo del canal de entrada, en 2 partes iguales, a cada una de las unidades. Debe dejárseles una compuerta para interrumpir el flujo, en cualquiera de los ramales, cuando se quiera hacer la limpieza de uno de los filtros.

9. **Transición:** Los canales derivadores se expanden para alcanzar el ancho de cada una de las unidades. Debe calcularse el régimen hidráulico correspondiente.

10. **Sector de entrada:** El sector de entrada es uno de los puntos críticos en este tipo de filtros. Para que no haya arrastre de arena se necesita que el flujo entre a la zona de filtración en la forma más suave posible. Cualquier turbulencia que se produzca, puede conducir a la abertura de huecos o formación de montículos de material, que dificultan o trastornan el paso del agua. Por eso se deja este sector de aquietamiento en concreto, que sirve para romper la energía antes de que el flujo llegue a la zona de filtración.

11. **Pozo de regulación:** Desde los drenes del filtro sale una tubería que lleva el agua hasta un pequeño pozo de regulación en donde se coloca el controlador de caudal. La pérdida de carga viene a quedar medida por la diferencia de nivel entre la superficie de la lámina líquida sobre el lecho filtrante y la superficie del agua en este pozo.

12. **Operación y limpieza del filtro:** El filtro dinámico desde que empieza a trabajar lo hace con pérdida de carga negativa, puesto que el espesor de la lámina de agua sobre el lecho es muy pequeño. Tiene en cambio la ventaja de que al pasar el flujo con una velocidad relativamente alta sobre la arena, arrastra las partículas en suspensión que el agua contiene y mantiene relativamente limpia la superficie. Por esta razón el lavado se hace rastrillando las capas superiores del lecho y sólo ocasionalmente es necesario hacer un raspado del medio filtrante.

Es de esperar sin embargo, que la película biológica que se forme en estos filtros, no tenga la misma efectividad que la de los filtros lentos, y por tanto la reducción bacteriana sea menor.

La mayor ventaja de este tipo de filtros está en que su costo de construcción es muy bajo, ya que las paredes, cuya altura es de sólo 0.90 a 1.0 m, pueden ser hechas de concreto simple, o de ladrillo impermeabilizado. Mayores estudios se requieren para obtener una información más completa sobre este tema. Véase la referencia (86).

VII. Filtros rápidos de flujo ascendente

Introducción

El uso de filtros de flujo ascendente es bastante antiguo. Porzio (40) los sugirió en 1685. En 1889 Hyatt obtuvo una patente para uno de estos. Ciudades como Greenock en Escocia y Richmond en los Estados Unidos los emplearon a principios del siglo XIX. A finales de dicho siglo y comienzos del presente, varias localidades tanto en los Estados Unidos como en Europa tenían filtros con flujo ascendente.

Sin embargo, en los últimos 60 años su uso fue cada vez menos frecuente. En la actualidad se ha despertado nuevamente el interés en ellos, debido a que presentan la ventaja de que la granulometría decrece en el sentido del flujo.

El filtro ascendente consiste en una caja provista de un falso fondo como indica la figura 8-69. El agua afluyente entra por la parte de abajo y es recolectada en la canaleta superior.

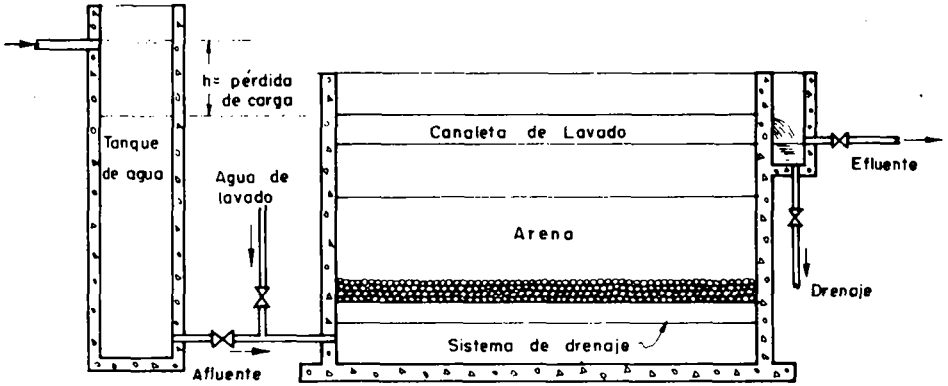


Fig. 8-69 Filtro rápido con flujo ascendente.

A medida que la carrera progresa, la pérdida de carga sobre las capas del lecho filtrante se hace mayor que el peso de la arena más el agua sobre ellas. En este instante se produce una expansión o fluidización del medio, que permite un paso más o menos importante de floc. El proceso se vuelve entonces cíclico: durante un cierto período la turbiedad es baja pero en ocasiones se producen turbulencias o ebulliciones de la arena, que actúan a manera de cortos lavados, aumentando en forma notable el contenido de partículas en el efluente. Este ciclo se repite varias veces hasta que el lecho se colmata por completo y la turbiedad efluente se incrementa permanentemente. En este momento hay que hacer el lavado, inyectando agua por debajo con velocidad de 0.60-1.20 mt/min para expandir el lecho y liberar las partículas retenidas en los granos. Obsérvese que el lavado se hace en el mismo sentido que el filtrado, lo que no deja de traer inconvenientes. Es frecuente usar aire en combinación con el agua para producir una mejor limpieza del filtro.

Con el fin de evitar las fluidizaciones cíclicas del medio filtrante se ha sugerido:

- (a) Aumentar la profundidad de la capa filtrante.
- (b) Colocarle una malla al lecho para comprimirlo y evitar su expansión.
- (c) Extraer el flujo del efluente de la parte superior del lecho, combinando el flujo ascendente y el descendente.

(a) Al estudiar la hidráulica de los filtros de flujo ascendente (ver la Fig. 8-70), se ve que la presión que hay sobre un determinado nivel de arena z-z en un instante dado, es igual a la altura de agua H_t , menos la pérdida de carga h_f producida en el nivel z-z en ese instante, multiplicada por el peso específico del agua. Así:

$$P_t = (H_t - h_f) \gamma \quad (8-37)$$

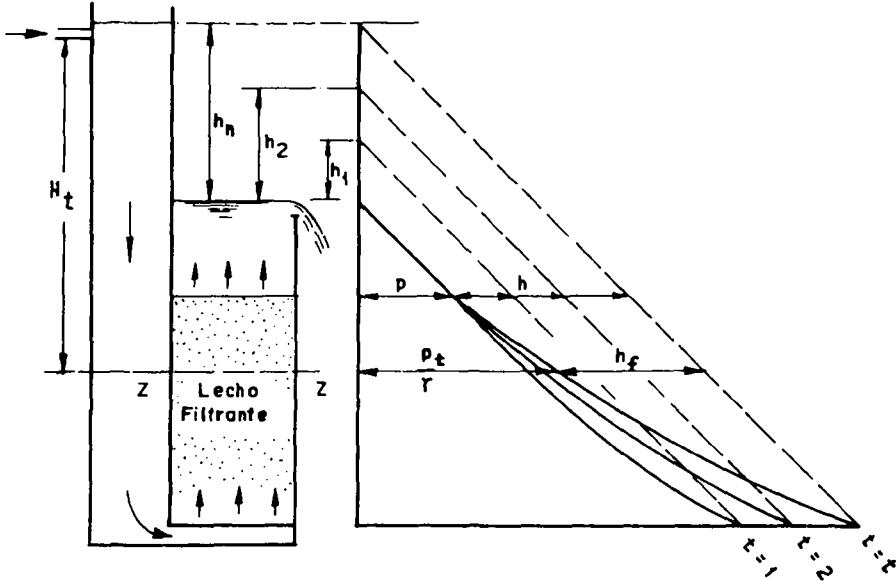


Fig. 8-70 Diagrama de presiones y pérdidas de carga en un filtro ascendente

En estas condiciones se crea una gran diferencia de presiones entre la parte inferior y la parte superior del filtro, la cual se aumenta con la altura del lecho.

Hamann y McKinney (40) encontraron que incrementando esta última, se producían mejores resultados, con mucho menos disturbios del medio filtrante. El mayor peso del material permite menos movimiento de los granos, en especial en las capas inferiores del filtro y además retarda la colmatación de las capas más finas colocadas en la parte superior, lo que disminuye la frecuencia de las irrupciones de turbiedad.

Es en Rusia (58) (87) donde este proceso parece haber adquirido mayor desarrollo.

Los filtros se construyen con 1.80 m a 2.40 m de capa filtrante (de preferencia con 2 m) constituida por arena de 0.9 a 1.1 mm de diámetro y 2.5 de coeficiente de uniformidad. Mintz (91) considera que no debe haber partículas mayores de 2 mm ni menores de 0.5 mm. Este lecho va sobre 35 a 40 cm de grava estratificada. Para evitar la expansión de la arena las ratas de flujo se mantienen entre 120 y 150 $m^3/m^2/día$.

El lavado de estos filtros se hace con flujo ascendente con velocidades entre 80 y 90 cm/min. por un período de 7 a 8 minutos.

(b) Otra manera de evitar la fluidización del lecho es colocarle una malla en la parte superior para comprimir las capas superiores, (véase la figura 8-71). Los espaciamientos entre varillas de la malla suelen hacerse de 100 y 150 veces el tamaño de los granos más finos. Entre ellas se forman arcos que mantienen sujetas las capas superiores del filtro. Se ha demostrado que el uso de este sistema produce carreras de filtración mayores y mejor calidad de efluente. Este sistema es conocido en Holanda como el filtro *Inmedium*.

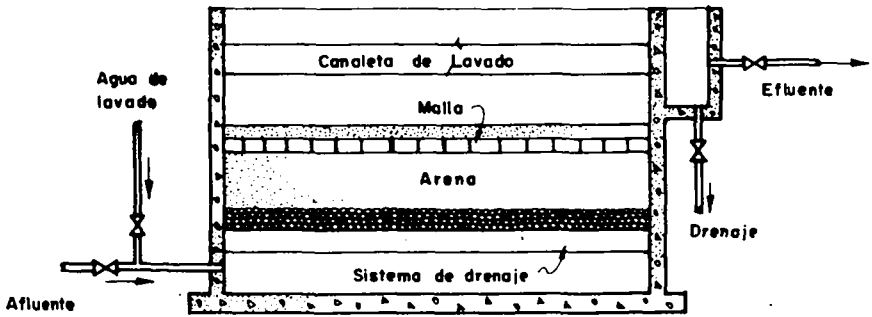


Fig. 8-71 Filtro rápido con flujo ascendente y malla para evitar la expansión.

(c) La fluidización puede evitarse también admitiendo el agua para la filtración, tanto por la parte superior del filtro como por la inferior, como lo muestra la figura 8-72. Este tipo de filtro se conoce como el AKX en Rusia y se construye con una profundidad de 1.50 a 1.60 m de capa de arena. El sistema de recolección consistente en tubos de plástico perforados, se coloca a 45-60 cm debajo del nivel superior del lecho. El flujo se regula de modo que por la parte superior entre un gasto equivalente a 120-150 m³/m²/día y por la inferior 180-210 m³/m²/día. El filtro en total queda trabajando con 300-360 m³/m²/día. La velocidad de lavado es como en el caso anterior de 80-90 cm/min y se emplea conjuntamente agua y aire para aumentar la fricción entre los granos. El mayor problema de estos filtros ha sido el mal funcionamiento del sistema de drenaje incluido dentro de la arena.

Los filtros de flujo ascendente pueden usarse en tres casos distintos:

- a) Como proceso de filtración para agua coagulada y sedimentada.
- b) Como proceso de filtración único para agua cruda.
- c) Como prefiltro, para reemplazar los procesos de coagulación y sedimentación.

a) Estudios realizados en Inglaterra (98) demostraron que en el primer caso, los mejores resultados con el agua del río Támesis se obtuvieron con arenas de 0.7 a 2.00 mm y coeficientes de uniformidad de 1.7, pues se logró una distribución más uniforme del floc, con carreras más largas y mejor efluente. Se encontró además que aumento en la velocidad de filtración de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ a $360 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, redujo el período de trabajo del filtro y produjo una irrupción más rápida de turbiedad en el agua filtrada.

b) Los filtros ascendentes pueden usarse también como proceso único de clarificación con aguas medianamente coloreadas (20 a 80 unidades) y turbiedades no mayores de 150 U.J. Se han obtenido efluentes con turbiedad inferior a 1.5 U.J.

Al agua cruda se le aplica en una cámara de mezcla especial, una dosis de coagulantes, 20 a 25 % menor que la que se usa para coagulación y sedimentación, y luego se la filtra directamente. Existen varias instalaciones en la Unión Soviética que emplean este proceso, el cual recibe el nombre de "floculación por contacto" (58).

En Brasil, B. Grinplastch del SESP ha hecho algunas experiencias con este tipo de procesos en Colatina, Ponta Grossa (99) y otras localidades. En Colatina se construyó un filtro de flujo ascendente para tratar 30 lt/seg. Cuando la turbiedad del agua es inferior a 150 U.J. se le agregan coagulantes en una cámara de mezcla especial y se filtra; y cuando es superior se coagula y sedimenta antes de filtrar. Se han obtenido carreras mayores de 40 horas, con ratas de filtración de $160 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ y turbiedades efluentes inferiores a 1.0 U.J.

Se usan 2 m de lecho de arena, con T.E. : 0.7 mm y C.U. : 2.5 (0.495 a 2.362 mm). La rata de filtración es declinante, empieza en 30 lt/seg y termina en 23 lt/seg, debido a que el nivel en la cámara de carga del filtro es constante e igual a 1 m. El exceso es descargado por medio de un vertedero de rebose. Aparentemente no se han notado fluidizaciones del medio filtrante.

c) Por último, la utilización de los filtros ascendentes como prefiltros, parece un sistema bastante promisorio. Consiste en acoplar en serie un filtro de flujo ascendente y uno descendente. El primero puede trabajar con altas ratas de filtración, 300 a 400 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$, con arena relativamente gruesa, 0.7 a 2.0 mm, y profundidades del lecho entre 1.50 y 2.00 m.

El filtro de flujo descendente puede ser un lecho de arena y antracita, diseñado para que trabaje con las turbiedades que el filtro de flujo ascendente deje pasar. Se pueden aplicar coagulantes antes de la filtración ascendente o después, o en ambos puntos.

Estudios pilotos deberán determinar la mejor solución para cada caso.

Reemplazar el sistema de sedimentación y floculación por una batería de filtros ascendentes, puede ser muy económico, tanto en costo de construcción como en costo de operación, ya que las dosis de coagulantes que se usan son menores a las que se necesitarían para la decantación tradicional.

Sin embargo, no es posible el diseño de este tipo de tratamiento para toda clase de aguas. La turbiedad de la fuente de abastecimiento no debe ser mayor de 150 U.J. y gran parte del año debe ser menor de 50 U.J. El color no puede ser muy alto (mayor de

80 U.C.) y, en lo posible, no deben existir variaciones rápidas en la calidad del agua, pues el tiempo para ajustar las dosis de coagulantes en este caso, es menor que el que existe en el proceso de coagulación y sedimentación convencionales.

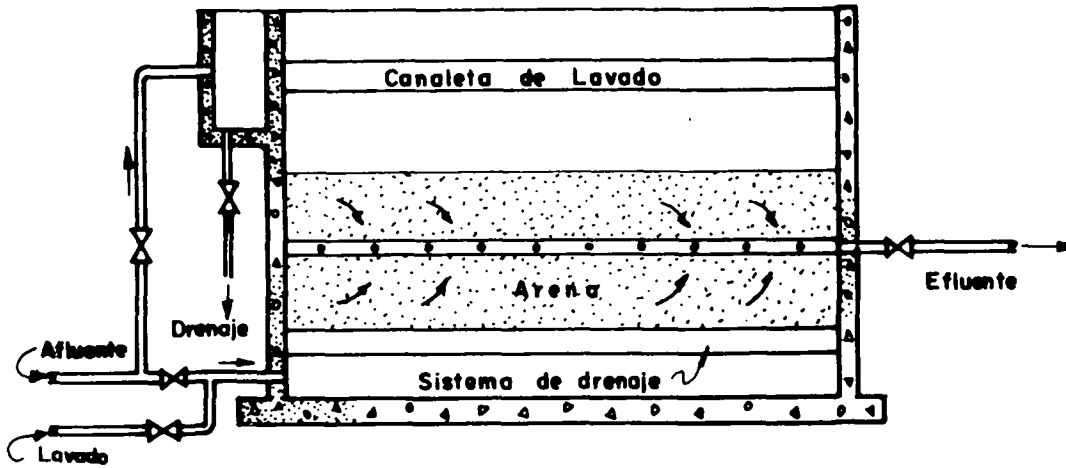


Fig. 8-72 Filtro rápido con flujo ascendente y descendente.

VIII. COAGULACION-FILTRACION POR CONTACTO

Cuando se agrega un coagulante al agua, el volumen total de partículas en la suspensión se aumenta en proporción directa a la dosis de coagulantes usados. Véase figura 8-73.

Esta es la razón por la cual para separar el floc que se forma, es necesario recurrir al proceso de sedimentación, a fin de retener en él la mayor parte de la masa de lodos producidos, ya que la capacidad de almacenaje de los poros del filtro es siempre limitada.

Cuando inicialmente se cuenta con un agua cruda con una baja cantidad de sólidos suspendidos, el agregar coagulantes para sedimentarla y filtrarla resulta un proceso antieconómico, pues se tiene que aplicar una alta dosis de sustancias químicas, como se explicó en el capítulo II, para producir un precipitado voluminoso, capaz de atrapar las partículas en suspensión, y con esto la eficiencia que se consigue en porcentaje de remoción es baja. Por ejemplo, si se obtiene una reducción de turbiedad de 10 U.J. a 5 U.J. en los sedimentadores, se habrá alcanzado un 50 % de remoción y para ello se han tenido que emplear coagulantes en forma masiva.

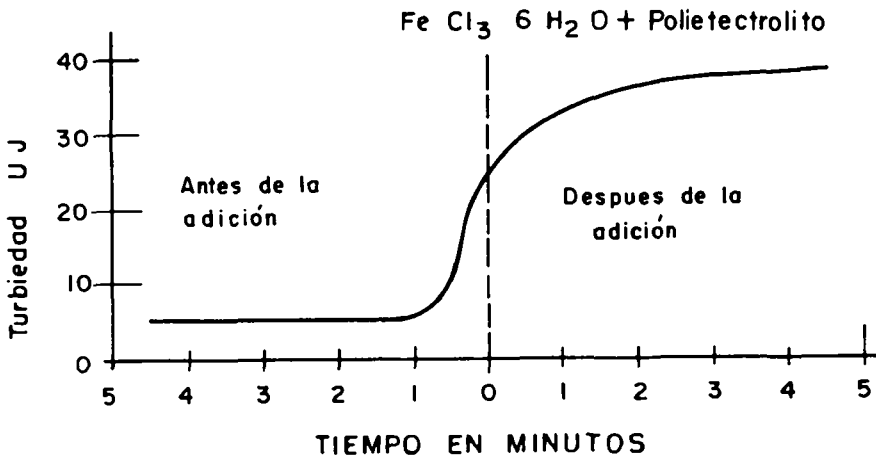


Fig. 8-73 Turbiedad del agua antes y después de agregados los coagulantes (según Kaufman)

En estos casos es preferible estudiar la factibilidad del proceso de coagulación filtración por contacto.

Consiste en agregar al agua la cantidad de coagulantes necesarios, como para producir un microflóculo de pequeño volumen y muy compacto, que pueda filtrarse directamente, antes de que haya tenido tiempo de crecer por hidratación. La floculación se produce dentro de los poros del filtro. El sistema se reduce a una cámara de mezcla rápida (que en lo posible debe ser muy eficiente, en especial cuando el agua es de alta alcalinidad) y una batería de filtros de arena y antracita, con granulometría adecuada como para que pueda trabajar con las turbiedades afluentes.

Este tipo de instalaciones es recomendable cuando la turbiedad del agua cruda es 80-90 % del tiempo, menor de 10 U.J.; el color no mayor de 80 U.C. y las turbiedades durante el tiempo de avenidas, son de corta duración (pocas horas) y no muy altas (> 200). Es especialmente recomendable para aguas provenientes de lagos y embalses, que tienen una calidad más o menos estable durante todo el año.

Las dosis de coagulantes y ayudantes de filtración que se apliquen resulta uno de los aspectos críticos del problema y debe por eso estudiarse experimentalmente en plantas pilotos, pues el proceso suele ser muy sensitivo a los cambios de dosificación.

Varias plantas en los Estados Unidos están usando sistemas de coagulación-filtración por contacto, entre ellas: Santa Clara (California), Cater and Sheffield (Santa Bárbara, California) y Alfred Merrit Smith (Southern Nevada). Esta última tiene una capacidad de 200 mgd ($8.76 \text{ m}^3/\text{seg}$) y cuenta con 10 filtros con un área total de 2600 m^2 , los cuales trabajan con una rata de $5 \text{ gpm}/\text{pie}^2$ ($300 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$).

El medio filtrante está constituido por 60 cm de antracita de 0.6 mm a 0.7 mm de tamaño efectivo, sobre 20 cm de arena de 0.45 mm de tamaño efectivo. El agua de abastecimiento es el lago Mead, cuya calidad es satisfactoria, con turbiedades, la mayor parte del año, alrededor de 5 U.J. La turbiedad efluente se mantiene en 0.05 U.J. La velocidad de lavado es de 90 cm/min.

En dicha planta se ha presentado un doble problema: sabor y olor durante el otoño y carreras de filtración relativamente cortas durante buena parte del año.

El carbón activado soluciona parcialmente el primero, aplicado en el afluente al filtro, pero disminuye su período de servicio. Se cree por eso que un aumento en el tamaño de la antracita de 0.6 mm a 0.9 mm, o aun 1.2 mm, puede mejorar estas condiciones.

Como dosis de coagulantes se usan de 4 a 5 mg/lit de sulfato de aluminio. El uso de polielectrolitos fue descontinuado.

BIBLIOGRAFIA

1. American Water Works Association, "Tentative standard - Specifications for filtering material", Jour. AWWA, Vol. 41, Mar. 1949, No. 3, p. 290.
2. Arboleda, Jorge, "Filtración en medios mezclados en la planta de tratamiento de agua de Cúcuta, Colombia - Evaluación de resultados", XII Congreso de AIDIS, Caracas, Agosto 1970.
3. Becker, R.J., "Filter collapse due to improper wash water distribution", Jour. AWWA, Vol. 55, No. 9, p. 1157, Sept. 1963.
4. Baylis, John R., "Chicago South District filtration plant", Jour. AWWA, Vol. 41, No. 7, p. 599, Jul. 1949.
5. Baylis, John R., "Design criteria for rapid sand filters" (Panel discussion) Jour. AWWA, Vol. 51, No. 11, p. 1433, Nov. 1959.
6. Baylis, John R., "Experience with high-rate filtration", Jour. AWWA, Vol. 42, Jul. 1950, No. 7, p. 687.
7. Baylis, John R., "Nature and effects of filter backwashing", Jour. AWWA, Vol. 51, No. 1, p. 126, Jan. 1959.
8. Baylis, John R., Gullans, Oscar, and Hudson, H.E., "Water Quality and Treatment", AWWA Manual, Chapter 7, March 1968.
9. Baylis, John R., "Seven years of high-rate filtration", Jour. AWWA, Vol. 48 No. 5, p. 585, May 1956.
10. Baylis, J. R., "Variable rate filtration" (May. 1959), Pure Water, Vol. XI, No. 5, 86-114.

11. Boby, W.M.T. & Alpe, G., "Practical experiences using upward flow filtration" Proc. Soc. for Water Treatment and Examination, Vol. 16, Part 3, 1967, p. 214-231.
12. Brown Wade, C., "High-rate filtration experience at Durham", Jour. AWWA, Vol. 47, No. 3, p. 243, Mar. 1955.
13. Bustamante, V. Rodrigo, "Experimentos con una nueva unidad compacta de purificación para agua potable", (Costa Rica, 1970, 12. p.
14. Calise, V.J., & Homer, W.A., "Russian water supply and treatment practices", Proc. ASCE, Vol. 86, SA2, 14 p. Mar. 1960.
15. Camp, Thomas R., "Discussion: Experience with anthracite-sand filters", Jour. AWWA, Vol. 53, No. 12, p. 1478, Dic. 1961.
16. Camp, Thomas R., "Theory of water filtration", Jour. ASCE, Vol. 90, No. SA4, 30 p., Aug. 1964.
17. Carter, Ralf C., Ludwig, Harvey F., Ongerth, Henry J., Harmon, Judson, A. and Woody II, Sam H., "Behavior and evaluation of microstraining for a supply in California", Jour. AWWA, Vol. 54, No. 5, p. 606, May 1962.
18. Cleasby, John L, and Baumann, Robert E., "Selection of sand filtration rates", Jour. AWWA, Vol. 54, No. 5, p. 579, May 1962.
19. Conley, Walter, R., "Experience with anthracite-sand filters", Jour. AWWA, Vol. 53, No. 12, p. 1473, Dec. 1961.
20. Conley, Walter R. & Hsiung, Kou-Ying, "Design and application of multimedia filters", Jour. AWWA, Vol. 61, No.2, Feb. 1969, p. 97-101.
21. Conley, Walter R., "Integration of coagulation, flocculation, and mixed media filtration", Cincinnati, Ohio, 1965, 5 p.
22. Conley, W.R., & Pitman, R.W., "Innovations in water clarification", Jour. AWWA, Vol. 52, p. 1319, Oct. 1960.
23. Conley, W.R., & Pitman, R.W., "Microphotometer turbidity analysis", Jour. AWWA, Vol. 49, p. 63 (Jan. 1957).
24. Conley, Walter R., and Pitman, Raymond W., "Test program for filter evaluation at Hanford", Jour. AWWA, Vol. 52, No. 2, p. 205, Feb. 1960.
25. Culp, Gordon L, & Hanzen, Sigurd P., "Extended aeration effluent polishing by mixed-media filtration", Water & Sewage Works, Feb. 1967, Vol. 114, No. 2, p. 46-51.
26. Coulbreath, M., "Experience with multimedia filter", Jour. AWWA, 59: 1014 (Jul. 1967).
27. Diaper, Ernest, W.J., and Harding, V.J.G., Discussions: "Filtration through a trimedia filter", Jour. ASCE, August 1969.

28. Diaper, Ernest W.J., & Harding, V.J.G., "Filtration through a trimedia filter" Proc. ASCE, Vol. 95, No. SA4, p. 782-788, Aug. 1969.
29. Diaper, Ernest W., & Ives, Kenneth, J., "Filtration through size-graded media", Jour. San. Eng. Div., Jun. 1965, SA3, p. 4378.
30. Diaper, E.W.J., "Suggestions for investigations concerning slow sand filters" Pennsylvania, 1969, 30-31 p.
31. Dostal, Kenneth A., y otros, "Carbon bed design criteria study at Nitro, W.VA.", Jour. AWWA, Vol. 57, No. 5, p. 663-674, May. 1965.
32. Dostal, Kenneth, y otros, "High-rate and dual-media filtration study in a Northwestern Ohio water plant", Cincinnati, Ohio, 1966, 64 p.
33. Dostal, Kenneth A. & Robeck, Gordon G., "Project report experimental treatment of Lake Erie water Erie, Pennsylvania water plant", Cincinnati, Ohio, 1966, p. 80
34. Eden, W.H., Shepherd, J.M., "Experience with upward flow filters for iron removal", Institution of Water Engineers, South Eastern Section, 16 Abr. 1970.
35. Feben, Douglas, "Theory of flow in filter media", Jour. AWWA, Vol. 52, No. 7, p. 940, Jul. 1960.
36. Gaise, G.E., Pitman, R.W., and Wells, G.W., "Use of filter conditioners in water treatment", Jour. AWWA, Vol. 25, p. 1303, Oct. 1967.
37. Gamet, Merrill, B., and Rademacher, John M., "Study of short filter runs with lake Michigan Water", Jour. AWWA, Vol. 52, No. 1, p. 137, Jan. 1960.
38. Hazen, R., "Element of filter design", Jour. AWWA, Vol. 43, p. 208, Mar. 1951.
39. Hall, Warren A., "An analysis of sand filtration", Jour. San. Eng. Div. Paper, No. 1276, SA3.
40. Hamann, Carl L.; and McKinney, Ross E., "Upflow filtration process", Annual Conference, Jun. 8, 1967.
41. Harris, W. Leslie, "Instant clarity at 10 gpm per square foot filter rates" Annual conference, Jun. 25, 1970.
42. Herbert, Raymond L. "Development of a new type of rapid sand filter", Jour. San. Eng. Div., Feb. 1966, SA 1, p. 4649.
43. Herbert, Raymond E., "Importance of underdrains in filter backwashing", Jour. AWWA, Vol. 51, No. 1, p. 123, Jan. 1959.
44. Hetzer, Hugh W., "Phase 1. High rate purification process", 1969, 22 p.
45. Hill, F.G., "Communications on some aspects of upflow filtration", Jour. AWWA, Vol. 40, No. 8, p. 868, Aug. 1948.
46. Hudson, H.E., Jr., "A theory of the functioning of filters", Jour. AWWA, Vol. 40, No. 8, p. 868, Aug. 1948.

47. Hudson, H.E., Jr., "Factors affecting filtration rates", Jour. AWWA, Vol. 48, No. 9, p. 1138, Sept. 1956.
48. Hudson, H.E., Jr., "Functional design of rapid sand filters", Proc. SACE, Vol. 89, No. SA1, p. 17-28, Jan. 1963.
49. Hudson, H.E., Jr., "Declining rate filtration", (Nov. 1959), Jour. AWWA, Vol 51: 1455.
50. Hudson, H.E., Jr., "Operating characteristics of rapid sand filter", Jour. AWWA, Vol. 51, No. 1, p. 1-14, Jan 1959.
51. Hudson, H.E., Jr., "Physical aspects of filtration", Jour. AWWA, Vol. 61 No. 1, Ene. 1969.
52. Ives, K.J., "Russian water supply and treatment practices", Proc. ASCE, Vol. 86, No. SA4, p. 101-103, Jul. 1960.
53. Jackson, Norman E., "Study of High-rate filtration at the Dalecarlia Plant, Washington", Jour. AWWA, Vol. 47, Feb. 1955, No. 2, p. 129.
54. Johnson, Robert L., Cleasby, J.L., "Effect of backwash on filter effluent quality", Jour. San. Eng. Div., SA1, p. 4692, Feb. 1966.
55. Jorissen, Andre L., "Effect of downstream throttling on Venturi tube discharge", Jour. AWWA, Vol. 47, No. 3, p. 248, Mar. 1955.
56. Kreissl, James F., y otros, "High-rate and dual-media filtration study Easley, South Carolina water plant", Cincinnati, Ohio, 1965, 61 p.
57. Lewin, J., "Mechanization of slow sand and secondary filter bed cleaning", Jour. Inst. of Water Engineers, Vol. 15 (1961).
58. Mintz, Danil, "Some results of research into drinking-water purification and disinfection", Seventh European Seminar for Sanitary Engineers, Oct. 1960.
59. Neptune Microfloc Inc., "Filtration, the microfloc process", Corvallis, Oregon, 1966.
60. Organización Mundial de la Salud, "Community water supply research and development program", Geneva, 1970.
61. Rimer, Alan E., "Filtration through a trimedia filter", Jour. San Eng. Div. SA 3, p. 521, Jun. 1968.
62. Robeck, Gordon G., "Discussion of paper entitled: "Integration of Coagulation, and mixed-media filtration - by Walter R. Conley". Sept, 1965, U.S. Dept. of Health Education and Welfare.
63. Robeck, G.G., Dostal, K.A., and Woodward, R.L., "Studies of modifications in water filtration", Jour. AWWA, Vol. 56, p. 198, Feb. 1964.
64. Robeck, Gordon, G., "High-rate filtration study at Gaffney, South Carolina, water plant", Cincinnati, Ohio, 1963, 73 p.

65. Robeck, Gordon G., & Kreissl, James, F., "Multi-media filtration: Principles and pilot experiments", Cincinnati, Ohio, 1967, 31 p.
66. Roe, Frank C., "Experiences in the use of porous-plate filter bottoms", Jour. AWWA, Vol. 52, No. 5, p. 653, May. 1960.
67. Sánchez Mora, J.A., "El proceso micro-floc en la planta de tratamiento la Mariposa", Caracas, 1968.
68. Sawyer, Alfred W., "Functional design of the Wayne County filtration and pumping plant", Jour. AWWA, Vol. 51, No. 6, Jun. 1959.
69. Segall, B.A., and Okum, D., "Effect of filtration rate on filtrate quality", Jour. AWWA, Vol. 58, p. 368, Mar. 1966.
70. Shannon, Albert M., "Improved operation of four treatment plants at Detroit", Annual Conference, Jun. 8, 1961, Jour. AWWA, Vol. 53, No. 12, Dic. 1961.
71. Shull, Kenneth, E., "Experiences with multiple-bed filters", Jour. AWWA, Vol. 57, No. 3, p. 314-320, Mar. 1965.
72. Smit, Pieter, "Upflow filter", Jour. AWWA
73. Streeter, N.W., "Some preliminary observations from a study of water filtration plants along the Ohio River", Public Health Reports, Jan. 30, 1925, pp. 202-213, Reprint No. 987, USPHS.
74. Stuppy, M.L., Roe, F.C., Muller, R. and Hartley, J.R., "Types of filter bottoms", Jour. AWWA, Vol. 46, p. 549, Jun. 1954.
75. Symposium on water filtration, Berkeley, California, 1969, "Proceedings".
76. Mohanka, "Multilayer filtration", Oct. 1969, Jour. AWWA, 29:504.
77. Baylis, J., "Experiences in filtration" (1937), Jour. AWWA, 29: 1010 - 48.
78. Cosens, K., "Design and operation data on large rapid sand filtration plants in the United States and Canada", Jour. AWWA, Vol. 48:819, (Jul. 1956).
79. Unda Opazo, Francisco, "Filtros experimentales con altas tasas de filtración", XI Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria, Quito, 1968.
80. Foust, A., Wensel, L. & Co. "Principles of unit operations", John Wiley & Sons, 1960.
81. Cleasby, J.L., "Filter rate control without rate controllers", (Abr. 1969), Jour. AWWA, Vol. 61: 181.
82. Roger, M.E., "Effect of control systems on filter performance" (Jul. 1964) Jour. AWWA, Vol. 56: 907.
83. Jackson, N.E., "Study of high rate filtration at Delacaria Plant, Washington", (Feb. 1955), Jour. AWWA, Vol. 47: 129.

84. Maroudas Alice, "Particle deposition in granular filter media - Filtration and Separation", (Abr. 1966), Vol: 3:115.
85. Hespanhol, Ivanildo, "Investigação sobre o Comportamento e Aplicabilidade de Filtros Lentos no Brasil", Sao Paulo, 1969, Universidades de Sao Paulo.
86. Secretaría de Estado de Salud Pública, "Filtros Dinámicos", Buenos Aires, 1970, Servicio Nacional de Agua Potable Rural.
87. Ling, J.J., "Progress in technology of water filtration" (Ago. 1962), A & S. W. Vol. 109:315-19.
88. Wood, R., Smith, S., Murray, J.K., "An investigation into upward-flow filtration", Water Pollution Control, 1968.
89. Boby, W.M.T., & Alpe, G., "Practical experiences using upward flow filtration", Proc. Soc. Water Treatment, Exam. V. 16 (3): 215-30, 1967.
90. Eden, W.H., Shepherd, J.M., "Experience with upward flow filters for iron Removal", Inst. of Water Engineers, South Eastern Section, 16 Abril 1970.
91. Mintz, D., "Some results of research into drinking water purification and disinfection", (1962), Bulletin of the WHO, 26:553.
92. The Water Research Association - Anthracite Sand Filtration (Jan 1972) Conference papers Medmenham, Marlow England.
93. The Water Research Association - Anthracite Sand Filtration (Jan 1972) Report of the Work Medmenham, Marlon, England
94. Hulbert, R. y Herring, F.W., "Studies on the Washing of Rapid Filters"(1929), Journal AWWA, Vol. 21, pág. 1445.
95. Hulbert, R., "The Filter Backwash o San Expansion and Velocity" (1942), Journal AWWA, Vol. 34, pág. 1045.
96. Dixon, G.G., "The Hydraulic of Rapid Sand Filters" (Abril 1935), Waste Water & Sewage, Vol. 82, pág. 4.
97. Cleasby, J.L., "Filtration", Capítulo de "Physicochemical Processes for Water Quality Control", (1972), John Wiley and Sons Inc.
98. CEPIS/OPS, "Memorias del Simposio Sobre Nuevos Métodos de Tratamiento del Agua" (Agosto 1972), Asunción, Paraguay.
99. Grinplastch, B., "Nova Tecnica de Filtración en uso no Brasil" (Enero 1971) Trabajo presentado al VI Congreso Brasileiro de Ingeniería Sanitaria, Fundación SESP, Río de Janeiro, Brasil.
100. Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá, "Diseño Preliminar de la Planta de Tratamiento del Sapo" (Diciembre 1971), Salgado, Piedrahita y Escallon, Engineering Science Inc.

CONTROL DEL PROCESO DE FILTRACION

Introducción

Antes de poder realizar cualquier estudio del proceso de filtración en una planta de tratamiento, es necesario:

(A) Analizar las condiciones en que éste se desarrolla, específicamente la precisión de los datos suministrados por los equipos de control y medida del flujo del filtro, así como el estado en que se encuentra el medio granular que se usa.

(B) Conocida esta información, evaluar la eficiencia con que se está desarrollando el proceso en lo referente a remoción de microorganismos y partículas suspendidas.

(A) El primer tipo de estudio comprende:

1. Precisión de los instrumentos de control de la filtración:

(a) Medidor de caudal de filtración

(b) Medidor de pérdida de carga

- (c) Amplitud de las oscilaciones de la pérdida de carga
- 2. Control del lavado:
 - (a) Controlador de caudal de lavado
 - (b) Duración del lavado
 - (c) Expansión de la arena
 - (d) Desplazamiento de la grava
 - (e) Trampas de arena
- 3. Análisis del medio filtrante:
 - (a) Granulometría
 - (b) Determinación de bolas de barro
 - (c) Peso específico
 - (d) Porosidad
 - (e) Dureza
 - (f) Solubilidad en ácido clorhídrico
- (B) El segundo tipo de estudio comprende:
 - 1. Medición de turbiedad
 - 2. Medición de número de partículas: control microscópico
 - 3. Medición del aluminio residual
 - 4. Tapón de algodón.
 - 5. Filtros pilotos

Es evidente que no siempre se requiere realizar todas las pruebas anteriores. Según el criterio del operador, algunas de ellas podrán o tendrán que realizarse en forma rutinaria, otras sólo ocasionalmente, y además únicamente cuando se desean efectuar estudios específicos.

I. PRECISION DE LOS INSTRUMENTOS DE CONTROL DE LA FILTRACION

Medidor de caudal de filtración

Casi todo filtro tiene un sistema de medida de flujo consistente en un tubo Venturi, un orificio o un vertedero.

En los dos primeros casos, el flujo se determina por la diferencia de presiones y en el último por la variación en el nivel de agua.

Cualesquiera sean los sistemas de medida en la mesa de operación cuando la hay, se suele incluir un dial que marca los lts/seg o los m^3 /hora que cada unidad de filtración está produciendo.

Es conveniente determinar cuál es la precisión de las lecturas que aparecen en él. El método más simple es el siguiente:

- (a) Cerrar la válvula afluente
- (b) Cerrar la válvula efluente
- (c) Lavar el filtro en la forma convencional. Suspender el lavado y llenar el filtro hasta el nivel normal.
- (d) Colocar una regla graduada en el filtro como la que se muestra en la figura 9-1
- (e) Abrir la válvula efluente y determinar en segundos el tiempo que tarde en bajar el nivel 20 ó 30 cms.

Conocida el área A del filtro en m² para un descenso de 20 cms, el flujo promedio será:

$$Q = \frac{0.20A}{t} \quad (9-1)$$

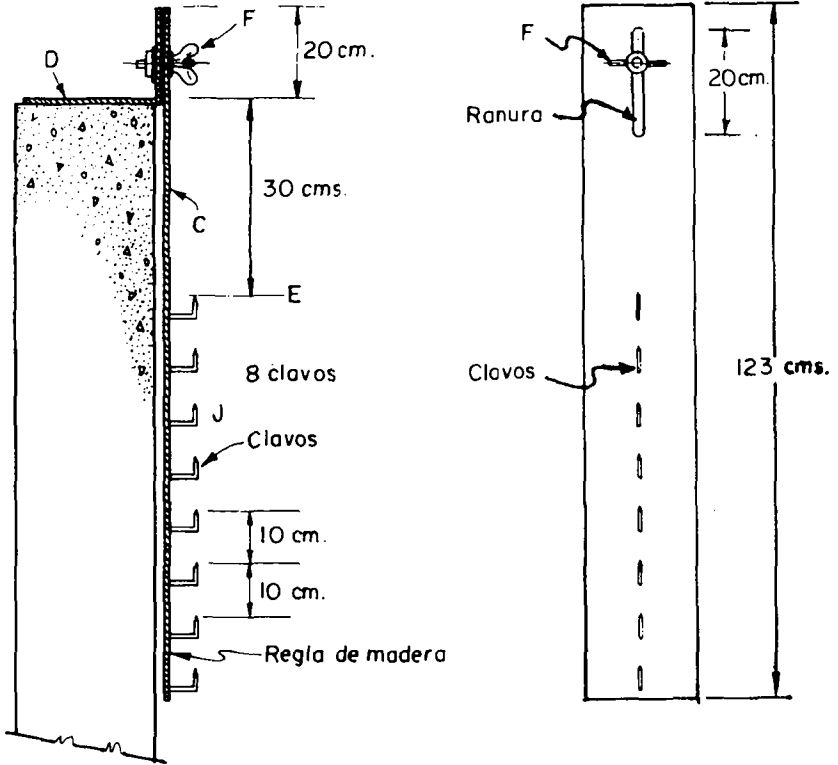


Fig. 9-1 Escala para medir la rata de filtración

Si el flujo Q así hallado no coincide con el que marca el dial, es señal de que éste se encuentra descalibrado y debe buscarse la manera de repararlo, en lo posible utilizando los servicios de un técnico especializado.

2. Medidor de pérdida de carga

El medidor de pérdida de carga es una parte del equipo de los filtros que con frecuencia se descompone y causa serios problemas en la operación. Al desconocerse la carga con que está trabajando el filtro y al no tenerse monitores de turbiedad para saber la calidad del efluente que se está produciendo, el operador queda totalmente a ciegas respecto al momento en el cual tiene que lavar el filtro.

Es por eso conveniente instalar en la galería de tubos, como lo muestra la figura 9-2, un piezómetro de plástico u otro material transparente, conectado al tubo de agua filtrada.

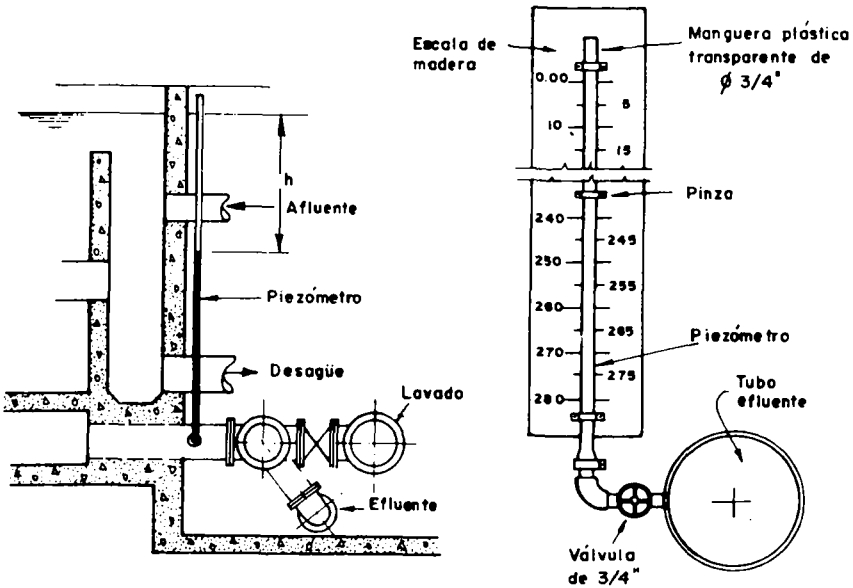


Fig. 9-2 Colocación de piezómetros en una galería de un filtro

Este tipo de accesorio suplementario puede tener dos usos:

- (a) Servir para el chequeo del medidor de pérdida de carga de la planta.
- (b) Servir como controlador temporal de la pérdida de carga, cuando el medidor regular esté descompuesto o sus lecturas no sean confiables.

No debe en lo posible, sobre todo en plantas de cierto tamaño, reemplazarse el medidor por el piezómetro. Debe hacerse trabajar el medidor, pues es una pieza del equipo necesaria para el buen funcionamiento de la planta. El piezómetro puede utilizarse sólo como un control auxiliar y como tal presta un gran servicio. Es conveniente por eso montar uno en cada filtro con carácter permanente, dejándole una válvula para poder cerrar el flujo en él, cuando se realiza el lavado de la unidad correspondiente.

3. Oscilaciones de la pérdida de carga

Es conocido el hecho de que el flujo en las constricciones de un conducto cerrado, puede separarse de la pared del conducto y crear un efecto fluctuante en la descarga. Esto suele ocurrir en tubos Venturi, orificios y válvulas semicerradas.

Herschel fue uno de los primeros que observó en 1887, que un piezómetro conectado al cuello de un tubo Venturi puede oscilar hasta 60 cms, cuando las velocidades en él alcanzan valores de 4.5-9.0 mts/seg.

A velocidades más bajas, las oscilaciones son menores, pero suficientemente grandes como para crear un flujo pulsante en el conducto.

Baylis y Hudson (1) en 1939 hicieron un extenso estudio de este fenómeno en la planta experimental de filtración de Chicago y en otras de la zona, donde se utilizaban controladores de caudal del tipo Venturi.

El procedimiento consistió en colocar detrás del piezómetro un papel que se desplazaba con velocidad constante. Durante un minuto el operador seguía con un lápiz las oscilaciones del agua en dicho piezómetro con lo que se obtenía un gráfico.

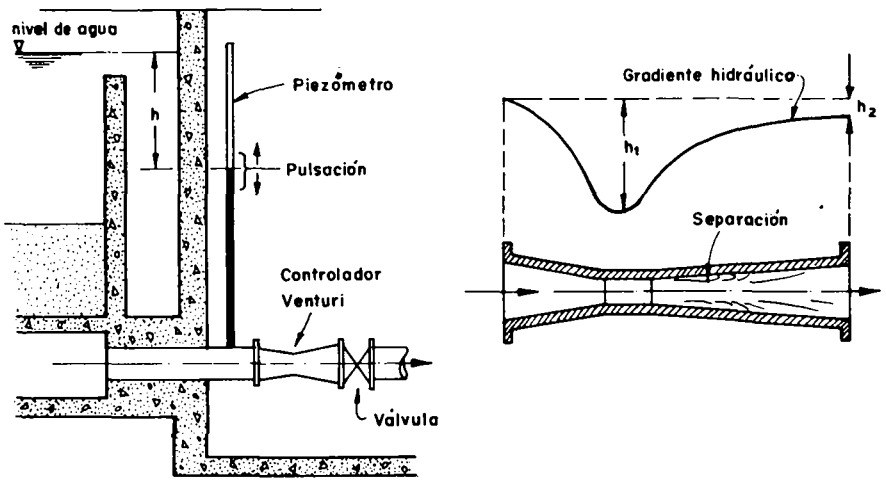


Fig. 9-3 Pulsaciones en controladores de caudal.

Se vió que la magnitud de la pulsación (medida como la distancia vertical entre dos vértices del gráfico) era directamente proporcional al cuadrado de la velocidad en el cuello del Venturi y por tanto al cuadrado de la rata de flujo.

Igualmente la amplitud de las oscilaciones incrementaba cuando la pérdida de carga aumentaba. Válvulas parcialmente cerradas y codos pueden también producir este efecto.

Las pulsaciones se expresan en términos de porcentaje, con respecto a la pérdida de carga h_f que exista en el momento de la observación, así:

$$\% \text{ pulsación} = \frac{F \times 100}{h_f}$$

En donde F es la amplitud de la oscilación en cms. Se cree que cuando este porcentaje es mayor del 1 %, la eficiencia del filtro en la remoción de materia suspendida queda afectada: en pequeña cantidad si es menos del 2 % y en forma notable si alcanza el 4 % o más.

En plantas de tratamiento en que se desea obtener sólo aproximadamente el valor de las pulsaciones, como un indicio del comportamiento hidráulico de las tuberías, basta observar las máximas y mínimas oscilaciones del agua en el piezómetro, marcando los valores extremos que se observen durante un minuto y midiendo la distancia entre ellos.

Es obvio que donde no se tengan controladores de caudal, o hayan pocas constricciones en los conductos efluentes, este problema es muy pequeño o inexistente.

II. CONTROL DEL LAVADO

1. Control del caudal de lavado

Por lo general en toda planta de tratamiento se deja un controlador del caudal de lavado tipo Venturi o de válvula de mariposa, que además afora la velocidad ascensional en pulgadas por minuto o en mts/seg. La precisión de este instrumento debe ser chequeada en forma similar a la que se explicó para el caso de la rata de filtración.

Utilizando el mismo equipo descrito en la figura 9-1, se puede proceder en la siguiente forma:

- (a) Cerrar la válvula afluente y cuando el nivel del agua desciende hasta la superficie del borde de las canaletas, cerrar la válvula efluente.
- (b) Abrir la válvula de desagüe y de lavado y continuar con la limpieza del filtro en forma convencional.
- (c) Cuando ésta haya terminado, cerrar la válvula de desagüe manteniendo cerrada la del efluente y abierta la del lavado y medir el tiempo que tarda en subir 30 cms el nivel de agua en la caja del filtro.
- (d) Abrir la válvula efluente y proseguir con el proceso de filtración normal. La distancia (30 cms) dividida por el tiempo que tarda el agua en ascender (segundos) será la velocidad de lavado, en cms/seg. Si ésta no coincide con el dato suministrado por el controlador de caudal, significa que dicho aparato se encuentra descalibrado y debe corregirse.

Tabla 9-1
Conversiones útiles

mts/min	cms/seg.	pl/min	m ³ /m ² /min	lts/seg/m ²
1.0	1.66	39.4	1.0	16.66
0.0254	0.0424	1.0	0.0254	0.424

2. Duración del lavado

La limpieza del lecho filtrante depende básicamente de dos parámetros: la expansión de la arena producida por la velocidad ascensional y el tiempo durante el cual se realiza dicha operación.

Para determinar este último, uno de los procedimientos más aconsejados es el extraer muestras del agua que se produce durante el lavado, bajando al canal de desagüe

frascos de 100 ml o más atados a un cordel o en cualquier forma para obtener porciones no menores de 100 cc, a las cuales posteriormente se les determina la turbiedad. Previamente debe tenerse preparados de 10 a 15 frascos para realizar esta operación.

Se obtienen así curvas como la que muestra la figura 9-4 realizadas en la planta experimental de filtración de Cúcuta (Colombia). La turbiedad se incrementa inicialmente y luego va disminuyendo hasta obtener un valor que tiende a ser constante y que por lo general está entre 2-4 U.J.

El tiempo óptimo de lavado será aquel que se necesita para llegar a ese valor, cuando se ve que poco se gana prolongando más el lavado. Debe tenerse en cuenta, sin embargo, que la turbiedad del agua que queda en el filtro cuando se suspende el flujo ascensional, no parece tener relación directa con la calidad del efluente que se obtenga cuando se inicia de nuevo la operación del filtrado (17). El control de la turbiedad en la forma descrita sirve sólo para tener una guía, que permita determinar en forma un poco menos empírica el tiempo de limpieza más adecuado.

Cada filtro en una planta de tratamiento puede presentar una curva diferente, según el estado en que se encuentre el medio filtrante.

3. Expansión del lecho del filtro

La expansión del lecho del filtro es otro parámetro básico que debe observarse cuidadosamente durante el lavado. Algunas plantas de tratamiento por eso tienen medidores de expansión, los cuales deben ser periódicamente calibrados.

Existen tres métodos por lo menos para medir el incremento de la profundidad del lecho debido al flujo ascendente:

(a) Realizar el lavado con una velocidad constante, hasta que el agua que queda en el filtro sea lo suficientemente transparente como para poder medir con una regla graduada el nivel de la superficie del medio granular. Cuando esto es posible, se mide primero la profundidad desde el borde del filtro hasta el lecho antes de iniciar el lavado y luego durante el mismo. La diferencia es la expansión. Se expresa como porcentaje con respecto al lecho no expandido.

(b) Otro método consiste en colocar una serie de copas en una regla larga e introducir este aparato en el filtro durante el lavado. La copa más alta que contenga medio granular indicará la máxima expansión.

(c) Sumergir una luz dentro del filtro, hasta que apenas desaparezca en el agua, tal como se muestra en la figura 8-5. Esto indicará la profundidad adonde se encuentra la superficie del lecho filtrante. No debe usarse nunca un foco conectado a la corriente eléctrica normal de la planta.

La linterna de la parte superior puede reemplazarse por una pequeña linterna de pilas introducida en el extremo inferior del tubo, el cual debe hacerse estanco para evitar que las baterías entren en contacto con el agua y se dañen.

Rata de filtración: $14.2 \text{ M}^3/\text{M}^2/\text{hora}$

Expansión del lecho 50%

FILTRO N°1

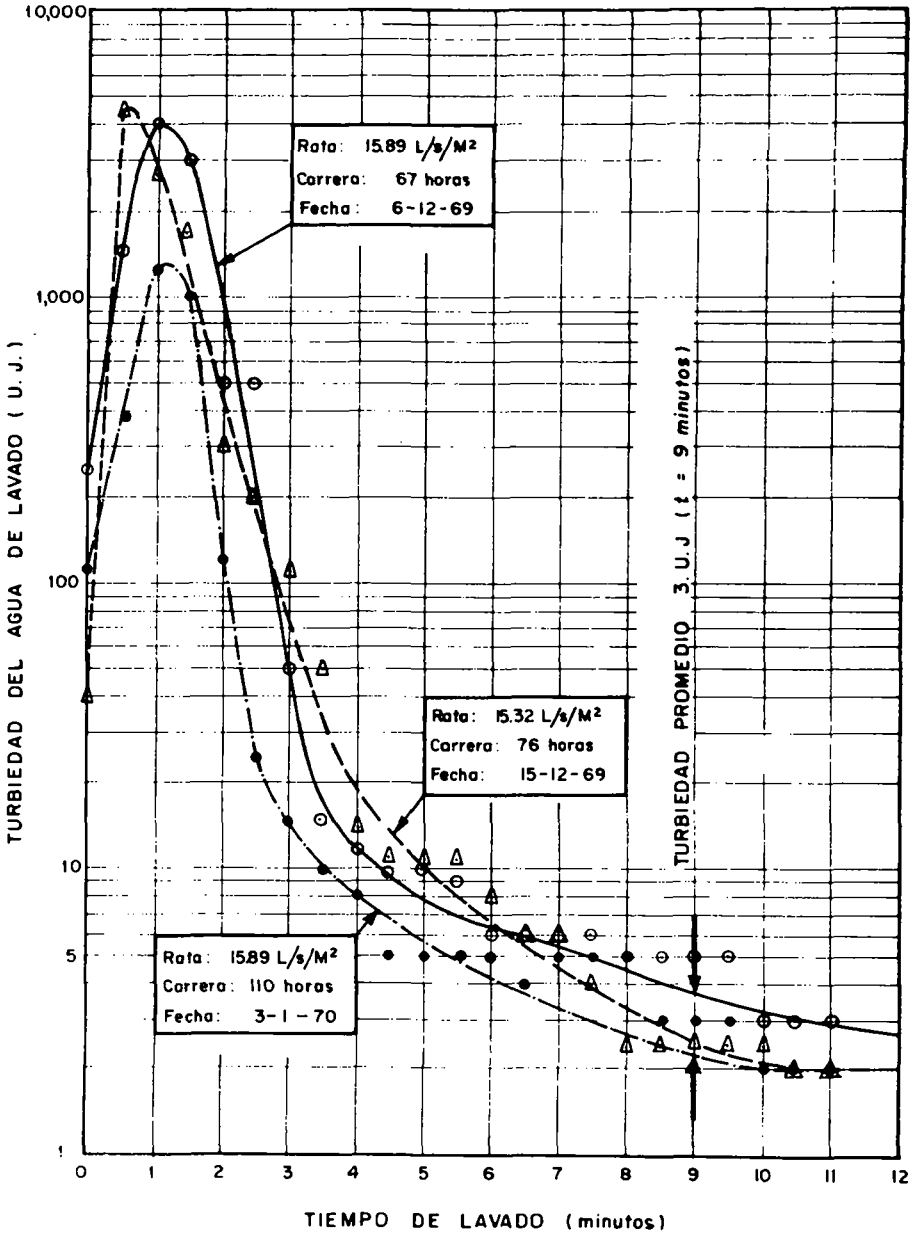


Fig. 9-4 Evaluación del lavado de los filtros

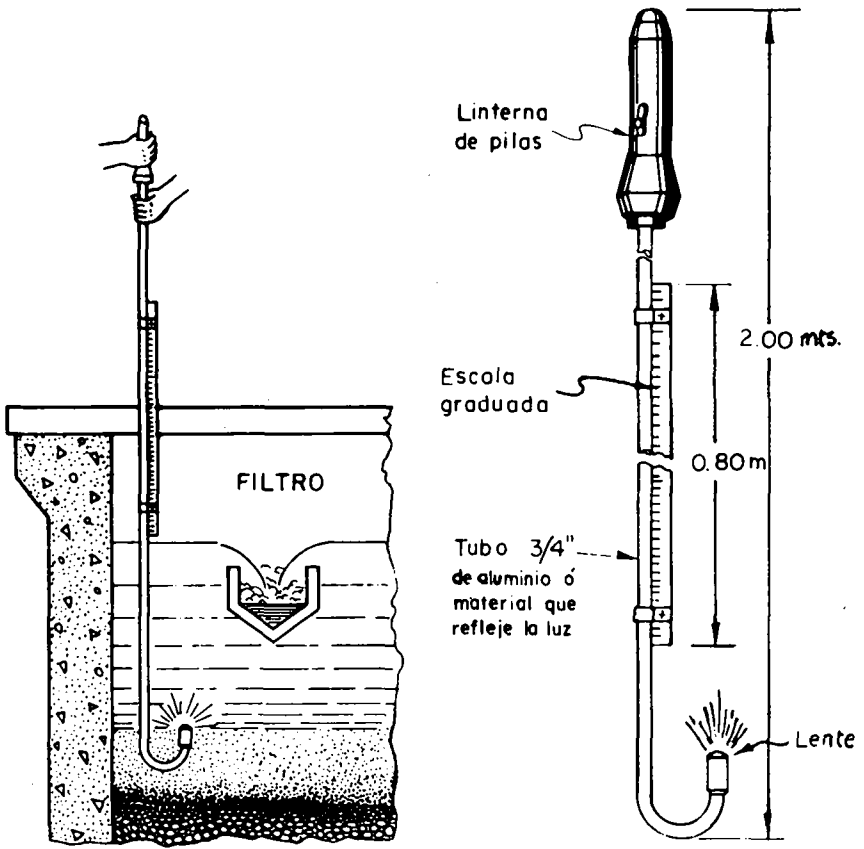


Fig. 9-5 Medidor de la expansión del medio filtrante

4. Desplazamiento de la grava

Ya sea por defectos hidráulicos del sistema de drenaje, o por los chorros de agua que se producen en la gravilla superior que soporta la arena (*), el lecho de grava con el tiempo se desplaza de su posición horizontal y toma una forma ondulada como la que se indica en el esquema de la figura 9-6.

A veces la superficie del lecho filtrante se ve también dispareja y en ocasiones con huecos hondos, señal de graves fallas en el sistema de soporte del material fino.

Para determinar la topografía de la grava, la forma usual es la de sondearla con una varilla metálica como la de la figura 9-7. Esta operación se puede hacer después del lavado normal de la unidad, bajando el nivel de agua por debajo de la superficie del

(*) Este tema ha sido discutido con amplitud anteriormente.



Aparato para medir la rata de flujo del filtro y la rata de lavado.



Aparato para medir la expansión de la arena durante el filtrado

lecho y clavando la sonda hasta que se toque la piedra. Se mide así la distancia entre el nivel del agua y la grava, en una serie de puntos formando una malla. Entre estos puntos se pueden trazar las curvas de nivel como muestra la figura 9-7. De esta manera se pueden encontrar los sitios en donde la grava se ha desplazado peligrosamente y preveer la reconstrucción del filtro antes de que se pierda demasiado medio filtrante.

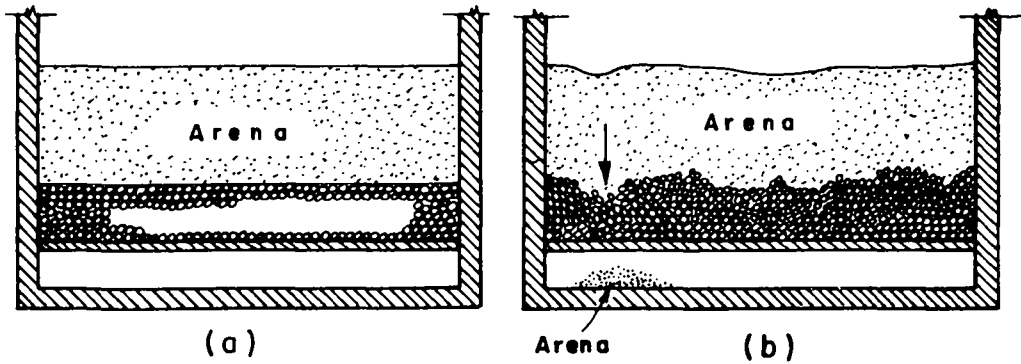


Fig. 9-6 Lecho filtrante recién colocado (a) y después de un cierto tiempo (b).

5. Trampa de arena

La trampa de arena es otra forma más simple que la anterior para poder detectar cuándo hay demasiado pérdida de medio filtrante y, por tanto, cuándo hay que reconstruir el lecho del filtro.

Se instala a la salida del tubo efluente en la galería del filtro, lo más cerca a la pared del mismo. Ver figura 9-8-b.

Consiste en un pequeño segmento de tubo de plástico acrílico o similar de 2" de diámetro interno y 10 cms de largo, atornillado a un tubo de 3/4" con sus válvulas como lo indica la figura 9-8-a. A cada filtro se le coloca su correspondiente trampa, la cual debe ser inspeccionada una vez por semana. Se anota la cantidad de material que se haya recolectado y se vacía.

6. Turbiedad inicial después del lavado

Inmediatamente después del lavado, la turbiedad del efluente es por lo general mucho más alta que más tarde, durante la carrera de filtración. Por eso una prueba muy fácil de efectuar consiste en tomar la turbiedad del agua filtrada durante los primeros 30 minutos después de abierta la válvula efluente, cada minuto los primeros 5 minutos y cada 5 minutos el resto del tiempo, obteniéndose una curva como la de la figura 9-9. Cuando la turbiedad alta persiste por más de 30 minutos es señal de que el proceso de filtración no se está realizando correctamente.

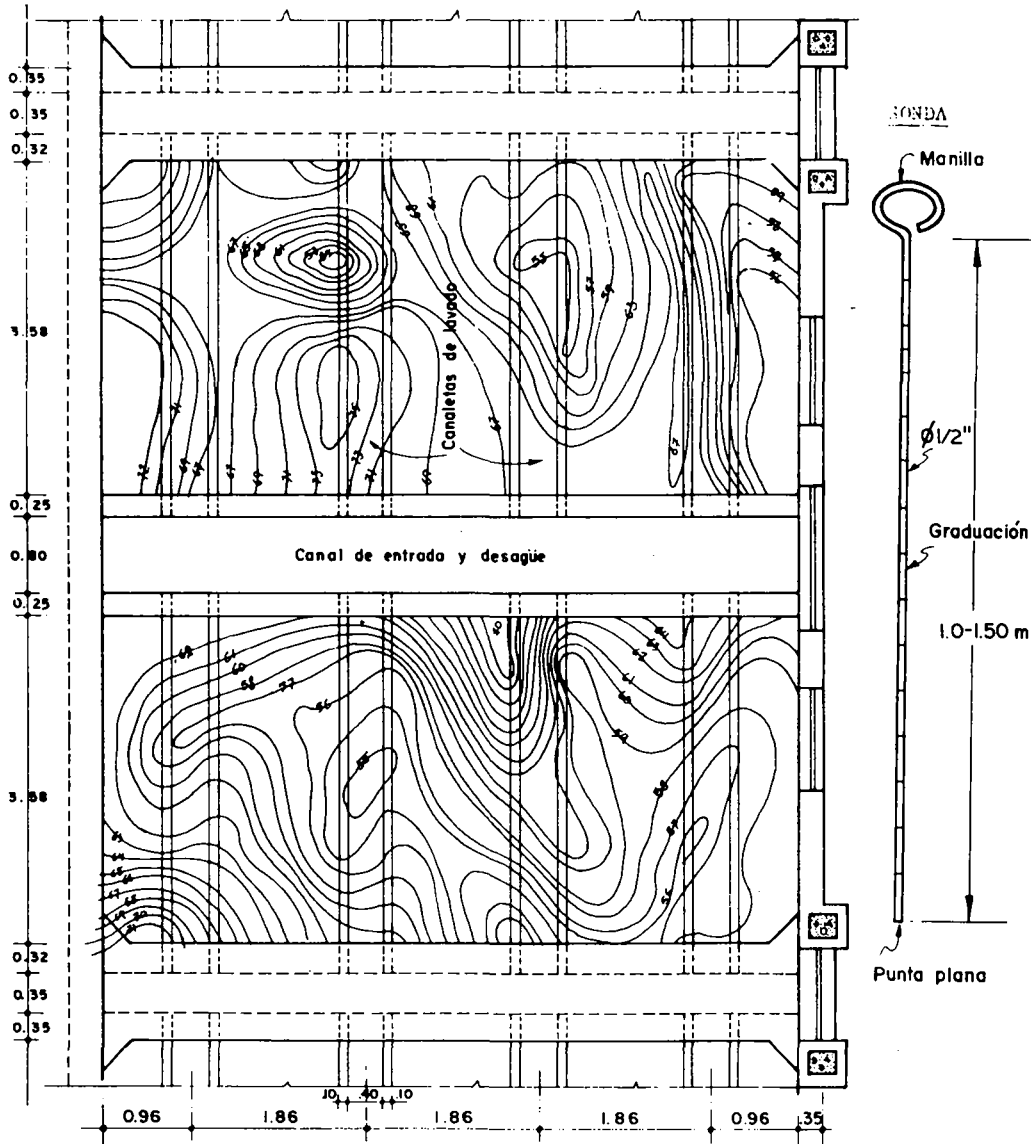


Fig. 9-7 Topografía de un lecho de grava de la planta de tratamiento de Quito.

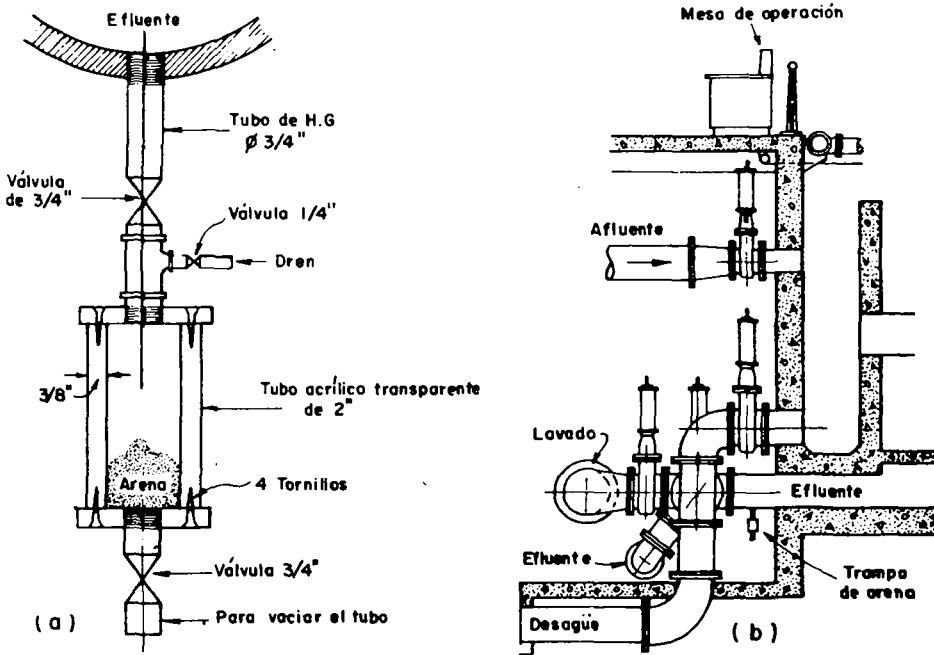


Fig. 9-8 Trampa de arena.

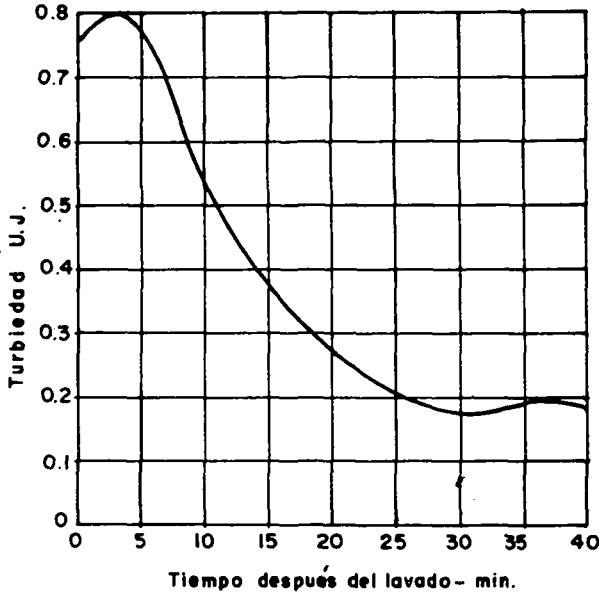


Fig. 9-9 Turbiedad efluente inmediatamente después del lavado

III. ANALISIS DEL MEDIO FILTRANTE

Generalidades

La obstrucción del lecho filtrante por masas endurecidas impermeables, formadas por la compactación del medio granular, es un problema bastante común y por tanto debe ejercerse vigilancia sobre él.

En especial cuando se usa arena de ± 0.5 de T.E., estos conglomerados o bolas de barro se acumulan en la superficie del lecho en los primeros 15 cms. De aquí la costumbre de diseñar un lavado superficial ya sea por medio de chorros fijos o de brazos rotatorios, como se explicó en otra parte.

Tales procedimientos pueden no ser efectivos cuando se emplean lechos dobles de arena y antracita, esta última con ± 0.8 mm de T.E. Las bolas de barro suelen penetrar a veces más de 15 cms y aún establecerse en la interfase arena-antracita.

En algunas plantas en que se usan ayudantes de filtración, se ha comprobado la formación de una costra resistente alrededor de las paredes del filtro, que sólo puede ser rota o desprendida con un elemento punzante.

Cuando las masas duras se forman profundamente en el lecho, el aumento de las velocidades de lavado suele ser contraproducente, pues por su mayor peso y tamaño éstas tienden a situarse cada vez más hondo dentro del filtro.

Se ha sugerido por eso el lavado subsuperficial con chorros fijos a 30-45 cms de profundidad. Su efectividad está aun por evaluarse.

De todas maneras la única forma de conocer el estado en que se encuentra el medio filtrante, es realizando periódicamente análisis del mismo.

2. Análisis de bolas de barro

Fue sugerido por Baylis (3) en 1937. El procedimiento puede describirse así:

- (a) Lavar el filtro como de costumbre
- (b) Inmediatamente dejar descender el nivel de agua por lo menos 20 cms por debajo de la superficie del lecho.
- (c) Clavar el muestreador descrito en la figura 9-10 en cuatro puntos seleccionados del filtro y extraerlo para obtener cuatro porciones representativas de la capa superior del medio granular.
- (d) Las porciones pueden ser vertidas en el mismo recipiente. Si el diámetro interno del tubo es de 3" (76 mm) y la altura de 173 mm, el volumen de cada muestra es de 250 cc y el de las cuatro de un litro. Es aconsejable calibrar el muestreador previamente.
- (e) En un balde lleno de agua se introduce un tamiz No. 10 (2.03 mm de abertura de malla) y se va colocando en ella porciones del material filtrante extraído. Se la zarandeja con suavidad sacudiendo la criba dentro del agua o golpeándola levemente por los lados, de tal manera que se desprenda el medio granular fino pero que queden retenidas las bolas de barro con diámetro mayor de 2 mm.

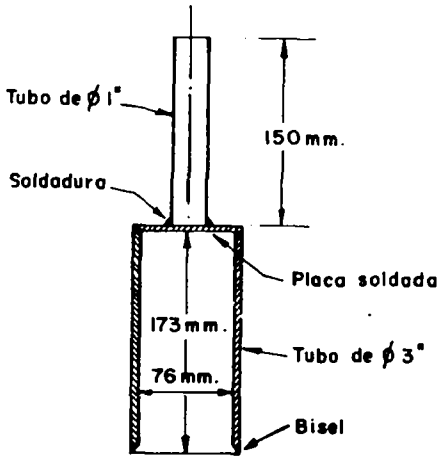


Fig. 9-10 Muestreador de bolas de barro.

(f) Las bolas de barro que se vayan obteniendo se dejan escurrir y se pasan a un cilindro graduado como indica la figura 9-11, al cual se le ha agregado cierta cantidad de agua con anterioridad. La cantidad de agua que se le pone al cilindro depende de la proporción de bolas de barro que se esperan.

(g) El aumento de volumen del agua en el cilindro será el volumen de las bolas de barro.

(h) Conocido este valor se puede hallar el porcentaje P de las bolas de barro retenidas. Así:

$$p = \frac{\text{Incremento de volumen en el cilindro} \times 100}{\text{Volumen de la muestra (1000 cc)}} = \frac{\text{Incremento}}{10}$$

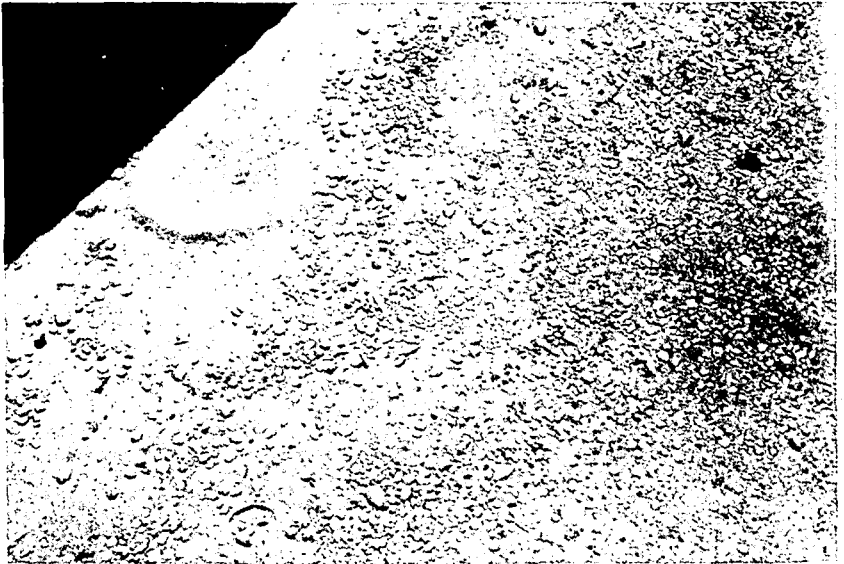
El resultado se interpreta de acuerdo con la tabla 9-2.

Tabla 9-2 Clasificación del estado de conservación de los lechos filtrantes

Porcentaje en volumen de bolas de barro	Calificación
0.0 a 0.1	Excelente
0.1 a 0.2	Muy bueno
0.2 a 0.5	Bueno
0.5 a 1.0	Regular
1.0 a 2.5	Deficiente
2.5 a 5.0	Malo
Sobre 5.0	Muy malo



Toma de muestras de bolas de barro en un filtro.



Bolas de barro en un filtro mal conservado.

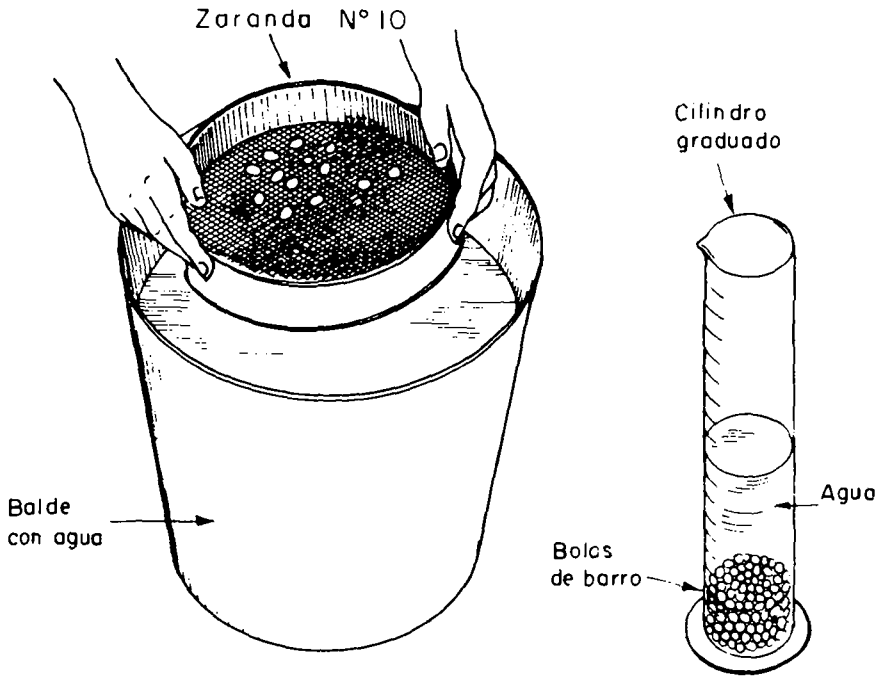


Fig. 9-11 Determinación de bolas de barro

Como medidas para solucionar las obstrucciones del medio filtrante se han sugerido los siguientes métodos:

(a) Mientras se mantiene agua de lavado a baja rata, se tamizan las capas superficiales del lecho filtrante con cribas de diámetro mayor que el de los granos de arena (por lo general se usa el de 1/4") para extraer en esta forma las bolas de barro de las capas superficiales. Este procedimiento no elimina las bolas pequeñas.

(b) Se hace un fuerte lavado superficial con agua proveniente de mangueras o chorros a presión, para producir una violenta agitación de los granos raspando al mismo tiempo la superficie con rastrillos metálicos. Luego se lava el filtro fuertemente.

(c) Algunos operadores prefieren colocar una élice en el extremo de un taladro corriente e introducirlo en la arena, mientras se lava el filtro, para producir una considerable turbulencia. Cuando se usa antracita este procedimiento no es recomendable.

(d) Puede hacerse un tratamiento químico al filtro con soda cáustica, cloro o sal común. La soda se usa en solución del 1 % ó 2 % disolviendo 5-10 kg. de dicha sustancia por cada m² de área filtrante cuando se ha dejado sólo unos 30 cms de capa de agua sobre ella. Luego se abre el desagüe hasta reducir la capa de agua a sólo 5 cms con el fin de que la sustancia penetre dentro del filtro. La solución de soda se deja por unas 12

horas, después se lava el filtro y se pone de nuevo en servicio.

Dejar el filtro durante 24 horas, cuyo flujo se ha suspendido, en contacto con 200-300 mg/lit de cloro, puede ser muy conveniente para acabar con el crecimiento de algas y materia orgánica que obstruyen el lecho.

El cloruro de sodio al 2 % es también útil para este propósito.

(e) Puede también picarse la superficie de la arena con un elemento punzante y lavar luego cuidadosamente el filtro.

(f) Si ninguno de los métodos anteriores da resultado, habría que sacar todo el lecho filtrante y aun la grava si fuera el caso, lavarlo, tamizarlo y volverlo a poner mezclándolo con material nuevo para reemplazar el que se haya perdido.

2. Granulometría del lecho filtrante

A medida que se va lavando repetidas veces un filtro, se va perdiendo el medio filtrante ya sea por las canaletas de lavado o por los drenes. Este problema es particularmente agudo cuando la planta apenas entra en funcionamiento, sobre todo si no se ha tenido la precaución de deshacerse de las partículas más finas o livianas.

De cualquier manera la granulometría del lecho cambia con el tiempo, en especial en la capa superior.

Resulta por eso en ocasiones pertinente analizar esta última capa y a veces la totalidad del lecho.

Lo primero puede hacerse usando para obtener la muestra el mismo aparato descrito en la figura 9-11. La muestra así obtenida se criba de la manera usual y los resultados se dibujan en papel semilogarítmico. Se ve así el diámetro prevaleciente de las partículas de la capa superior, el cual se compara con el que debería existir, de acuerdo con los análisis realizados cuando se instalaron los respectivos lechos filtrantes. Si los resultados son muy distintos, se puede pensar en agregar material fino al lecho, caso de que se vea que el comportamiento del filtro justifica la medida.

Este análisis es también útil cuando se nota una marcada disminución en la profundidad del medio granular debido a una excesiva velocidad de lavado, y se quiere restituirlo a sus primitivas especificaciones. Como lo que se ha perdido es el material más pequeño, el que se use para reemplazarlo debe tener iguales características. El agregarle material del mismo que se colocó inicialmente y que está compuesto de una variedad de tamaños, alteraría las especificaciones del lecho cambiando su diámetro efectivo y su coeficiente de uniformidad.

Tomar una muestra de la totalidad de las capas filtrantes, tal como está trabajando en realidad, puede ser particularmente instructivo cuando se usan medios duales o triples. En este caso se puede emplear un aparato como el que se muestra en la figura 9-12, el cual con un movimiento de percusión y rotación se puede introducir dentro del lecho. Una vez extraída la muestra se remueve la tapa y se determina el porcentaje de antracita y arena en cada capa.

Es muy útil observar el grado de intermezcla de los medios, y la estratificación de las capas de los distintos materiales. También podría realizarse análisis granulométrico de la muestra, si se considera necesario.

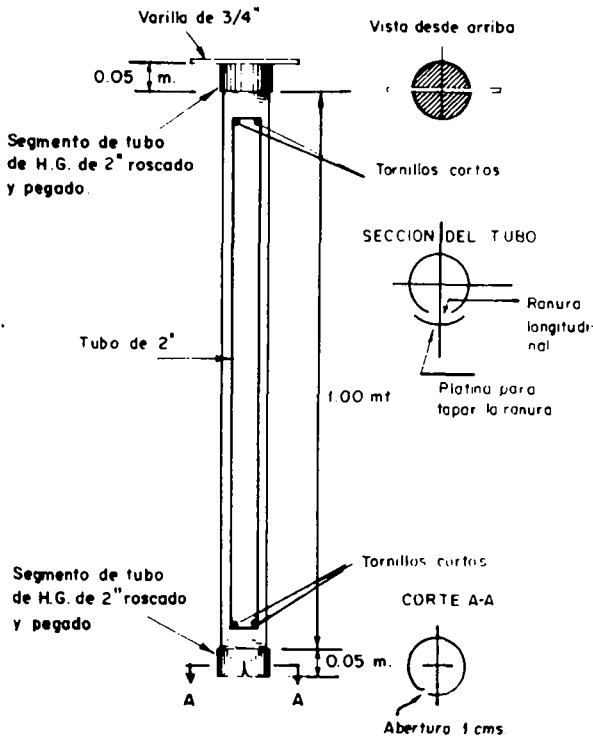


Fig. 9-12 Muestreador para medios filtrantes

3. **Peso específico**

La determinación del peso específico de una muestra de medio granular puede realizarse en la siguiente forma:

- (a) Secar la muestra del medio filtrante que se quiere analizar durante 24 horas a 103°C.
- (b) Pesar cuidadosamente una muestra de 150 grms y colocarla en un vaso de precipitado de 400 ml.
- (c) Añadir 100 ml de agua destilada y hervir durante 5 minutos a fin de expulsar el aire.
- (d) Pesar un matraz desecado de 250 ml.
- (e) Enfriar y llevar la muestra a ese matraz. Completar con agua destilada hasta la marca.
- (f) Pesar el agua más el matraz más la muestra de lecho filtrante. El peso específico será igual a:

$$S = \frac{\text{Peso de la muestra (150 grms)}}{\text{Volumen de la muestra}}$$

El volumen de la muestra es igual a:

$$V_m = V_a - V_b$$

V_a : volumen de la muestra + agua = 250 ml

V_b : volumen de agua desplazada

La secuencia de cálculo se ve en el ejemplo siguiente:

(a) Peso de matraz+ muestra + agua	441.4 grms.
(b) Peso de matraz solo	98.2 grms.
(c) Peso de muestra + agua (441.4 - 98.2)	343.2
(d) Volumen del agua (343.2 - 150)	193.2
(e) Volumen de la muestra (250 - 193.2)	56.8

$$\text{Peso específico} = \frac{150}{56.8} = 2.64$$

4. Porosidad

La porosidad del lecho filtrante debe determinarse de manera que sea indicativa de la que existe realmente en los filtros.

Desgraciadamente esta porosidad en la práctica no es constante, sino que cambia con la velocidad de lavado y con la de sedimentación de las partículas cuando se suspende el flujo ascensional. Se considera que varía entre 42-44 % para arena y entre 50-55 % para antracita. Existen dos métodos para analizarla: el de Hulbert y Feben y el de Baylis (3). El primero puede describirse así:

(a) Colocar 150 grms de arena en un tubo de Jackson de 0.75 m de largo, 2.8 cms de diámetro y llenarlo hasta la mitad con agua. La muestra debe haberse lavado previamente para eliminar toda la tierra o el polvo que puede contener.

(b) Agitar a fin de extraer el aire

(c) Si el agua está turbia, decantar repetidamente hasta que se clarifique.

(d) Llenar el tubo completamente con agua y colocarle un tapón de goma de modo que no quede burbujas de aire adentro.

(e) Rotar el tubo rápidamente 180°.

(f) Cuando la arena se sedimente en el fondo del tubo, rotarlo de nuevo rápidamente 180° y colocarlo en un soporte a fin de que permanezca verticalmente y sin perturbaciones.

(g) Marcar en el tubo con un lápiz especial, el borde superior de la arena.

(h) Remover la arena y el agua del tubo.

(i) Añadir agua hasta la marca que se hizo en el tubo y medir este volumen en un cilindro graduado.

La porosidad en porcentaje será igual a:

$$P = \frac{\text{Volumen de vacíos}}{\text{Volumen de la muestra}} \times 100$$

El volumen de vacíos puede hallarse por la diferencia entre el volumen medido en el cilindro graduado (Volumen total) menos el volumen de la muestra (peso de la muestra, 150 grms dividido por su peso específico*)

La secuencia de cálculo se puede ver en el ejemplo siguiente:

(a)	Volumen total hasta la marca hecha en el tubo de Jackson	111.9 cc
(b)	Peso de la muestra	150 gm
(c)	Peso específico de la muestra (medido previamente)	2.64
(d)	Volumen de la muestra $\frac{150}{2.64}$	56.8
(e)	Volumen de vacíos $111.9 - 56.8$	55.1
(f)	Porosidad $\frac{55.1}{111.9} \times 100$	49.4

La objeción que Baylis hace a este método es la de que no se tiene en cuenta la profundidad real del lecho y que en consecuencia no representa la porosidad que existe en el filtro.

Sugiere por eso colocar suficiente muestra del material granular en un tubo de plástico o vidrio (2" de diámetro) como para que alcance una altura de 60 cms (24"), o sea alrededor de 1.000 gm de arena ó 600 gm de antracita. La muestra debe ser previamente desecada y pesada.

Este medio filtrante se lava con flujo ascendente hasta producir una expansión del 50 % y luego se deja asentar lentamente. Se procede enseguida como en el caso anterior en los pasos g, h, i. El cálculo de la porosidad es también similar. La porosidad hallada en esta forma es de 1 a 2 % menor que la encontrada con el método de Hulbert y Feben.

5. Dureza

La determinación de la dureza del material filtrante es útil principalmente cuando se usa antracita como medio. Se puede realizar empleando la escala de Moh o por resistencia a la abrasión.

La conocida escala de Moh clasifica a los minerales por la capacidad que cada uno tiene para rayar a otro o dejarse rayar por él. Según esta propiedad la clasificación de dureza es la siguiente:

Material	Clasificación
Talco	1
Yeso	2
Calcita	3
Fluorita	4
Apatita	5
Ortoclasa	6
Cuarzo	7
Topacio	8
Corindón	9
Diamante	10

(*) Peso específico encontrado como se detalla en el punto 4 de este capítulo.

La antracita se especifica con dureza mayor de 3, esto es, que debe poder rayar a la calcita. La arena con dureza de 7, esto es, que debe poder rayar a la ortoclasa.

La dureza puede también obtenerse determinando el porcentaje que se pierde por abrasión durante el lavado. Para ello se colocan 500 grm (debidamente desecados a 103°C durante 24 horas y pesados) del material filtrante que se quiere analizar en un tubo de vidrio o plástico transparente de 2". Se inyecta por el fondo un flujo suficiente para expandir el lecho un 30 % y se conserva dicho flujo por 60 horas.

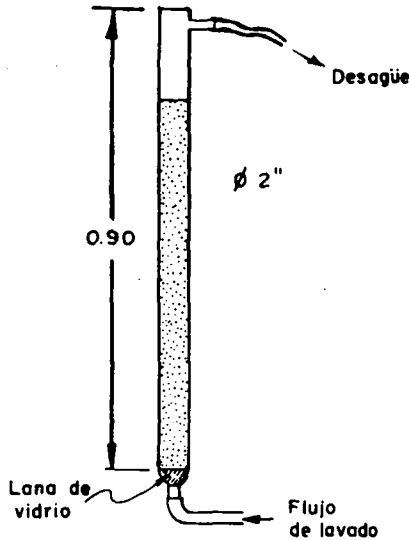


Fig. 9-13 Aparato para medir la dureza de un material granular

Se saca el medio filtrante, se le deseca durante 24 horas a 103°C y se lo pesa de nuevo. La diferencia de peso será el peso del material perdido por abrasión. El porcentaje D de pérdida será:

$$D = \frac{500 - W_c}{500} \times 100$$

Donde W_c = peso después de 60 horas de lavado.

Cuando el material es arena, D debe ser despreciable. Cuando es antracida no debe ser mayor del 1 % y preferentemente menor de 0.5 %. Esto impone la restricción de que no más de 5 grm puede perderse durante 60 horas de lavado (muestra de 500 grm), lo que equivale a permitir un 1 % anual de pérdida de lecho filtrante, si éste se lavara cada 24 horas por 10 minutos.

6. Solubilidad en ácido clorhídrico

La solubilidad en ácido clorhídrico del medio filtrante se determina así:

(a) Lavar una muestra de 10 grm con agua destilada, desecarla a 103°C durante 24 horas y pesarla.

(b) Sumergirla en solución de ácido clorhídrico (HCl) al 40 % (al volumen) preparado diluyendo 4 volúmenes de HCl (peso específico 1.18 - 1.20) con 10 volúmenes de agua destilada.

(c) Dejar la muestra así durante 24 horas a temperatura de 18 a 20°C.

(d) Sacarla, lavar en agua destilada, desecar y pesarla de nuevo.

El porcentaje de solubilidad será:

$$\% \text{ Solubilidad} = \frac{\text{Pérdida de peso}}{\text{Peso original}} \times 100$$

La arena debe tener una solubilidad menor del 5 % y la antracita no debe tener ninguna o despreciable.

IV. EFICIENCIA DE LOS FILTROS

Generalidades

La determinación de la eficiencia de los filtros puede hacerse de varias maneras, las más comunes de las cuales y que vamos a estudiar son: (a) Medida de la turbiedad efluente, (b) Control del número de partículas, (c) Medición del aluminio residual en el efluente, (d) Tapón de algodón y (e) Filtración en filtros pilotos.

Ninguno de estos métodos describe la totalidad del proceso. Por eso es útil disponer de varios procedimientos para poder estimar con más seguridad el trabajo que están realizando los filtros.

Medición de la turbiedad del efluente

(a) Definición

La medición de la turbiedad del efluente del filtro es el método más común de evaluar su eficiencia.

Sin embargo, existen una serie de problemas, bastante complejos y por desgracia no bien definidos, relacionados con la determinación de turbiedades pequeñas menores de 5 U.J., como la que se presenta en las aguas clarificadas.

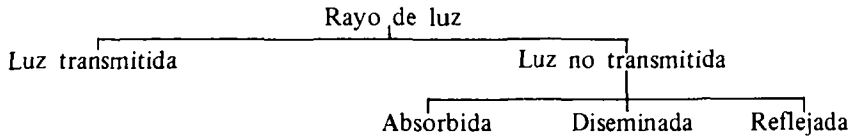
La turbiedad es la propiedad óptica que tiene una sustancia transparente líquida o sólida, de diseminar (*) en todas direcciones la luz que pasa por ella.

Esta definición implica una interrelación entre b) la luz incidente y c) la sustancia diseminante.

(*) Emplearemos la expresión diseminar o diseminación de la luz, para describir el fenómeno asociado con la turbiedad, reservando el término dispersar o dispersión, para el fenómeno de la separación por refracción de los rayos constituyentes de un haz de luz no homogénea al atravesar un prisma.

(b) **Luz incidente**

Al entrar un rayo de luz en una suspensión coloidal (agua turbia), una parte pasa por ella sin ser disturbada, y la otra parte puede ser absorbida, diseminada o reflejada por las partículas presentes.



La luz se puede considerar como energía radiante que viaja en línea recta con movimiento ondulatorio. Al golpear a un átomo de una partícula, pone en vibración su carga eléctrica, la cual oscila con la misma frecuencia λ de la luz incidente I_0 , induciendo una emisión de luz llamada, luz diseminada I_D . Véase la figura 9-14.

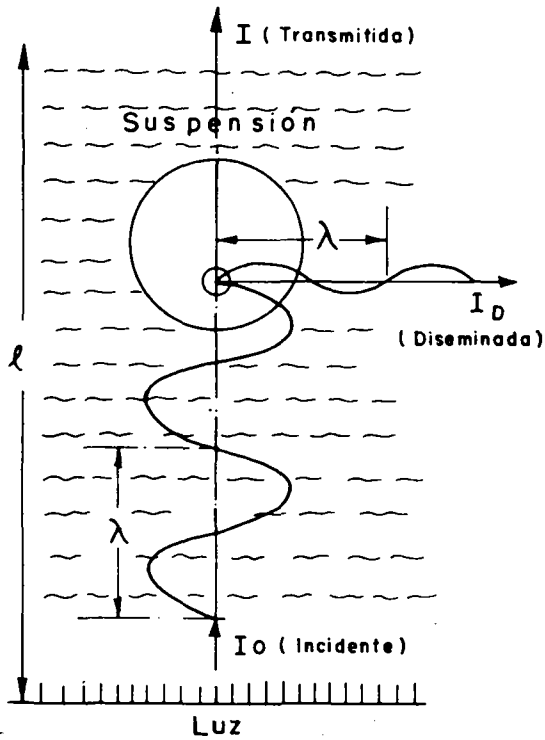


Fig. 9-14 Luz incidente, diseminada y transmitida.

La luz transmitida será: $I = I_0 - I_D$ cuando no hay luz absorbida. Si hay luz absorbida, $I = I_0 e^{-kl}$, en donde e = base de logaritmos naturales, k = coeficiente de absorción y l = espesor de la suspensión. La luz reflejada sólo se presenta cuando hay partículas muy grandes, y en el problema que nos ocupa podemos ignorarla. Ahora bien, los movimientos ondulatorios se pueden combinar, lo cual produce interferencias. Si dos ondas de luz de igual amplitud están en fase (cresta sobre cresta) sus amplitudes se suman, como muestra la figura 9-15. Si están fuera de fase (cresta sobre seno), se restan o cancelan; y si existe solamente un desfaseamiento (cresta sobre una parte de seno), aparece una onda resultante de la amplitud intermedia.

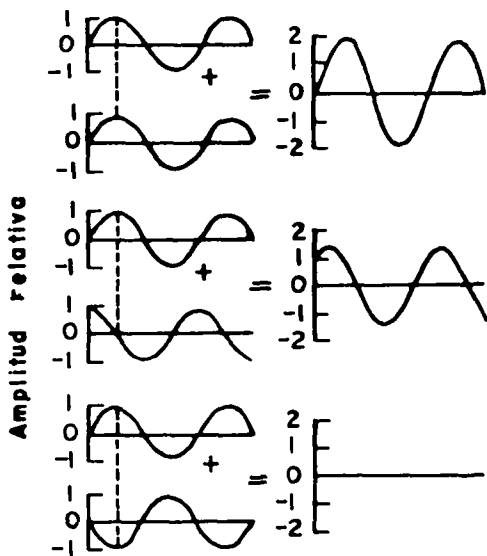


Fig. 9-15 Interferencia de ondas

Por tanto, al haber una variedad de ondas luminosas de diferente amplitud y/o frecuencia, el problema se vuelve bastante complicado, pues una onda puede destruir a otra o sumarse con ella. Además al chocar un rayo de luz contra un átomo de una partícula de la suspensión, ésta emite una onda que choca contra otro átomo de la misma partícula. Las ondas resultantes se combinan según estén en fase o fuera de fase y pueden chocar con nuevos átomos. De modo que la luz diseminada o transmitida no es una función lineal de la luz incidente. Ver la figura 9-16.

Como la turbiedad es la que produce la diseminación de la luz, debe considerarse a aquélla como la interacción de un conjunto de ondas actuando sobre un conjunto de

átomos y partículas, sin relación directa con la concentración de la suspensión.
 Sólo cuando la luz pasa por un líquido ideal homogéneo, no se produce diseminación ninguna del rayo luminoso y por tanto la turbiedad es cero.

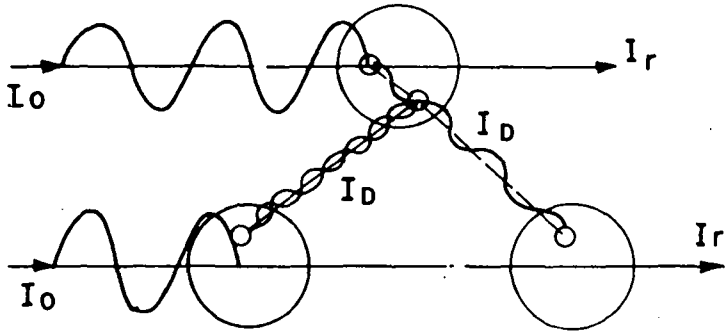


Fig. 9-16 Esquema simplificado de interferencia y diseminación de la luz

Cualquier alteración del medio, ya sea en el índice de refracción o en la densidad, producirá cambios en la proporción de I_D/I_0 .

Matemáticamente, la turbiedad se puede definir como el logaritmo natural de la disminución de la intensidad luminosa, al pasar un rayo de luz a través de un medio de espesor l , como se definió en el capítulo II, así:

$$\tau = \frac{1}{l} \ln \frac{I}{I_0} \quad (9-2)$$

(c) Medio diseminante

El número, concentración y masa de las partículas así como su tamaño, forma e índice de refracción, influyen la turbiedad aparente de una suspensión.

1. **Número de partículas:** En suspensiones monodispersas ideales, en que cada átomo se considera un diseminante único, el número de partículas es siempre proporcional a la turbiedad. En cambio en el caso corriente de suspensiones polidispersas, el problema es más complejo, debido a la interferencia entre las distintas ondas diseminadas. Si la partícula es pequeña comparada con la longitud de onda de la luz, esto es cuando su tamaño es menor que $1/20$ de la longitud de onda λ , las amplitudes pueden considerarse aproximadamente aditivas y la luz diseminada se hace proporcional al número de partículas N presentes, a su masa m , y a su volumen V , así:

$$\frac{I_D}{I_0} = f(N) \quad (9-3)$$

$$\frac{I_D}{I_0} = f(m^2) \quad (9-4)$$

$$\frac{I_D}{I_0} = f(v^2) \quad (9-5)$$

Esta propiedad puede usarse para determinar la concentración de una solución, comparándola con la turbiedad de otra solución de concentración conocida. La concentración es igual a $NV\rho$, en donde ρ es la densidad de las partículas.

Cuando las partículas en cambio son de escala mayor de $\lambda/20$, la luz diseminada no puede considerarse como función lineal del número de ellas o de su concentración. Esta es la razón por la cual la turbiedad no se expresa hoy día en términos de ppm o mg/lt, sino en unidades Jackson o de formazin, cuya definición veremos más tarde.

2. **Tamaño de las partículas:** El tamaño de las partículas influencia también la cantidad de luz diseminada y el ángulo en el cual se produce mayor diseminación. Para partículas pequeñas en que el diámetro es mucho menor que la longitud de la onda luminosa ($d \ll \lambda$), la luz total diseminada es proporcional a $1/\lambda^4$ y por tanto cualquier variación, aún la más pequeña, en el tipo de luz incidente, producirá una diferente lectura de la turbiedad, puesto que I_0 varía con la cuarta potencia de λ para el mismo diámetro. Cuando el tamaño de las partículas se acerca a la longitud de la onda luminosa ($d \simeq \lambda$) se produce la máxima diseminación de la luz incidente y la intensidad I_D varía en relación a $1/\lambda^2$. La lectura de la turbiedad es también bastante afectada por el tipo de luz incidente.

Cuando, por último, el diámetro de las partículas es mayor que la longitud de onda ($d > \lambda$), la luz diseminada es inversamente proporcional al radio de la partícula. Cuanto más grande es la partícula menos luz disemina.

De lo anterior se deduce que si se usa luz blanca, compuesta de diferentes longitudes de onda, cada partícula de la suspensión diseminará distinta cantidad de luz, según sea su tamaño en relación con la longitud de la onda luminosa que recibe. Si se cambia la luz blanca por la luz amarilla de una vela, el fenómeno se presentará en forma diferente. Por otro lado, el ángulo en el cual se produce la máxima diseminación, es función también del tamaño de la partícula.

Cuando la partícula es grande con diámetro mayor de $\lambda/20$, disemina mucho más luz en la dirección de I_0 que a 90° de ella. Cuando la partícula es pequeña, en cambio, ($d < \lambda/20$) disemina más luz a 90° que en la dirección de la luz I_0 . Ver la figura 9-17.

Por tanto, si se mide la turbiedad de un agua sedimentada, que suele contener una mayor proporción de partículas grandes, se encontrará que a 15° las lecturas son mayores que a 90° . Lo contrario sucede si se mide la turbiedad de un agua filtrada que contiene partículas muy pequeñas. A 15° las lecturas serán iguales o tal vez ligeramente mayores que a 90° . Véase la figura 9-18.

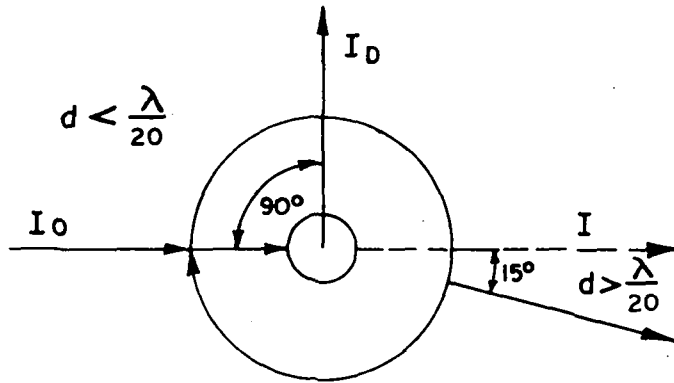


Fig. 9-17 Angulo de la máxima diseminación de la luz.

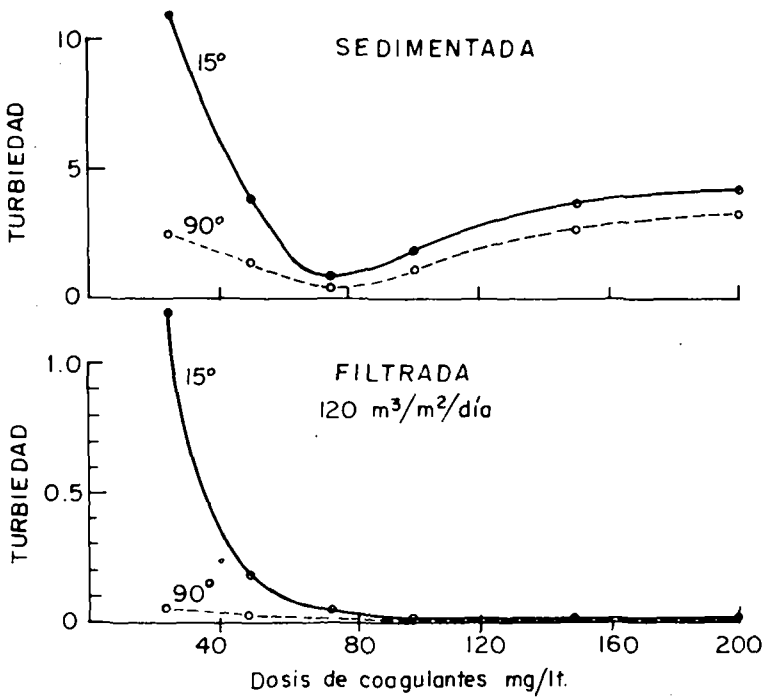


Fig. 9-18 Turbiedad de una muestra de agua negra sedimentada y filtrada (según S. Hannah)

3. **Índice de refracción:** El índice de refracción de las partículas θ y el del líquido θ_0 , influencia la relación entre la luz incidente I_0 y la luz diseminada I_D . Esta relación según Mysels (26) puede expresarse así:

$$\frac{I_D}{I_0} = f(\theta - \theta_0)^2$$

Por tanto las variaciones de θ_0 del líquido de la suspensión, afectan la lectura de las turbiedades en proporción al cuadrado de dicha variación. Es por eso importante cuando se hace su medición, mantener el agua libre de burbujas de aire, pues éstas tienen un índice de refracción diferente al del líquido que las rodea. El material de que están hechas las celdas en donde se coloca la muestra y el grado de limpieza o transparencia de ellas también influyen, por la misma razón, las lecturas que se observen en el turbidímetro.

(d) **Turbidimetría**

Generalidades: La medida de la turbiedad se puede hacer con un variado tipo de aparatos. Hannah (13) menciona hasta 14, a saber:

- (a) Turbidímetro de Jackson
- (b) Turbidímetro Hellige
- (c) Microfotómetro de diseminación absoluta de la luz
- (d) Comparador de pequeño ángulo
- (e) Turbidímetro de Hach, modelo 2100
- (f) Turbidímetro Hach, modelo 1860
- (g) Turbidímetro Hach para bajas turbiedades
- (h) Turbidímetro Sigrist
- (i) Turbidímetro Hach de diseminación superficial
- (j) Turbidímetro Foxboro
- (k) Analizador Excello Fluid
- (l) Turbidiphot
- (m) Totamitor
- (n) Bailey Meter

Los anteriores turbidímetros podrían clasificarse en dos grandes grupos generales: los *fotoímetros de transmitancia* y los *fotoímetros nefelométricos*. Cualquiera de ellos puede ser de comparación visual o de celda fotoeléctrica.

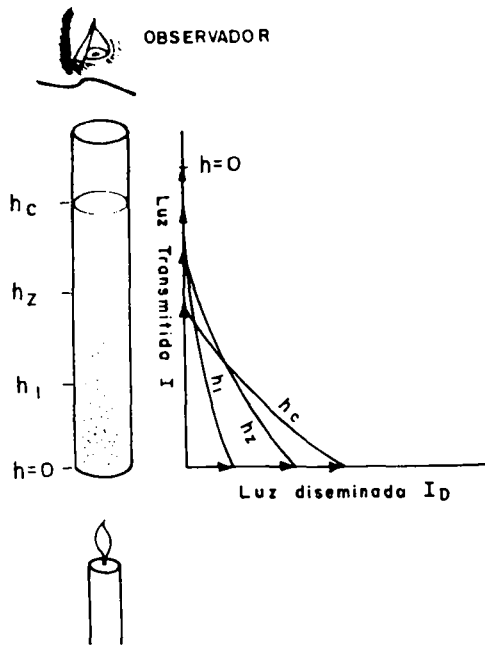
1. **Fotómetros de transmitancia - Turbidímetro de Jackson:** El más conocido de todos y que ha servido de patrón para establecer la escala de turbiedad más comúnmente usada, es el turbidímetro de Jackson. Consiste en un tubo largo, iluminado por el fondo por una vela, en el cual se va vertiendo el agua de la muestra hasta que desaparezca la imagen de la llama. En este tipo de turbidímetro, lo que se observa es la transmitancia (intensidad transmitida I), la cual va disminuyendo a medida que I_D va aumentando con la profundidad. Llega un momento en que la luz transmitida es igual a la luz diseminada ($I = I_D$) y la imagen de la llama se transforma en un resplandor difuso. En este momento se mide la altura del agua en el tubo y se la relaciona con la turbiedad.

Esta relación se la halló inicialmente haciendo suspensiones de determinada concentración de tierra de Fuller y colocándola en el turbidímetro de Jackson.

Se determinó así que cuando la imagen de la llama desaparecía con sólo 2.3 cm de altura del agua en el tubo, la concentración era aproximadamente de 1.000 mg/lit y, en cambio cuando dicha altura era de 72.9 cms, la concentración era de 25 mg/lit. Las alturas intermedias se dividieron proporcionalmente comparándolas con otras concentraciones. Sin embargo, dicha proporcionalidad se vio que no se mantenía en todos los casos ni se podía duplicar, aún cuando se usara la misma tierra de Fuller, lo cual resulta obvio si se tiene en cuenta la complejidad del fenómeno, tal como se explicó anteriormente.

Se estableció entonces, por definición, una escala llamada escala de turbiedad Jackson, dividida en Unidades Jackson (U.J.), que relaciona las alturas del agua en el tubo con cierto número de unidades (U.J.). Esta es la escala comúnmente usada hoy en día.

Este tipo de turbidímetro sólo puede utilizarse para valores mayores de 25 U.J. Para valores entre 25 U.J. y 5 U.J., se pueden preparar patrones con disoluciones apropiadas de turbiedad conocida.



9-19 Variación de I_D , I en un turbidímetro de Jackson

Como para valores menores de 5 U.J. la intensidad de la luz transmitida I disminuye tan poco con la altura, la turbiedad sólo se puede determinar observando la intensidad de la luz diseminada I_D , método que describiremos luego.

2. **Turbidímetro Hellige:** Otro fotómetro de transmitancia de uso corriente es el que presenta la figura 9-20.

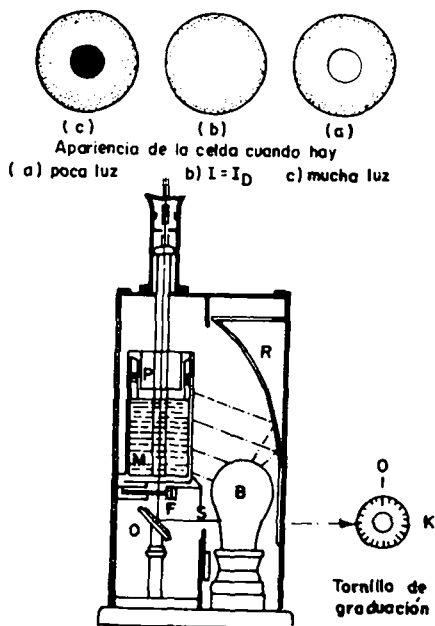


Fig. 9-20 Turbidímetro Hellige

En este modelo la altura del agua de la muestra es constante, lo que se varía es la intensidad de la luz incidente I_0 , producida por el foco B y reflejada por el espejo O, abriendo o cerrando el diafragma S, con un tornillo apropiado o insertando un filtro F, debajo de la celda M. Un pistón transparente P mantiene el nivel estable y permite al mirar a través de él, comparar la luz transmitida con la luz diseminada. Cuando ambas son iguales, el punto oscuro central desaparece ($I = I_D$). En ese momento se lee la graduación que se observa en el tornillo k, y se entra a las curvas de calibración donde se puede encontrar la turbiedad correspondiente.

La dificultad con este tipo de fotómetros es la de que la determinación del punto crítico (cuando desaparece la mancha oscura) depende del criterio del observador. Esto es tanto más cierto cuanto más baja sea la turbiedad que se mide, y por tanto su precisión para lecturas menores de 1.5 U.J. es cuestionable. Por otra parte, los valores obtenidos en este turbidímetro y el de Jackson no necesariamente coinciden.

3. **Luz sumergida:** Un sistema para detectar bajas turbiedades, es el de introducir un foco de 100 vatios de luz blanca, en el fondo del tanque de aguas claras como indica la

figura 9-21. Esto permite en forma fácil y económica una estimación más cualitativa que cuantitativa de la calidad del efluente.

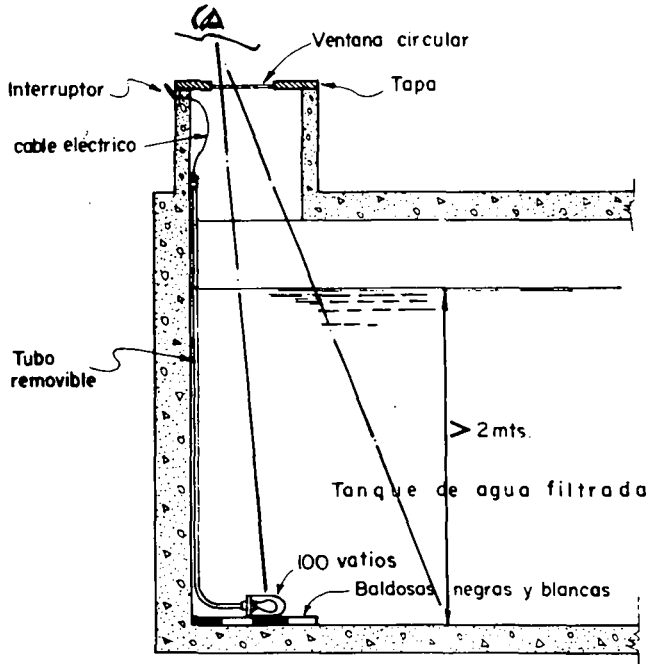


Fig. 9-21 Luz sumergida

Cuando ésta desmejora, se pueden observar las nubes de partículas que presentan un efecto Tindall con la luz incidente. La luz debe colocarse en un sitio donde el agua filtrada esté en reposo y haya una profundidad lo más grande posible (3.0 m o más). Deben dejarse facilidades para extraer el foco sumergido cuando se funda.

4. **Patrones de turbiedad:** También se pueden detectar bajas turbiedades preparando patrones y calibrándolos con un turbidímetro sensitivo.

Los patrones se pueden preparar entre otras cosas, con tierra de Fuller o diatomáceas y con formazin.

La tierra de Fuller o diatomáceas no tiene un tamaño normalizado de partículas, de manera que dos suspensiones con la misma concentración pueden tener diferentes turbiedades.

De acuerdo con los Métodos Normales, los patrones de tierra de Fuller se hacen agregando 5 grm de dicho material en un litro de agua, dejando reposar la suspensión por

24 horas y extrayendo el sobrenadante, al cual se le mide la turbiedad en un fotómetro adecuado. Se pueden preparar las diluciones que se desee en tubos de Nessler (*).

Cuando se usa patrones de formazin, se mezclan volúmenes iguales de sulfato de hidrazina (hidrazine sulfate) compuesto al 1 % con tetramina hexametileno (tetramine hexamethylene) al 10 % , ambos disueltos en agua destilada.

Se deja reposar la suspensión por 24 horas a $25^{\circ}\text{C} \pm 3$, y luego se diluyen con agua destilada para preparar la concentración que se necesita.

Un volumen de formazin, mezclado con 99 volúmenes de agua destilada produce una turbiedad de 40 U.J.

Con estas sustancias químicas se obtiene una suspensión mucho más estable, que con la tierra de Fuller o de diatomeáceas.

Para comparar los patrones se puede recurrir a aparatos como los indicados en la figura 9-22, que pueden ser fabricados localmente.

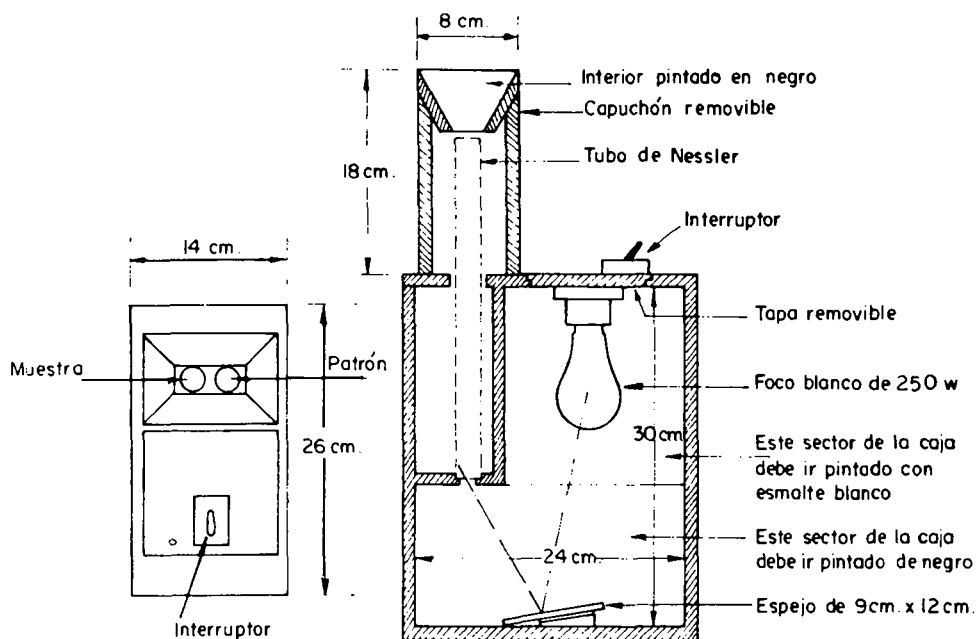


Fig. 9-22 Comparador de turbiedades

La muestra de agua se coloca al lado del patrón de turbiedad conocida, usando la misma iluminación para ambos, la cual entra con un ángulo pequeño por el fondo sin que en ningún momento se vea en forma directa la luz del foco.

(*) Para mayores detalles sobre la preparación de patrones ver: Charles R. Cox, Operación y Control de Procesos de Tratamiento de Agua - Organización Mundial de la Salud, Monografía N° 49 (1964).

Para evaluar la eficiencia de la filtración se puede preparar en tubos de Nessler de 50 ml., patrones de 0.1, 0.3, 0.7, 1.0, 2.0 U.J. con sulfato de hidrazina y tetramina, los cuales se mantienen tapados y sólo se destapan en el momento de ponerlos en el comparador para evitar que se alteren. Cada semana debe volverse a preparar nuevos patrones.

5. **Fotómetros nefelométricos:** Los fotómetros nefelométricos miden la cantidad de luz diseminada por la muestra de agua, y las comparan con la de una concentración conocida. Es generalmente un sistema más confiable y preciso que el explicado anteriormente. Como al medir bajas turbiedades las intensidades luminosas que se observan son muy pequeñas, se recurre por lo general a sistemas electrónicos para evaluarlas, lo que resulta mucho más exacto que la comparación visual.

Este tipo de turbidímetros constan básicamente de cinco partes:

(a) Fuente de luz, (b) Concentrador de la luz, (c) Muestra de agua, (d) Celda fotoeléctrica y (e) Escala graduada. Véase la figura 9-23.

La celda fotoeléctrica está colocada por lo común a 90° , y es la que acciona la aguja de la escala que marca la turbiedad en unidades Jackson directamente.

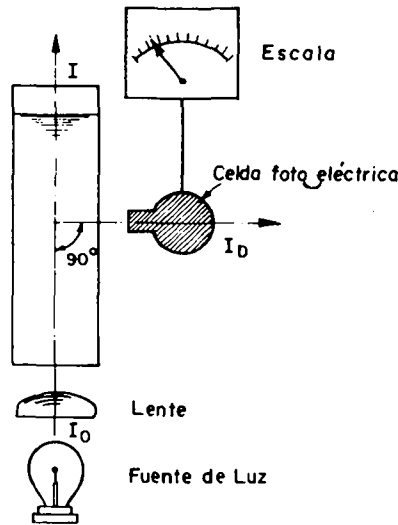


Fig. 9-23 Turbidímetro fotoeléctrico de diseminación

La ventaja de los fotómetros con fotocelda del tipo descrito, está en que las determinaciones no se basan en el criterio del observador, como en los de transmitancia. Pueden además detectar bajos valores, algunos hasta 0.01 U.J., lo que resulta muy útil para evaluar la eficiencia del proceso de filtración.

También se pueden construir fotómetros de diseminación como el que se esquematiza en la figura 9-24, para usarlo con suspensiones patronadas en forma similar a la descrita en el punto 4.

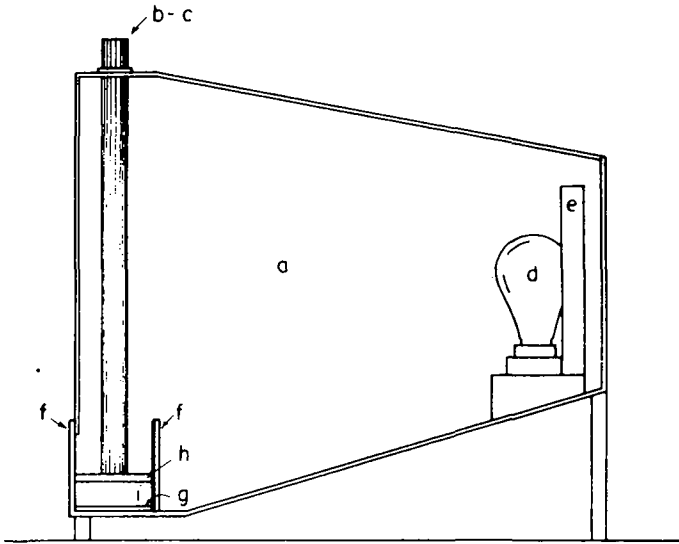


Fig. 9-24 Turbidímetro de Baylis.

En un extremo de la caja de madera pintada de negro, se colocan dos tubos de Nessler: uno (c) con la suspensión patrón y el otro (b) con la muestra. La luz la suministra un foco de 250 w (d) la que es reflejada por el espejo (e). Alrededor de la base en los cuatro lados (f) hay láminas pintadas de azul cobalto y el fondo se pinta con esmalte blanco opalino, lo que hace que la muestra adquiera un tinte azulado. Esto facilita la comparación de la intensidad luminosa diseminada por la muestra, con la de la suspensión patrón.

6. **Monitores de turbiedad:** Un gran avance en el control de la calidad del agua filtrada, ha sido la introducción del uso de monitores de turbiedad.

Se entien de por tales, los fotómetros capaces de mantener un registro permanente de la turbiedad, de manera que en cualquier instante se puede conocer el valor de ésta y en algunos casos hacer sonar una alarma o prender una luz, cuando exceda de determinado límite.

En los últimos diez años, este equipo se ha venido usando cada vez más extensamente en los Estados Unidos y Europa. Es un valioso auxiliar en la operación de las plantas de tratamiento.

Los monitores pueden montarse para:

- (a) Registrar permanentemente la turbiedad del agua cruda.
- (b) Registrar la turbiedad del agua sedimentada antes de ingresar a los filtros.
- (c) Registrar la turbiedad del efluente. Esta es tal vez su aplicación más importante.

Existen una variedad de aparatos: unos sirven para controlar altas turbiedades (agua cruda), otros muy sensibles para detectar bajas turbiedades (agua filtrada) y por último algunos son sensibles tanto a altas como a bajas turbiedades.

Uno de ellos, que se incluye a manera de ejemplo, aparece en la figura 9-25. El agua de la muestra circula permanentemente, entrando por el tubo (a) y saliendo por el (b). La luz del foco (c) proyecta un haz de luz a un ángulo de 10° . La fotocelda (d) encima del área de iluminación reacciona con la luz diseminada, y produce una lectura en la escala (e).

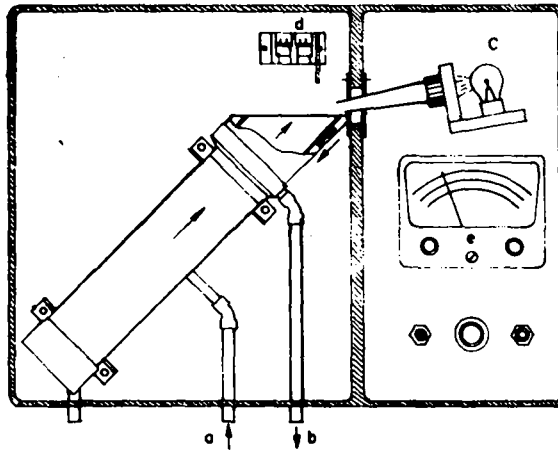


Fig. 9-25 Turbidímetro de diseminación superficial (Cortesía de Hoch Ch. Co.)

Esta clase de equipo requiere mantenimiento adecuado para su correcto funcionamiento, y debe por eso instalarse sólo donde existan facilidades para ello.

7. Turbiedades permisibles del agua filtrada: Los límites permisibles de turbiedad del agua deben analizarse desde dos aspectos: el estético y el sanitario.

El primero es el que recibió mayor consideración en el pasado. Se quería un agua cristalina porque esto estimulaba el uso de dicha agua, al hacerla más aceptable por el consumidor. Desde este punto de vista, se fijó una turbiedad máxima permisible de 10 U.J.(*) para el efluente de los filtros, la cual después se disminuyó a 5 U.J.(**). En

(*) Esta fue la turbiedad aceptada por el "U.S. Public Health Service Drinking Water Standards" de 1942.

(**) La revisión de los "U.S. Public Health Drinking Water Standards" de 1962 estatuyó este límite, advirtiendo que cuando el agua había sido tratada, el límite máximo era de 1.0. U.J.

realidad los fotómetros de transmitancia usados antes de 1950, difícilmente podían detectar con suficiente aproximación valores inferiores a esas cifras (*).

Las diferentes epidemias de hepatitis infecciosa y poliomielitis atribuidas directa o indirectamente al agua potable, despertaron posteriormente el interés por la correlación entre la turbiedad y los aspectos sanitarios y biológicos.

En especial la epidemia de hepatitis de Nueva Delhi de 1955, que afectó a más de 28,000 personas, puso de manifiesto la posibilidad de que el agua clarificada y clorada pudiera eventualmente ser portadora de gérmenes patógenos.

Cerca de 50 casos de esta naturaleza han sido estudiados y discutidos, trece de ellos ocurridos en los Estados Unidos entre 1946-1960.

Coin (28), en 1962 encontró que el 18 % de las muestras del agua tratada del sistema de distribución de París mostraba la presencia de los enterovirus.

El mismo año, Hudson (11), correlacionó el número de casos de hepatitis en diversas localidades de los Estados Unidos con la turbiedad del agua filtrada, y encontró que existe un paralelismo entre la incidencia de enfermedades virales y el grado de clarificación obtenido, indicado por los valores de turbiedad del agua filtrada. Véase la figura 9-26, dibujada con los datos suministrados por él.

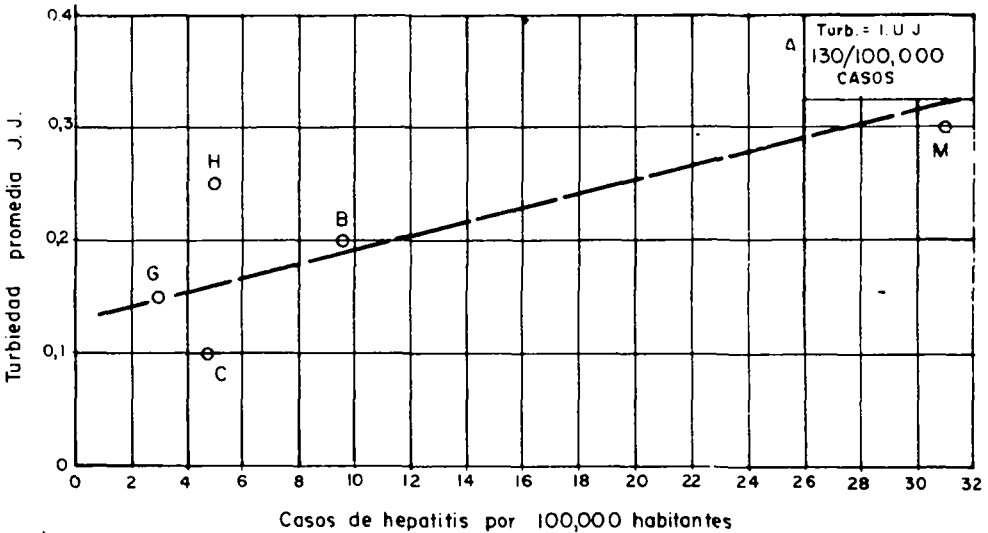


Fig. 9-26 Correlación entre turbiedad promedio del agua filtrada y casos de hepatitis en los Estados Unidos (II)

(*) Turbidímetros como el de St. Louis o Baylis explicado anteriormente, podrían detectar hasta 0.1 U.J., pero su uso no era práctico porque necesitaba mantener patrones preparados.

Debe tenerse en cuenta que en estas plantas se hacía además pre y postcloración. Robeck (23) en 1962, al realizar un trabajo experimental sobre la efectividad de los procesos de tratamiento y la remoción de virus, halló que por lo general cuando existe un paso de turbiedad en el filtro, simultáneamente aparece un incremento de población viral en el efluente, y sugería la posibilidad de que las partículas de virus vinieran asociadas a las partículas de turbiedad. Véase la figura 9-27.

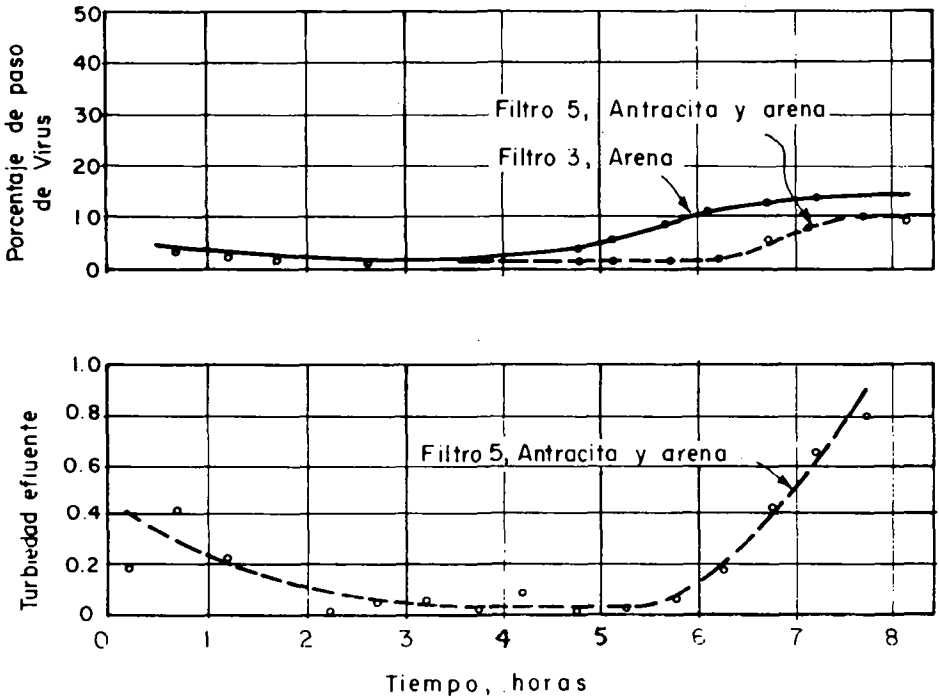


Fig. 9-27 Paso de virus y floc en un filtro de arena y antracita

Todos estos hechos condujeron a hacer mucho más estrictos los reglamentos sobre calidad del agua filtrada. La AWWA en 1968 adoptó como meta un máximo de 0.1 U.J. (29), debido a que "existe evidencia de que la ausencia de organismos patógenos está asociada con la ausencia de turbiedad, y que la completa ausencia de sabor y olor requiere también de dicho grado de clarificación".

En realidad, el control de la turbiedad es el método más simple y práctico para evaluar la eficiencia no sólo de la filtración, sino de todos los procesos de tratamiento.

Las turbiedades inferiores a 1.0 U.J. o preferentemente inferiores a 0.1 U.J., indican una operación cuidadosa de todo el sistema.

Por otra parte, el costo de producción de un agua que cumple con estas especificaciones generalmente no es mayor que el de la que no las cumple, pues se trata solamente de obtener un mejor rendimiento de las instalaciones existentes.

Debe tenerse en cuenta por último, que aún un agua filtrada con muy baja turbiedad puede contener una enorme cantidad de partículas en suspensión. Véase la tabla 9-3.

Tabla 9-3

Número de partículas del agua filtrada

Turbiedad	Número de partículas/ml
5	10^7
0.5	10^6
0.05	10^5

Es lógico pensar que entre todas estas partículas puedan mezclarse ocasionalmente organismos patógenos, tales como virus, protozoarios (amebas), que por lo común requieren dosis de cloro mucho más altas que las que ordinariamente se aplican en las plantas de tratamiento, y que en consecuencia no resultan posteriormente eliminados en el proceso de desinfección.

Otros organismos como los nemátodos, debido a su motilidad, pueden deslizarse por entre los granos del medio filtrante y aparecer en el efluente (20) (24). Existe la sospecha de que en su tracto intestinal puedan transportar microorganismos entéricos causantes de enfermedades, que quedarían en esta forma defendidos de la acción de los desinfectantes, ya que la cloración no produce mayor efecto sobre los nemátodos.

Coagulante residual

El determinar el contenido de coagulante residual (Fe^{+++} Al^{+++}) es también una forma de evaluar la eficiencia de los procesos de tratamiento del agua, por cuanto el mayor número de partículas que aparecen en el efluente es debido a fragmentos de flóculos.

Como los óxidos de aluminio son insolubles en el agua, cualquier aumento en el contenido de Al^{+++} indica un incremento en el número de microfloculos que han podido pasar a través del filtro.

La tabla 9-4 tomada de Hannah (13) muestra como el número de partículas aumenta en relación directa con el contenido de aluminio residual. Cuanto mayor sea éste, mayor es la cantidad de materia suspendida que se puede detectar.

Tabla 9-4 Correlación de aluminio residual, turbiedad y número de partículas

Sulfato de aluminio, mg/l	20	40	55	70	100	130
Aluminio residual, mg/l	0.11	0.10	0.08	0.06	0.19	0.43
Turbiedad, 90°	0.23	0.07	0.07	0.11	0.37	0.90
Tamaños, (micras)	Número de partículas por tamaños en 50 μ l del efluente de un filtro					
0.59 - 1.0	97,000	55,000	23,000	17,000	24,000	30,000
1.0 - 2.0	1,610	705	565	385	1,780	4,900
2.0 - 3.0	113	83	73	85	740	2,320
3.0 - 4.0	30	26	33	30	236	635

Se ha establecido, según Palin (30), que la concentración de compuestos de aluminio soluble en agua coagulada y filtrada depende en forma crítica del pH. Por eso él sugiere los siguientes valores límites:

Tabla 9-5 Concentraciones recomendadas de aluminio residual

pH	6.5	7.0	7.5	8.0
Límite recomendado de aluminio residual - mg/lt	0.05	0.10	0.15	-
Máximo límite tolerable de aluminio residual - mg/lh	0.15	0.20	0.25	0.40

El exceso de sulfato de aluminio residual puede causar serios problemas tanto en el tanque de aguas claras como en la red de distribución, por la postcoagulación de coloides en las turberías.

La llamada "agua blanca" tiende a precipitar en los puntos del sistema donde la velocidad es baja, reduciendo el diámetro de los conductos y creando acumulación de fangos en los tanques de almacenamiento, con la consiguiente disminución de su capacidad.

Método del tapón de algodón

El método del tapón de algodón fue sugerido por Baylis en 1940 y sirve de prueba complementaria de las anteriores para evaluar la eficiencia de los procesos de clarificación.

Consiste en colocar en un pequeño cilindro de 2.5 cms de diámetro por 5 cms de largo, 1 grm de algodón. Pasar por él, agua extraída del tubo efluente del filtro a razón de 20 a 40 ml/min durante una semana, o menos tiempo si se considera necesario.

Sacar luego el tapón, quemarlo y pesar el residuo. El resultado se expresa en ppm o mg/lit así:

$$c = \frac{w}{Qt} = \frac{w}{V} \quad (9-6)$$

En donde c : concentración de residuos en mg/lit
 w : peso de las cenizas del tapón en mg
 Q : flujo a través del tapón en ml/min
 t : tiempo en minutos que el tapón estuvo trabajando.

Se considera aceptable un residuo inferior a 0.25 mg/lit, el cual impropriadamente se ha relacionado con la turbiedad promedio del efluente del filtro durante el período analizado.

Lo que hace poco práctico el uso de este método, es que los resultados se obtienen con posterioridad, después de una semana. Si la calidad del agua fue mala durante este tiempo, sólo se puede constatar el hecho cuando ya todo ha ocurrido.

Estudio microscópico del agua

El estudio microscópico del agua filtrada ha sido sugerido en repetidas ocasiones, y parece tener interés en especial en plantas de tratamiento debidamente equipadas para ello (31).

El procedimiento consiste en tomar una muestra de 2 lts o más si es necesario, concentrarla de acuerdo con los Métodos Normales, ya sea por centrifugación o por filtración en el embudo de Sedgwick-Rafter, colocar el concentrado en un microscopio calibrado provisto de ocular micrométrico, y contar el número de partículas presentes en la celda.

La ventaja de este método de evaluación está en que permite observar la clase de material que pasa por los filtros y, con alguna experiencia, identificar tanto la materia de origen biológico como las masas amorfas de origen químico.

Se puede de esta manera detectar el material microscópico no óptico, que no aparece registrado como turbiedad y que tiene importancia en la evaluación de los procesos de tratamiento.

Este es un punto que merece atenta consideración. Los estudios realizados por Westerhoff (35) han demostrado que existe poca correlación entre la turbiedad y el conteo microscópico de las partículas, especialmente en aguas sin tratamiento o en aguas filtradas.

De aquí, puede deducirse que la turbiedad no es un buen índice del número de partículas que el agua filtrada contiene y, por tanto, de la posible carga orgánica del efluente, ya que parece que parte del material suspendido no puede detectarse por fotometría debido a que no produce suficiente diseminación de la luz.

El problema radica en que el conteo microscópico es un procedimiento lento y tedioso, que difícilmente se puede usar en forma rutinaria en las plantas de tratamiento.

Más investigación se precisa hacer en este campo.

V. FILTROS PILOTOS

Generalidades

Modelos de filtros pueden construirse para:

- (a) Obtener información que puede usarse en el diseño de nuevas instalaciones.
- (b) Controlar la operación de filtros existentes en funcionamiento.

En ambos casos el tipo de planta piloto que se suele instalar es bastante parecida, pero el programa de trabajo es diferente.

Una estación experimental de filtros puede constar de las siguientes partes:

- (a) Columnas de filtración
- (b) Sistema de entrada
- (c) Sistema de salida (control de la velocidad de filtración)
- (d) Sistema de lavado
- (e) Tablero de piezómetros
- (f) Sistema de medición de turbiedad

Hay que tener en cuenta que no se pueden establecer verdaderos modelos del proceso de filtración. Dado que las partículas que se tratan de filtrar, no pueden reproducirse a una escala menor, sino que conservan su tamaño natural durante los ensayos. Los otros parámetros que influyen en el proceso tales como el diámetro del medio filtrante, la porosidad (o área de paso del flujo), la profundidad del lecho, etc., deben hacerse con la misma escala del prototipo.

Lo único que se puede disminuir es el área superficial del filtro, para que trabaje con un flujo varias veces menor y sea más fácil de medir y controlar.

La relación entre el flujo con que trabaja el prototipo y el flujo del modelo, no tiene mayor significado, ya que la filtración depende más de las características de la suspensión y del medio granular que de la forma y tamaño de la estructura en donde se realiza.

Hay que observar sin embargo, que al hacer el filtro cada vez más reducido, la relación entre el perímetro y su área aumenta y por tanto cuanto más pequeño sea el modelo, proporcionalmente mayor cantidad de granos están en contacto con las paredes del recipiente.

Como los poros formados por los granos y la superficie de las paredes son diferentes a los que existen dentro del lecho, esto puede crear una restricción al tamaño mínimo del filtro experimental que se construya.

Empíricamente se ha establecido (15) que la relación entre el tamaño máximo del grano y el diámetro del filtro no debe ser menor de 1 a 50. Lo cual significa que si se usa un medio filtrante cuyas partículas más grandes tienen 2 mm de diámetro, el tubo en el que se coloquen no debe ser menor de 100 mm (4").

Como regla general podría decirse que los experimentos sobre filtración no deben realizarse en tubos menores de 10 cms (4"), y preferentemente 15 cms (6") para esquivar mejor la influencia de las paredes.

(a) Columnas de filtración

Las columnas de filtración pueden hacerse prismáticas o cilíndricas, con materiales

opacos o traslúcidos.

El uso de plásticos transparentes es altamente recomendable, pues ofrecen la facilidad de poder observar el proceso de filtración y de lavado, mientras se realice éste.

El gasto dado por las columnas experimentales se suele aforar en lt/min o cc/min. Cuando se usan columnas cilíndricas de 10 a 15 cm de diámetro, se puede usar el gráfico de la figura 9-28, para determinar las ratas de flujo que corresponden a los diferentes aforos del gasto en lt/min.

Estos aforos pueden hacerse con un rotámetro colocado a la entrada del filtro, o volumétricamente tomando a la salida del mismo, el tiempo que tarde en llenarse un cilindro graduado de uno o dos litros. Si por ejemplo el tiempo fue de 35 segundos para llenar 1 lt, el gasto fue de $\frac{60}{35} = 1.72$ lts/min, lo que para un tubo de 4" corresponde a $340 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ (5.5 gpm/p²) y para uno de 6" a $145 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ (2.4 gpm/p²). Ver la figura 9.28.

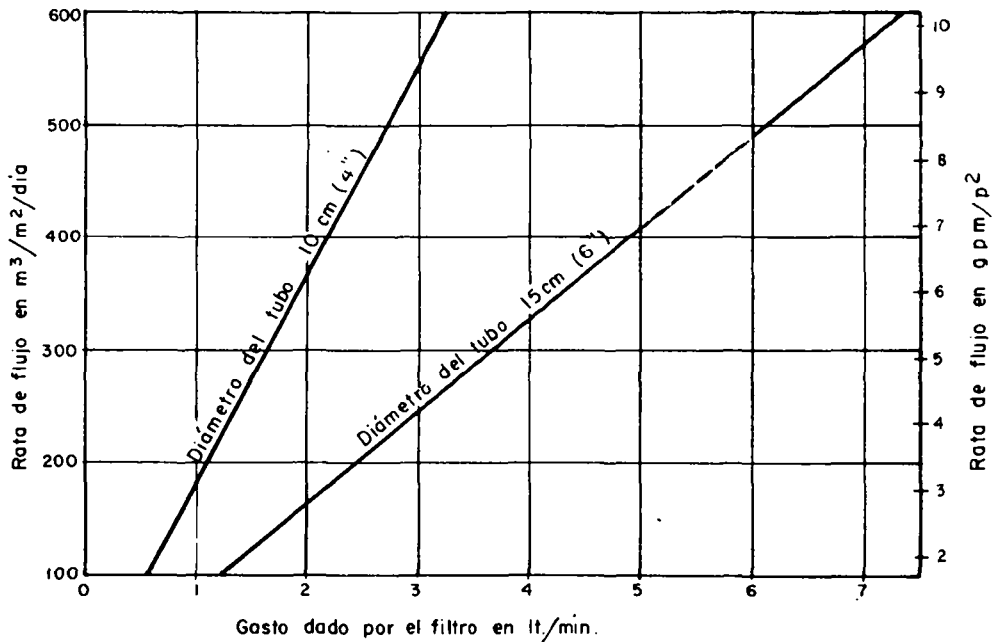


Fig. 9-28 Rata de flujo para diferentes gastos producidos por el filtro experimental cilíndrico de 10 y 15 cm de diámetro

El medio filtrante se coloca en el modelo en la misma forma en que va en el prototipo. La altura mínima de la columna es de 1.0m, si se eliminan los lechos de grava y se tiene 60 cms de lecho granular que se expande el 50 0/o durante el lavado. La carga adicional sobre el filtro se puede construir dejando un tubo de H.G. sobre la columna.

Es preferible, sin embargo, usar alturas de 1.60 a 2.00 mts, para que quede amplio espacio para expandir el lecho sin que se pierda medio filtrante.

(b) Sistema de entrada

La entrada al filtro se puede hacer por bombeo o por gravedad. En este último caso hay que dejar un tanque de carga constante con el objeto de mantener el mismo nivel de agua en los filtros como lo muestra la figura 9-29. Este tanque debe diseñarse de tal modo que no ocurra sedimentación dentro de él, lo que alteraría las características del afluente.

La forma más simple de conservar el nivel constante, consiste en que se deje en él un vertedero de reboso que funcione permanentemente, lo cual tiene la ventaja adicional de mantener una mayor velocidad en las tuberías y disminuir así la posibilidad de depósito de lodos dentro de ellas. Sin embargo, el consumo de agua de la instalación piloto en este caso es mucho mayor.

(c) Sistema de salida

El sistema de salida por lo general incluye algún método de control de la velocidad de filtración.

Este puede hacerse básicamente de dos maneras: (a) con una válvula de aguja y (b) con un flotador que oprima una manguera elástica. Puede también comprarse válvulas especiales reguladoras del gasto. La figura 9-30 presenta algunos esquemas de controladores de flujo, fáciles de fabricar en cualquier taller.

El tipo (a) está formado por un flotador que acciona una válvula de aguja. Para que trabaje debe haber presión atmosférica en la caja. El tipo (b) es una forma de restringir el flujo en una manguera de goma, para mantener una carga constante sobre la salida. Pueden colocarse dos válvulas: una para abrir o cerrar el flujo y la otra para regular el gasto, ambas pintadas de colores diferentes.

Debe tenerse en cuenta que en todo regulador de flotador, éste se hunde más o menos según la presión que necesita ejercer para oprimir la manguera, o mover el émbolo, y por tanto el nivel de agua en la caja no va a ser totalmente constante. Al principio cuando el filtro está limpio, el flotador se hunde más para desplazar más agua y hacer mayor presión sobre la manguera, o el émbolo, con lo que el nivel en la caja sube y el gasto es un poco mayor que cuando el filtro está sucio y el flotador se hunde menos. La variación de nivel puede ser de uno a dos centímetros entre el principio y el final de la carrera.

Para compensar esto, la manguera que se use debe ser muy elástica y la caja de 40-50 cms de altura, a fin de disminuir el efecto de los cambios de nivel del agua, sobre la válvula efluente.

(c) Sistema de lavado

El agua para el lavado puede bombearse de un tanque, o sacarse por gravedad de un depósito a presión.

Para medir el flujo de lavado se puede usar un rotámetro o se puede hacer volumétricamente colocando un recipiente calibrado como muestra la figura 9-29, al cual se le ha dejado una manguera externa sobre una escala graduada para apreciar la altura del

agua en él. El aforo de dicho tanque se puede hacer con un cilindro de laboratorio, vertiendo diferentes volúmenes y marcándolos en la escala.

Al comenzar el lavado e iniciarse la expansión del medio granular, a veces éste se fragmenta y hay necesidad de golpear las paredes del tubo para conseguir que ascienda uniformemente. Esta operación puede durar algo menos de un minuto, mientras se consigue expandir el lecho hasta la altura que se desea. Manualmente se puede regular el flujo para mantener este nivel.

Sin embargo, durante esta primera parte, la rata de lavada no es la normal. Hay que esperar hasta que la columna del lecho filtrante se estabilice para medir el caudal, observando durante un tiempo predeterminado el aumento de volumen en el tanque de lavado.

(d) Sistemas de medición de turbiedad

Generalmente se toma la turbiedad como el parámetro básico para evaluar la eficiencia del proceso de filtración, ya que en sí engloba otros factores.

Esta se puede medir tanto en el afluente y en el efluente del filtro, así como a diferentes alturas dentro del lecho filtrante.

La turbiedad puede determinarse constantemente con un monitor apropiado como se describió antes, o tomando muestras a intervalos regulares.

Cuando se quiere analizar la remoción de partículas efectuada por cada capa del lecho, se pueden tomar muestras internas dentro de él, cada cierto tiempo en diferentes puntos. Para este trabajo no se usan monitores de turbiedad por cuanto el volumen de agua que requieren es relativamente grande.

La extracción del agua para analizar se puede hacer con dispositivos tales como los indicados en la figura 9-31. Debe tenerse en cuenta que la velocidad con que se extraiga la muestra puede influir en el número de partículas que se succionen.

(e) Piezómetros

El controlar la pérdida de carga a diferentes niveles del lecho filtrado es una de las observaciones más valiosas que se pueden hacer en un proceso de filtración.

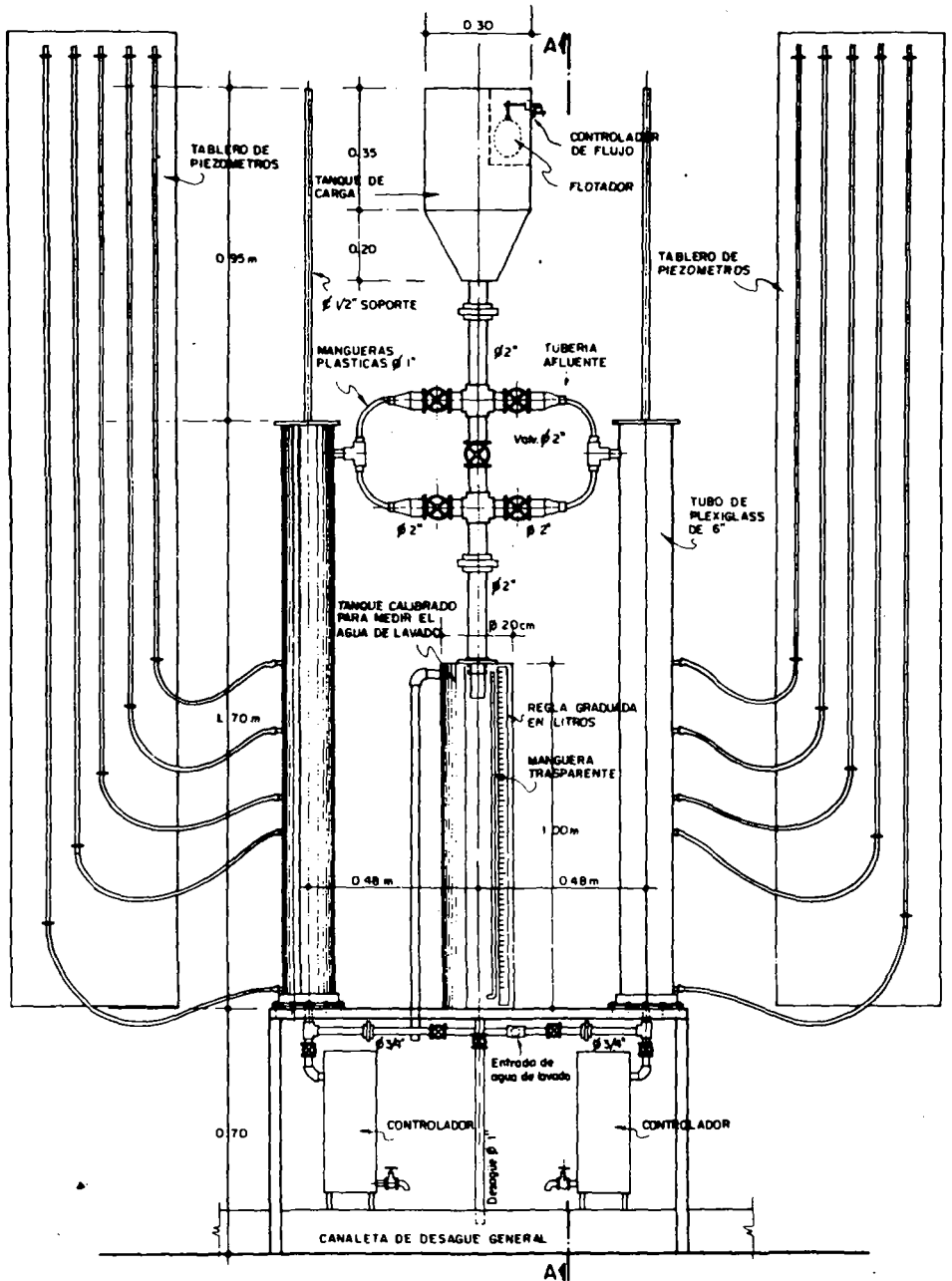
Analizando la forma como la pérdida de carga se construye dentro del filtro, se puede saber dónde queda retenida la mayor cantidad de materia suspendida y qué tanto penetra el floc en profundidad.

También permite localizar los sectores donde se produce presión inferior a la atmosférica, cuando la hay.

Los piezómetros deben penetrar ligeramente dentro del filtro y tener un diámetro no muy superior al del medio granular en donde están colocados. Por lo general se hacen de 0.5 a 1.0 mm de diámetro interno.

Para evitar que se tapen, debe dejárseles facilidades de drenaje como muestra la figura 9-32. Igualmente hay necesidad de cerrar la entrada de agua a ellos, cuando se hace el lavado, para evitar que puedan penetrar granos del lecho o salir chorros de agua.

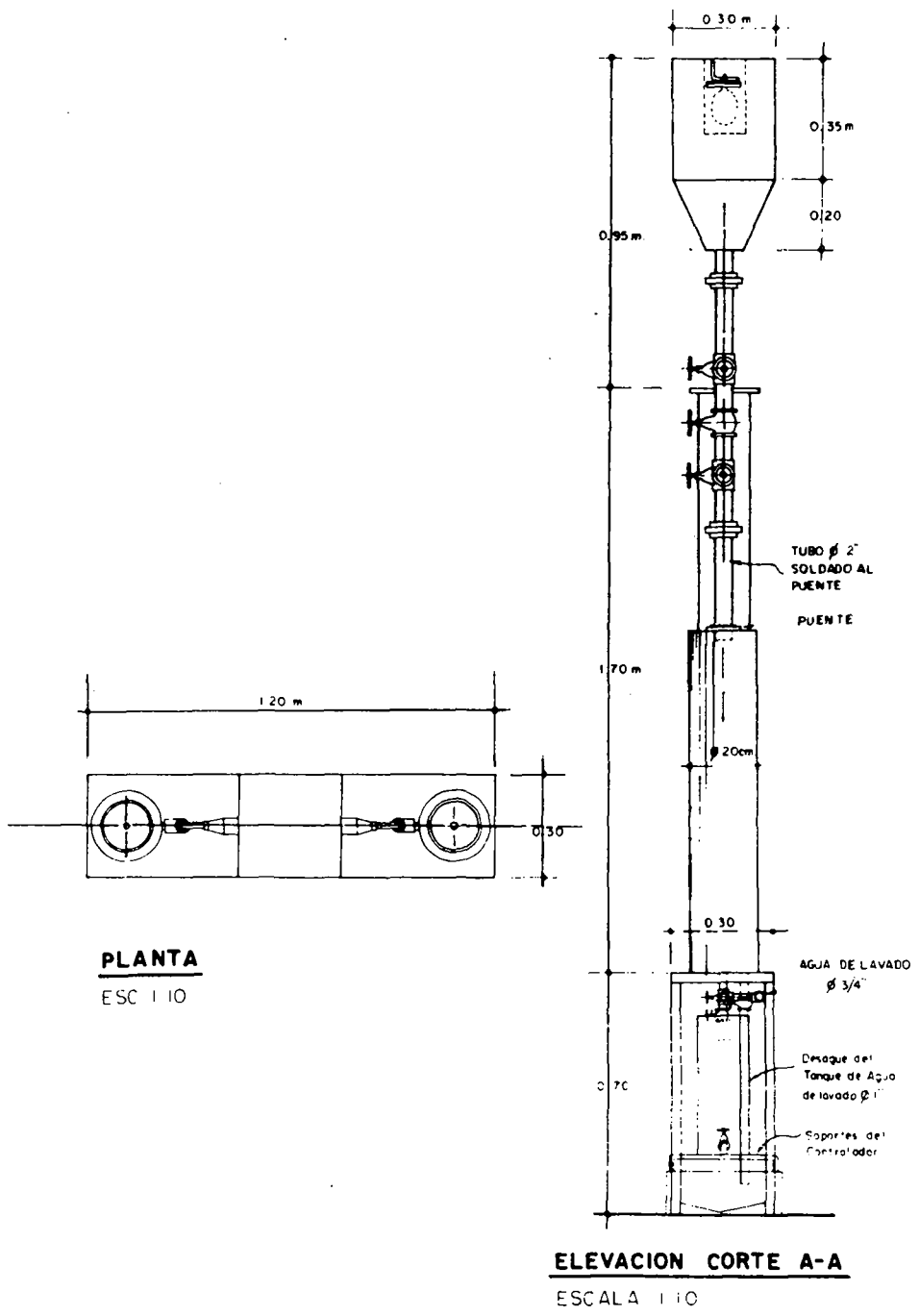
El cuerpo principal del piezómetro se puede hacer de vidrio o de manguera plástica transparente. Por su precio es preferible esta última. De todas maneras el diámetro interno debe ser grande, mayor de 1/2" (1.2 cm) para evitar burbujas de aire.



VISTA EN ELEVACION DEL FILTRO

ESCALA 1:10

Fig. 9-29a Esquema de filtros pilotos (vista frontal)



PLANTA

ESC 1/10

ELEVACION CORTE A-A

ESCALA 1/10

Fig. 9-29b Esquema de filtros pilotos (vista lateral)

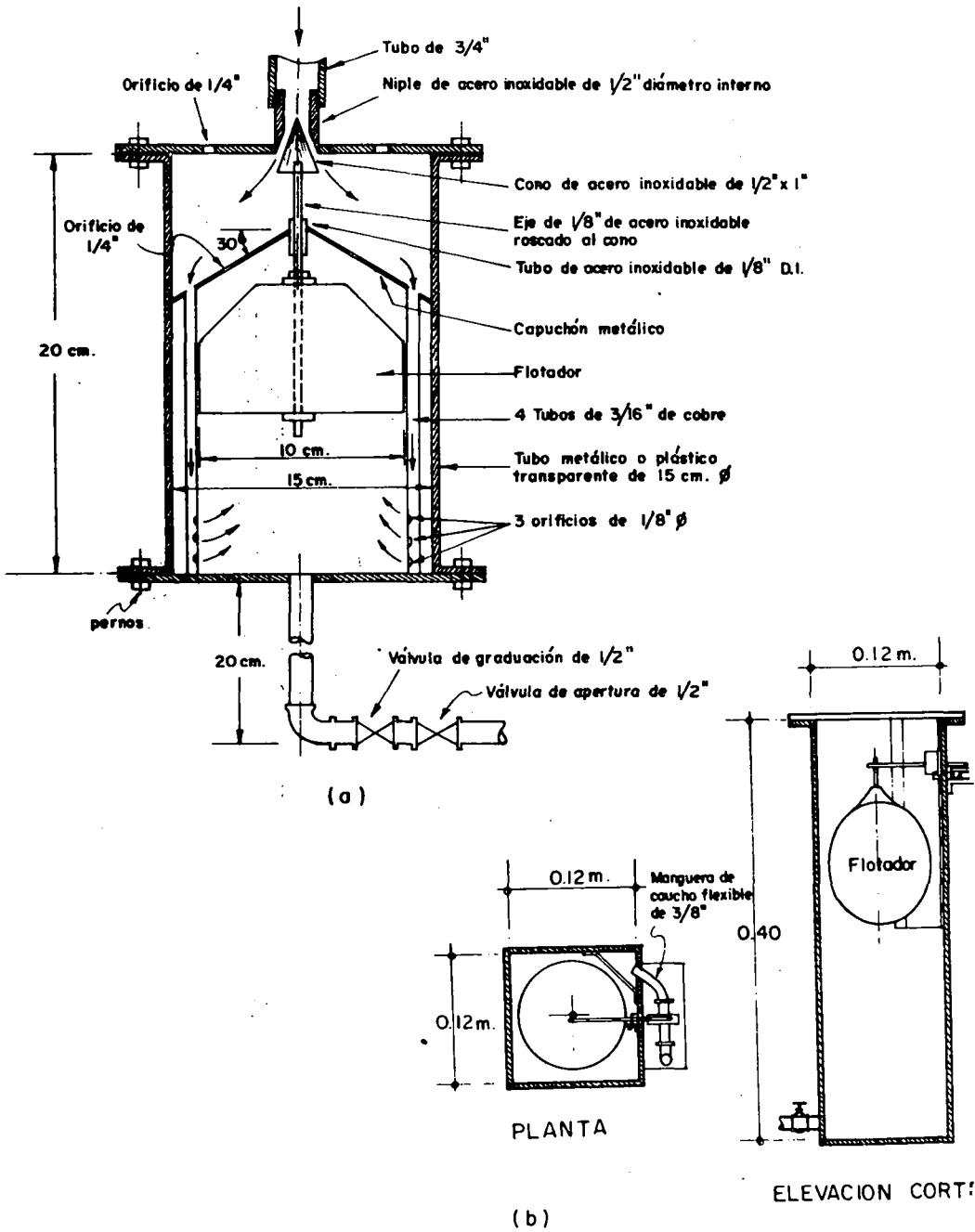
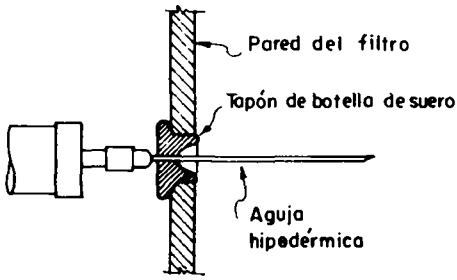
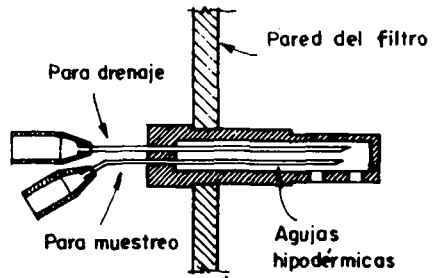


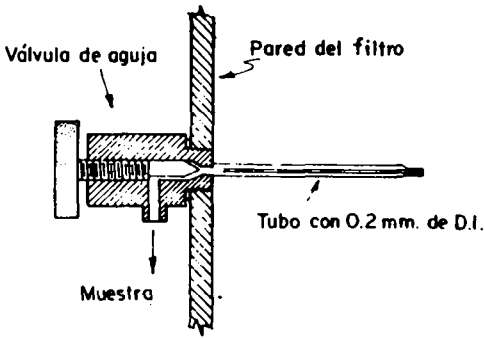
Fig. 9-30 Reguladores de control para filtros pilotos



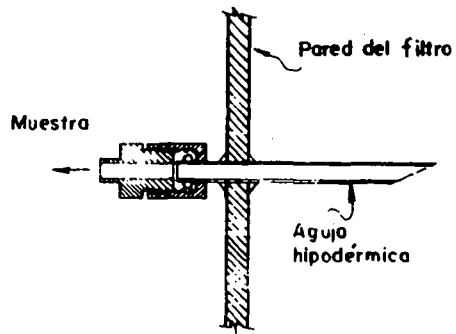
SANITARY ENGINEERING CENTER (U.S.A.)



CHECHOSLOVAK HYDRODYNAMIC INSTITUTE AT ORNO



UNIVERSITY COLLEGE LONDON
(E. W. J. DIAPER)



UNIVERSITY COLLEGE LONDON
(L. E. ROBINSON, P. D. MULLEY, V. PIENVICHTR)

Fig. 9-31 Diferentes maneras de extraer muestras de agua a diferentes niveles del lecho filtrante

Todos los piezómetros se llevan a un tablero, donde se marca cero, para el nivel superior del filtro y de 10 en 10 cms hacia abajo, de tal manera que la pérdida de carga se pueda leer directamente como muestra la figura 9-29a. Para facilitar las lecturas, se pueden colocar una pequeña bolita de caucho negro en cada uno, a fin de señalar mejor la altura del agua en ellos.

La forma más segura, aunque no la más barata, de leer los piezómetros, es tomándoles una fotografía a intervalos regulares. En otros casos se observa directamente cada uno y se anota los valores en una tabla especialmente preparada para el efecto.

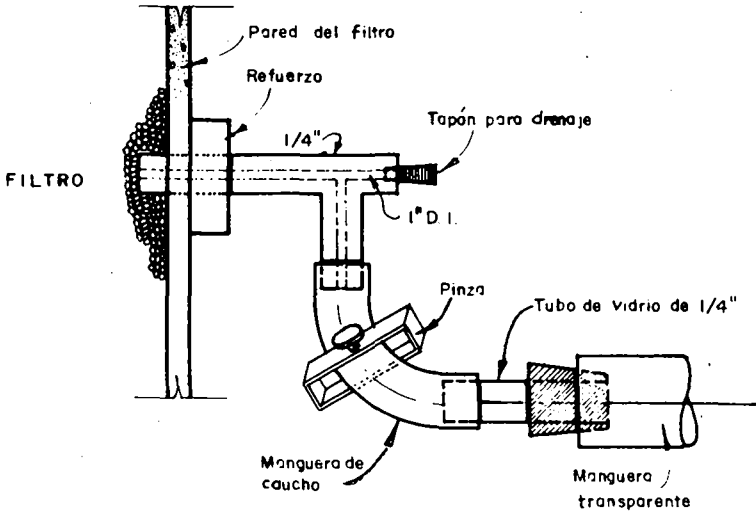


Fig. 9-32 Conexión de piezómetro

Filtros pilotos para el control del proceso de coagulación-filtración

Pequeños filtros pilotos pueden instalarse en las plantas de tratamiento, para determinar la dureza del floc y las otras características de la carrera de filtración, antes de que el agua pase por los filtros prototipos.

Kreissl (32) y colaboradores desarrollaron las bases teóricas del proceso. Si se hace trabajar la planta piloto con altas tasas de filtración durante corto tiempo (media hora), los datos obtenidos pueden extrapolarse para predecir el funcionamiento de los filtros prototipos y aún optimizar las dosis de coagulantes requerida.

Esto es posible teóricamente por cuanto la velocidad intersticial de filtración v es igual a la carga superficial del filtro q dividida por la porosidad p , así:

$$v = \frac{q}{p}$$

Como la carga superficial $q = v p$ es constante, podemos decir que q en el tiempo $t = 0$, es igual a v en el tiempo $t = t$ y por tanto:

$$v_0 p_0 = v_t p_t$$

o en otra forma:

$$\frac{v_t}{v_0} = \frac{p_0}{p_t}$$

De aquí se deduce que se puede aumentar la velocidad intersticial v_0 hasta un valor v_y más alto, siempre y cuando se aumente en la misma proporción P_0/P_t . O sea que si un filtro piloto limpio, es operado a una rata de filtración P_0/P_t veces la rata normal por un tiempo corto, los esfuerzos hidráulicos que el floc tendría que soportar, serían similares a los que soportaría si trabajara con la rata normal por un tiempo más largo.

Este método si bien requiere mayor experimentación, tiene aspectos muy interesantes. Su aplicabilidad general sin embargo, puede verse restringida por el diferente comportamiento de las suspensiones, que deterioran la calidad del efluente con rapidez variable en cada caso.

Comercialmente se producen equipos que toman el agua inmediatamente después de la adición del coagulante y la filtran a alta rata en filtros pilotos durante un corto período (10 minutos). El efluente se controla constantemente con un monitor de turbiedad, lo cual sirve para ajustar automáticamente la dosis de coagulantes.

Filtros pilotos para experimentación

Según el tipo de investigación que se quiera realizar deben programarse la toma de datos en filtros pilotos. Es muy difícil establecer criterios generales al respecto.

Sin embargo, cuando lo que se quiere estudiar es solamente la mayor o menor eficiencia en la remoción de turbiedad de un determinado medio granular, podrían hacerse algunas generalizaciones.

Este tipo de estudios es particularmente útil cuando se piensa incrementar la capacidad de filtración de una planta de tratamiento, cambiando los lechos de arena, por lechos dobles de arena y antracita. En estos casos lo que se busca es una combinación de estos materiales, que sin desmejorar la calidad del efluente duplique o triplique la producción de la planta, manteniendo carreras, económicas y prácticamente aceptables.

Los parámetros básicos de control suelen ser la turbiedad, medida a la entrada y a la salida de cada filtro, y la pérdida de carga tomada a diferentes niveles.

Las figuras 9-33 incluye las hojas de control utilizadas en las estaciones experimentales para lechos mezclados montadas en las plantas de Tratamiento de Cúcuta (Colombia).

La primera comprende los datos básicos tomados cada cuatro horas, y consta de las siguientes columnas:

Columna 1: Para anotar la hora en que periódicamente se toman los datos

Columna 2: Para determinar los tiempos acumulados correspondientes a cada toma de datos, desde el momento en que se inició la carrera

Columnas 3 y 4: Para establecer las turbiedades del afluente y efluente en unidades Jackson

Columnas 5, 6, 7, 8 y 9: Para anotar las pérdidas de carga (en centímetros) que se lean para cada piezómetro.

Columna 10: Para determinar el tiempo (en segundos) en que se llena un recipiente de una capacidad definida (1 litro en nuestro caso). Sirve para calcular la rata de filtración en el instante de la toma de los datos y establecer así un chequeo a los reguladores de caudal.

TEORIA, DISEÑO Y CONTROL DE LOS PROCESOS DE CLARIFICACION DEL AGUA

CENTRO PANAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA
ESTACION DEL TRABAJO DE LOS FILTROS

PLANTA DE TRATAMIENTO: "EL RUISEÑOR" FILTRO N°: 8
ESTADO DEL TIEMPO: Seco CÁMERA N°: 6 COMIENZO: 14/VI/70. TIEMPO: 22/VI/70.
AREA: 15.000
ATRACTIVA: 55 cfs

HORA DE LECTURA	HORA DE INICIO DE LAS CARRERAS	VELOCIDAD V.J.		PERDIDA DE CARGA CM.					MESA DE FILTRACION					
		AFLOJADA	REAJUSTADA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
15:45	0	-	-	0	1	6	12	17	20.0	6.05				
18:00	2	2.2	0.6	0	5	10	20	26	30.0	6.05	0			
22:00	6	2.4	1.0	0	15	25	40	51	50.0	6.05				
2:00	10	2.4	0.8	0	10	30	50	52	50.0	6.05				
6:00	14	2.2	0.6	0	25	40	62	67	30.0	6.05				
10:00	18	2.2	0.6	0	30	48	71	76	30.0	6.05				
14:00	22	1.8	0.2	0	35	52	78	83	30.0	6.05				
18:00	26	1.2	0.4	0	38	60	87	92	30.0	6.05				
22:00	30	1.8	0.8	0	42	65	95	99	30.1	6.05				
2:00	34	2.2	1.0	0	48	75	107	113	30.3	5.99				
6:00	38	2.4	0.6	0	52	81	116	122	30.3	5.99				
10:00	42	2.0	0.8	0	57	87	124	130	30.3	5.99				
14:00	46	1.8	0.4	0	60	93	131	138	30.4	5.97				
18:00	50	1.6	0.2	0	70	107	149	156	30.2	6.01				
22:00	54	1.6	0.2	0	78	119	163	169	30.4	5.97				
2:00	58	1.7	0.2	0	90	136	185	192	31.4	5.78				
6:00	62	2.0	0.8	0	97	145	200	214	31.3	5.77				
10:00	66	2.0	0.8	0	98	150	203	210	31.3	5.77				
14:00	70	-	-	0	101	155	210	218	-	-				
18:00	74	120.0	34.4											

LAVADO DEL FILTRO: TIEMPO: 10.0 MIN. VOLUMEN: 78.12. BATA: 16.0. LIT/SEC/MG

CENTRO PANAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA
ESTACION DEL TRABAJO DE LOS FILTROS

PLANTA DE TRATAMIENTO: "EL RUISEÑOR" FILTRO N°: 8
ESTADO DEL TIEMPO: Seco CÁMERA N°: 7 COMIENZO: 28/VI/70. TIEMPO: 11/VI/70.
AREA: 15.000
ATRACTIVA: 55 cfs

HORA DE LECTURA	HORA DE INICIO DE LAS CARRERAS	VELOCIDAD V.J.		PERDIDA DE CARGA CM.					MESA DE FILTRACION					
		AFLOJADA	REAJUSTADA	1	2	3	4	5	6	7	8			
15:15	0	-	-	0	0	7	14	17	20.0	6.05				
18:00	3	1.8	0.8	0	8	15	25	30	30.0	6.05				
22:00	7	1.2	0.4	0	18	30	45	50	30.2	6.01				
2:00	11	1.6	0.6	0	25	43	64	69	31.3	5.86				
6:00	15	1.4	0.2	0	31	54	76	84	31.5	5.77				
10:00	19	1.4	0.6	0	36	64	88	93	31.6	5.75				
14:00	23	1.6	0.6	0	45	75	106	113	31.6	5.75				
18:00	27	1.7	0.4	0	52	80	120	123	30.2	6.01				
22:00	31	1.8	0.8	0	61	100	137	144	30.4	5.97				
2:00	35	1.8	0.6	0	71	115	157	165	31.5	5.77				
6:00	39	1.6	0.2	0	76	123	167	173	31.5	5.77				
10:00	43	1.4	0.4	0	78	122	173	182	31.6	5.75				
14:00	47	1.8	0.4	0	80	130	173	183	31.6	5.75				
18:00	51	2.0	0.6	0	86	135	190	198	32.0	5.52				
22:00	55	1.8	0.6	0	92	144	198	206	32.0	5.52				
2:00	59	2.0	0.6	0	97	152	195	210	32.0	5.66				
6:00	63	1.8	0.2	0	100	158	205	212	32.0	5.52				
10:00	67	1.8	0.2	0	102	160	215	215	32.0	5.52				
14:00	71	8.0	0.7	0	105	162	225	230	32.2	6.30				
18:00	75	-	-	0	108	170	225	235	-	-				
94.4	28.0													

LAVADO DEL FILTRO: TIEMPO: 10.0 MIN. VOLUMEN: 75.12. BATA: 15.0. LIT/SEC/MG

Fig. 9-33

En la parte inferior se consignan los datos de lavado: (a) tiempo en minutos, (b) volumen de agua utilizada (lts) y (c) rata de lavado (lts/seg/m²) calculada de acuerdo al tiempo y al volumen.



Fig. 9-34 -- Filtros experimentales montados en la galería de operación de la planta de tratamiento de "El Pórtico", Cúcuta, Colombia.

Con base en los datos obtenidos, se dibujan los tres tipos de gráficos para cada carrera de filtración, que aparecen en la figura 9-35.

1. El gráfico superior que muestra la forma en que se ha incrementado la pérdida de carga en diferentes puntos del filtro a través del tiempo, resulta un conjunto de curvas siempre ascendentes. El tiempo para alcanzar la máxima pérdida de carga de 2.00 metros, (t_2) va marcado en el diagrama.
2. El diagrama que aparece al medio indica la variación de la turbiedad del afluente a través del tiempo.
3. El gráfico de la parte inferior relaciona la turbiedad del efluente con el tiempo de filtración y permite observar la tendencia a exceder en un determinado momento la turbiedad máxima permisible. El tiempo al cual se llegó a 1.5 U.J. de turbiedad (t_1) considerada la máxima permisible, se determinó en el gráfico cuando se pudo.

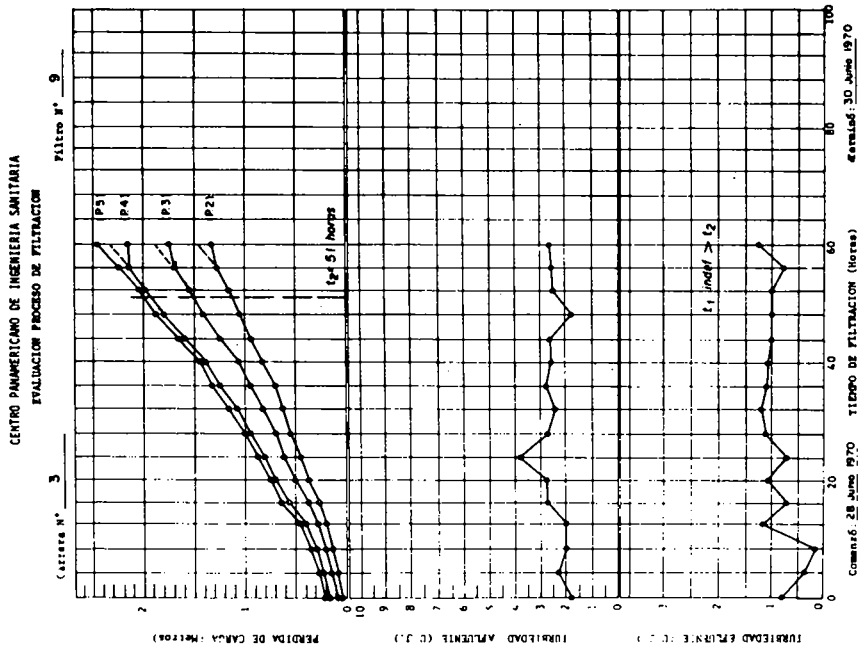
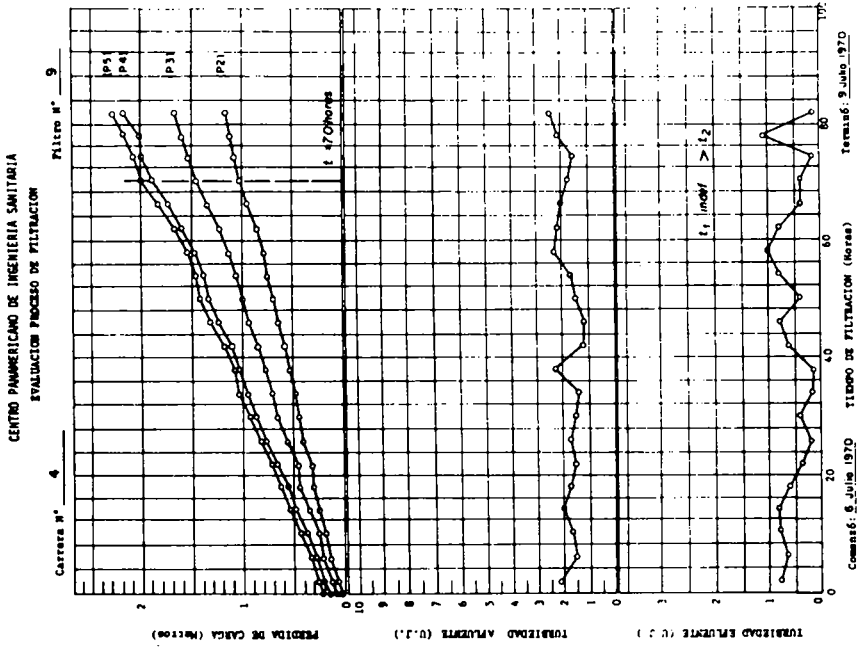


Fig. 9-35

Indices de filtrabilidad y eficiencia

Numerosos intentos se han hecho para establecer un índice de filtrabilidad y/o eficiencia que pueda utilizarse fácilmente en plantas de tratamiento para evaluar el proceso de filtración. Hasta ahora no ha habido ningún acuerdo al respecto, quizás debido al hecho de que dicho proceso contiene un gran número de variables y de que no es fácil obtener un índice que englobe la mayor parte de ellas.

En el informe de un grupo de trabajo de la AWWA de 1959 (33), se define filtrabilidad como la facilidad con que un agua puede pasar a través de un filtro dado. En este sentido el índice de filtrabilidad, debería considerarse diferente al índice de eficiencia de la filtración, pues éste sólo intenta calificar en alguna forma el proceso, según las características que presente.

Gamet y Rademacher propusieron en 1959 el siguiente índice de funcionamiento del filtro:

$$IFF = \frac{\text{Rata de filtración (gpm/p2)} \times \text{carrera de filtración (min)}}{\text{Pérdida de carga al final de la carrera}}$$

El inconveniente de este índice consiste en que no tiene en cuenta la turbiedad efluente, pues si el floc es débil la pérdida de carga por lo general es baja, cuando la carrera de filtración se interrumpe al deteriorarse la calidad del agua filtrada. En este caso el índice puede ser el mismo, que cuando la calidad fuera buena y la pérdida de carga final, alta.

Hudson (10) en 1956 propuso establecer un índice de penetración, así:

$$K = \frac{v \cdot d^3 \cdot h}{L}$$

- En donde: k : índice de penetración
- v : rata de filtración en gpm/p2
- d : diámetro efectivo del medio filtrante en mm
- h : Pérdida de carga cuando empieza el deterioro del efluente en pies.
- L : profundidad del lecho filtrante en pies.

El índice de penetración k intenta definir la capacidad de las partículas de floc para resistir los esfuerzos cortantes dentro del lecho, pero no se puede usar cuando el floc es fuerte y la carrera se termina por haber alcanzado el filtro la máxima pérdida de carga permisible.

Los valores de k varían entre 0.5 y 50, los valores menores son indicativos de una gran fragilidad del floc y los mayores de una mayor resistencia. Normalmente k excede de 3.0.

Cleasby (7) en 1963 sugirió el uso de otro índice cuyo cálculo resulta bastante más complejo:

$$FI = \frac{\lambda \times \sigma}{\Delta \text{ pérdida de carga}}$$

En donde λ : módulo de impedimento calculado como $\frac{C_1 \cdot C_2}{(L_2 \cdot L_1) C_1}$

C_1 y C_2 concentración en los puntos 1 y 2 del lecho

L_1 y L_2 profundidades del lecho en esos puntos

σ : depósito específico

Δ : incremento de pérdida de carga entre los dos puntos considerados

Este índice debe ser determinado para dos capas escogidas del medio filtrante y su uso envuelve el estudio de parámetros como σ que no son de fácil cálculo.

Arboleda (34) propuso en 1969 el siguiente índice de eficiencia:

$$I_E = \bar{\lambda} t_2$$

En donde: $\bar{\lambda}$: el módulo de impedimento promedio

t_2 : la longitud de la carrera de filtración en horas hasta que se alcance la máxima pérdida de carga permisible.

El módulo de impedimento promedio de la carrera se calcula así:

$$\bar{\lambda} = \frac{\Sigma T_A - \Sigma T_E}{\Sigma T_A \times L}$$

En donde: ΣT_A : turbiedad total afluente

ΣT_E : turbiedad total efluente

L : profundidad del lecho filtrante

Para hallar este valor, en la curva "turbiedad-tiempo de filtración" (ver la figura 9-35) del área de la turbiedad afluente, se le resta la de la turbiedad efluente y se obtiene así la turbiedad retenida por el filtro durante todo el período de filtración.

Esta turbiedad retenida es directamente proporcional a la turbiedad afluente, cuando el floc es duro. Cuando el floc es blando, la proporcionalidad es menos definida como lo muestra la figura 9-36, obtenida con los datos de la planta experimental de Cúcuta, Colombia.

La secuencia de cálculo del índice de eficiencia I_E se indica en la Tabla No. 6, la cual contiene las siguientes columnas:

Columna 1: Número de la carrera que se está estudiando.

Columna 2 y 3: Para anotar los valores de t_1 y t_2 determinados en los gráficos correspondientes (horas).

Columna 4: Para determinar, cuando es posible, el índice de Mintz

$$I_f = \frac{t_1 - t_2}{t_1 + t_2}$$

Cuando no es posible determinar a t_1 , sólo se consigna el signo del índice que de todas maneras establece si se trata de floc débil, fuerte o adecuado.

Columna 5: Para la turbiedad afluente total a través de tiempo t_2 (ΣT_A) obtenida sumando todos los valores de la turbiedad que entró al filtro hora por hora (U.J./Carrera).

Columna 6: Turbiedad promedio del agua que llegó al filtro a lo largo de la carrera de filtración ($\frac{\Sigma T_A}{t_2}$) expresada en U.J.

Columna 7: Turbiedad efluente total obtenida en forma similar a la turbiedad afluente (ΣT_E) (U.J./Carrera).

Columna 8: Turbiedad retenida por el lecho filtrante durante la carrera de tiempo t_2 ($\Sigma T_A - \Sigma T_E$).

Columna 9: Para determinar el módulo de impedimento promedio por carrera

$$\bar{\lambda} = \frac{\Sigma T_A - \Sigma T_E}{\Sigma T_A \times L} \quad \text{en que } L : \text{profundidad total del lecho filtrante (cms) } \bar{\lambda}$$

quedará medido en cms^{-1} .

Columna 10: Para establecer el índice de eficiencia del lecho en la carrera estudiada $I_E = \bar{\lambda} t_2$. Tomando t_2 en horas, I_E quedará expresado en horas/cms.

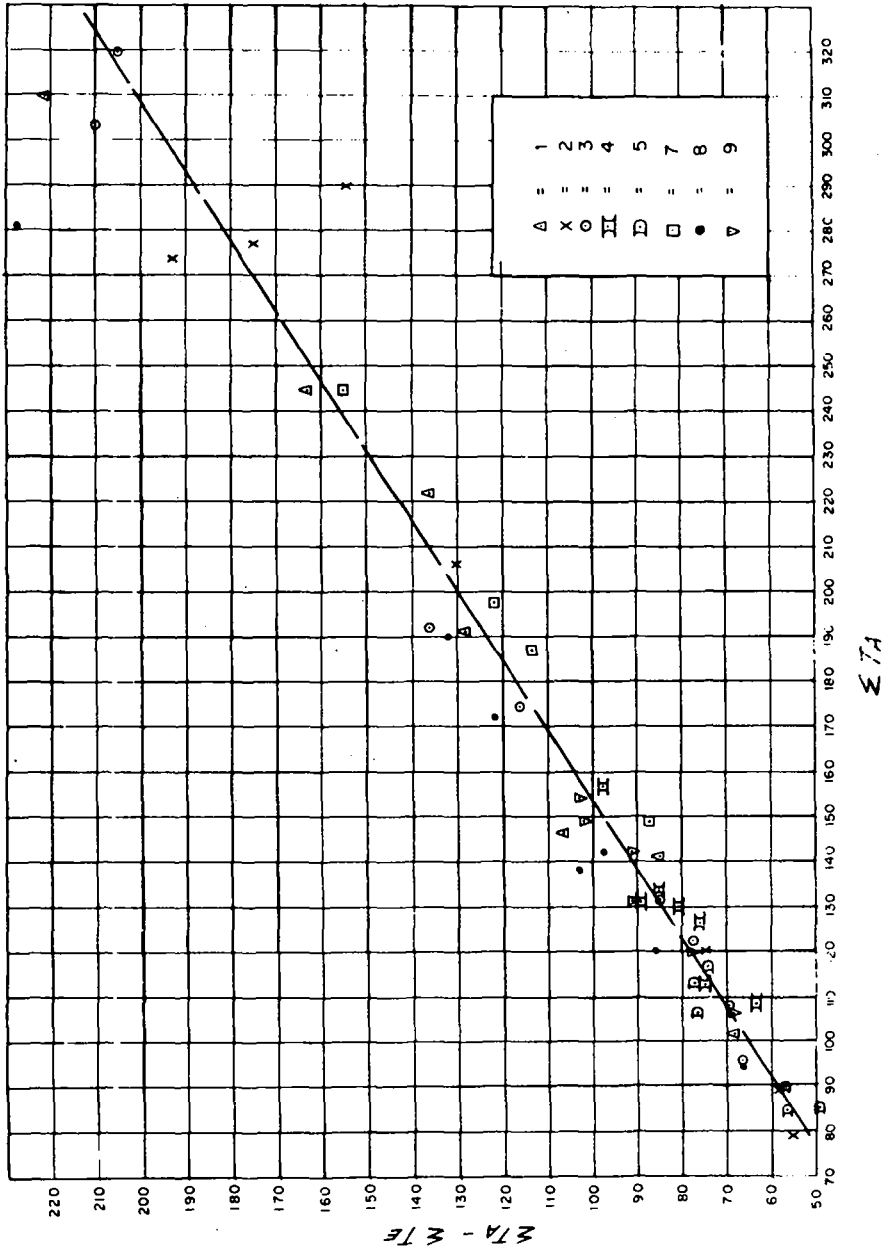


Fig. 9-36 Relación entre turbiedad afluente y turbiedad retenida en los filtros

CENTRO PANAMERICANO DE
INGENIERIA SANITARIA

PLANTA DE TRATAMIENTO: CUCUTA FILTRO: No. 8 RATA DE FILTRACION: 14.2 m³/m²/hora

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CARRERA No.	t ₁ HORAS	t ₂ HORAS	INDICE $\frac{t_1 - t_2}{t_1 + t_2}$	TURBIEDAD AFLUENTE UJ/Carrera (ΣT_A)	TURBIEDAD PROMEDIO UJ $\frac{\Sigma T_A}{T}$	TURBIEDAD EFLUENTE UJ/Carrera (ΣT_E)	TURBIEDAD RETENIDA UJ/Carrera $\frac{\Sigma T_A}{\Sigma T_E}$	MODULO DE IMPEDIMENTO $\frac{\Sigma T_A}{\Sigma T (\lambda_{cm}^2)}$	INDICE DE EFICIENCIA $I_E = \frac{\lambda}{t_2}$ (horas / cms)
1	Indef.	58	+	281.2	4.85	52.8	228.4	0.0116	0.67
2	Indef.	55	+	190.0	3.45	58.0	132.0	0.0099	0.54
3	Indef.	57	+	142.4	2.50	44.4	98.0	0.0098	0.56
4	Indef.	75	+	138.0	1.84	34.8	103.2	0.0107	0.80
5	Indef.	88	+	172.0	1.95	50.4	121.6	0.0101	0.89
6	Indef.	60	+	120.0	2.00	34.4	85.6	0.0102	0.61
7	Indef.	56	+	94.4	1.69	28.0	66.4	0.0100	0.56

Tabla 9-6 Evaluación del trabajo de los filtros

BIBLIOGRAFIA

1. Baylis, J.R. - "Surges in the Flow of water through filters" - May 1958, Pure Water, Vol. 10 Nº 5.
2. Baylis, J.R., (1931), "Measuring the volume of coagulated matter passing filter beds". Water Works & Sewerage, 78: 33.
3. Baylis, J.R., (Jul. 1937), "Experiences in Filtration", Jour. AWWA, 29: 1010.
4. Beker, R.J., (Set. 1963), "Filter collapse due to improper wash water distribution", Jour. AWWA, 55: 1157.
5. Black, A.P., Hannah, S.A., "Measurement of low turbidities" (Jul. 1965), Jour. AWWA, Vol. 57: 901.
6. Conley, W.R., & Pitman, R.W., "Microphotometer turbidity analysis" Ene. 1957, Jour. AWWA, Vol. 49:63.
7. Cleasby, J.L. "Approaches to a filtrability index for granular filters" (Ago. 1969), Jour. AWWA, Vol. 61: 372.
8. Cleasby, J.L., "Turbidimetric control of filter effluent quality" (Nov. 1960), Jour. AWWA, Vol. 52: 1411.
9. Hudson, H.E., "Practical aspect of filtration", (Abr. 1965), Proc. Conf. Water Filtration, Dept. Civ. Eng Univ. of Missouri At Rolla.
10. Hudson, H.E., "Factor affecting filtration rates", (Sept. 1956), Jour. AWWA, Vol. 48, pag. 1138.
11. Hudson, H.E., "High-quality water production and viral disease", Jour. AWWA, Vol. 54, No. 10, Oct. 1962.
12. Hudson, H.E., (Ene. 1959), "Operating characteristics of rapid sand filters", Jour. AWWA, 51: 114.
13. Hannah, S.A., Cohen, J.M. & Robeck, G.G., "Control for coagulation-filtration" (Sept. 1967), Jour. AWWA, Vol. 59: 1149.
14. Ives, K.J., "New concept in filtration - Part 3", (Sept. 1961), Water & Water Engineering'.
15. Ives, K.J., "The use of models in filter design - Part I and Conclusion" (Dic. 1966), Effluent and Water Treatment Jour., 11: 552 & 11: 591.
16. Jarrissen, A.L., "Effect of downstream throttling on venturi tube discharge", (Mar. 1955), Jour. AWWA, Vol. 47: 248.
17. Johnson, R.L., Cleasby, J.L., "Effect of Backwash on filter effluent quality", Feb. 1966, Jour. San. Eng. Div. ASCE, SA1, p. 4692.
18. Mishra, R.P., Parhad, Rao, N.U., "Bacteriological standards and water quality", (1969), Environmental Health, Vol. II, p. 163-171, India.

19. Mintz, D., "Some result of research into drinking water purification and disinfection", Seventh European Seminar for Sanitary Engineers, Oct. 1960.
20. Peterson, R.L., Engelbrecht, R.S., Austin, J.H., "Free living nematode removal by rapid sand filters" (1966), Proc. ASCE, Vol. 92: SA1, p. 229-243.
21. Kreissl, J.F., Robeck, G.G., Sommerville, G.A., "Use of pilot filters to predict optimum chemical feeds", (Mar. 1968), Jour. AWWA, Vol. 60: 299.
22. Tuepker, J.L., (Abr. 1965), "Filter performance under varying operation conditions", Proc. of the Conf. on Water Filtration, Dept. Civil Eng. Univ. of Missouri at Rolla.
23. Robeck, G.G., Clarke, N.A., Dostal, K.A., "Effectiveness of water treatment processes in virus removal", (Oct. 1962), Jour. AWWA, Vol. 54: 1275
24. Wen-Tung, Wei I., Engelbrecht, Austin J.H., "Removal of nematode by rapid sand filtration" (Feb. 1969), Proc. ASCE, Vol. 95: SA1, p. 1-16.
25. Monitoring Clarification Process - Education Committee of AWWA-FWPCA, Jun. 1967.
26. Mysels, K.J., "Introduction to colloid chemistry", Interscience Pub. Inc. 1969, Cap. XX.
27. Jirgensons, B., Straumanis, M.E., "A short textbook of colloid chemistry", MacMillan Co. 1962, Chapter XI.
28. Rao, N.V., "Hazard of viral diseases through water", (Sept. 1969), Jour. Indian AWWA, Vol. 1, No. 3, pag. 124.
29. AWWA, "Proposed Quality goals for potable water", (1968).
30. Palin, A.T., "Question box - Proc. of the Society of Water Treatment and Examination", Vol. 3, pag. 89, (1954).
31. Syrotinski, S., "Microscopic water quality and filtration efficiency", Jour. AWWA, (April 1971), Vol. 63, pag. 237.
32. Kreissl, J.F., Robeck, G.G., Sommerville, G.A., "Use of pilot filters to predict optimum chemical feeds", (Mar. 1968), Jour. AWWA, Vol. 60, pag. 299.
33. Task Group Report, "Progress to a filtrability index test", Jour. AWWA, (Dic. 1959), Vol. 51, pag. 1539.
34. Arboleda, Jorge, "Estudios para la duplicación de la capacidad de filtración de la Planta de Tratamiento de Agua "El Pórtico", Cúcuta, Colombia, por el sistema de medios mezclados", (Oct. 1971), Pub. del CEPIS.
35. Westerhoff, G. "Relationship between filter loading, filter performance, and water quality" (1972), Trabajo presentado al Congreso de la AWWA (Estados Unidos) Chicago, Sin Publicar.

ANEXO I

REVISORES

- X Ing. José M. de Azevedo Netto
Profesor de la Escola de Engenharia de São Carlos,
Universidade de São Paulo, Brasil.
- X Ing. James C. Brown
Director, UNC Wastewater Research Center, University of North Carolina,
Dept. of Environmental Sciences and Engineering,
North Carolina, U.S.A.
- X Ing. Roberto Blume B.
Director de Proyectos, Dirección General de Obras Sanitarias,
Lima, Perú.

- ~~7~~ Ing. José Pérez Carrión
Director Técnico, Departamento de Agua Potable y Alcantarillado, Empresa Pública Municipal de Teléfonos, Agua Potable y Alcantarillado (ETAPA), Cuenca, Ecuador.
- ~~8~~ Ing. Mario Carcedo
Director del Centro de Ingeniería Sanitaria, Facultad de Ciencias Exactas e Ingeniería, Universidad Nacional de Rosario, Provincia de Santa Fe, Argentina.
- ~~6~~ Ing. Octavio Cordón
Profesor de Ingeniería Sanitaria, Escuela de Ingeniería Sanitaria, Facultad de Ingeniería, Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala.
- ~~9~~ Ing. Hernando Correal
Consultor del Proyecto México 2200, Oficina Sanitaria Panamericana, México.
- ~~8~~ Ing. Rafael Chinchilla
Ingeniero Zonal, Zona I, Oficina Sanitaria Panamericana, Venezuela.
- ~~9~~ Ing. Bernardo Grinplastch
Ingeniero Sanitario, Fundação Serviço Especial de Saúde Pública (SESP), Rio de Janeiro, Brasil.
- ~~10~~ Ing. Eduardo Hummel
Gerente de Ingeniería, Obras Sanitarias de la Nación, Buenos Aires, Argentina.
11. Ing. Ernesto Maisch Guevara
Consultor Privado,
Lima, Perú.
- ~~12~~ Ing. Antonio Carlos Parlatore
Ingeniero Sanitario, Centro Tecnológico de Saneamiento Básico (CETESB), Sao Paulo, Brasil.
- ~~13~~ Ing. Gustavo Rivas Mijares
Profesor de Ingeniería Sanitaria
Departamento de Ingeniería Sanitaria, Facultad de Ingeniería,
Universidad Central de Venezuela, Caracas, Venezuela
- ~~14~~ Ing. Hernando Sánchez M.
Consultor Privado, Bogotá, Colombia

ANEXO II

COLABORADORES

Queremos agradecer la colaboración prestada por los siguientes profesionales quienes en forma verbal o escrita, suministraron material informativo al autor, o discutieron determinados puntos del libro con él:

1. Dr. Carl Bartone
Asesor en Análisis de Sistemas
Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria
y Ciencias del Ambiente, CEPIS (OPS/OMS)
2. Ing. Walter A. Castagnino
Asesor en Polución del Agua
Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria
y Ciencias del Ambiente, CEPIS (OPS/OMS)

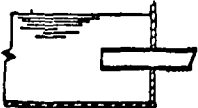

3. Dr. John Cleasby
Profesor de Ingeniería Sanitaria
University of Iowa
Ames, Iowa, Estados Unidos.
4. Ing. Herbert Hudson,
Presidente
Water and Air Research Company
Gainesville, Florida, Estados Unidos.
5. Dr. Warren J. Kaufman
Director
Laboratory of Sanitary Engineering
Richmond, Berkeley, California, Estados Unidos
6. Dr. Cliff J. Kirchmer
Asesor en Química del Agua y Laboratorios
Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria
y Ciencias del Ambiente, CEPIS (OPS/OMS)
7. Dr. Derek G. Miller
Químico Jefe,
Water Research Association Laboratories
Medmenham, Marlow, Inglaterra
8. Dr. Gordon Robeck
Director
Water Supply Research Laboratory
Environmental Protection Agency
Cincinnati, Estados Unidos
9. Dr. Edward Singley
Profesor de Química del Agua
Gainesville University
Gainesville, Florida, Estados Unidos
10. Ing. Graham Walton
Consultor Privado
Cincinnati, Ohio, Estados Unidos
El Ing. Graham Walton recopiló y envió al autor la mayoría
del material científico a que se hace referencia en este documento.

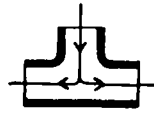
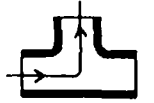

ANEXO III

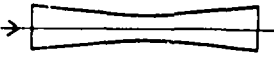
TABLA I
PERDIDA DE CARGA EN FUNCION DE $V^2/2g$


Válvulas y accesorios

Item	K	Autoridad
Válvula en ángulo	5	Datos Crane
Abierta totalmente	2.1 - 3.1	Tent. Stds. Hydr. Inst.
$\theta = 10^\circ$	0.46	Pruebas en válvula de 6"
$\theta = 20^\circ$	1.38	y velocidad de 3 p/seg.
$\theta = 30^\circ$	3.6	
$\theta = 40^\circ$	10	Turneure and
$\theta = 50^\circ$	31	Russell, "Public
$\theta = 60^\circ$	94	Water Supplies",
$\theta = 70^\circ$	320	1940, p. 236.
$\theta = 80^\circ$	1750	
Válvula de retención		
	8-12	Tent. Stds. Hydr. Inst.
Tipo Horizontal	65-70	" " " "
Tipo bola	0.6 -2.3	" " " "
	2.5	Crane Company
Válvula de pie	1.5 (Dudoso)	Am. & New Eng.
	15	W. W. Stds.
		Tent. Stds. Hydr. Inst.
Válvulas de compuerta		
Abierta	0.19	Boletín No. 2552
1/4 cerrada	1.15	U of Wis. (Av)
1/2 cerrada	5.6	
3/4 cerrada	24.0	
Válvulas de globo	10.0	Datos de Crane
Abiertas		

Item	K	Autoridad
Compuertas		
- Compuerta sumergida en muro de 12"	0.8	"Handbook of Applied Hydraulics" by Davis. 1st Ed. 1942, p. 925
Al final de un tubo	0.5	
Ancho igual a ancho del conducto y no sumergida en la parte superior	0.2	
Compuerta de guillotina		
Bien abierta (orificio)	1.80	Am. & New Eng. W. W. Stds.
Pérdidas por entrada		
Tipo Borda	0.83	"Hydraulics"
	1.0	Daugherty (Av)
		"Hydraulics"
		Schoder & Dawson
Corriente	0.5	"Hydraulics"
		Daugherty and
		"Hydraulics"
		Schoder & Dawson
Redondeada	0.23	King, "Handbook of Applied Hydraulics,"
Boca de campana	0.04	3rd Ed. pp. 190-193
Pérdidas por salida		
Salida a un estanque grande o a la atmósfera	1.0	"Hydraulics"
		Schoder & Dawson 1927, p. 201
A un pozo	$0.9(V_1^2/2g - V_2^2/2g)$	Am. & New Eng. W. W. Stds.
Salida con boca de campana	$0.1(V_1^2/2g - V_2^2/2g)$	Davis "Handbook of Applied Hydraulics" p.14, 1ª Ed., 1942

Item		K	Autoridad
Contracción súbita			
D. entrada	D. salida		
5	a 4	0.15	Manual of Br. Water
4	a 3	0.20	Eng. Practice
3	a 2	0.30	"
2	a 1	0.35	"
3	a 1	0.45	"
5	a 1	0.50	"
Expansión súbita			
D. entrada	D. salida		
4	a 5	0.15	"
3	a 4	0.20	"
2	a 3	0.35	"
1	a 2	0.60	"
1	a 3	1.00	"
Expansiones graduales			
D. entrada	D. salida		
4	a 5	0.03	"
3	a 4	0.04	"
1	a 2	0.12	"
Reductores (Vel. del extremo menor)			
Corriente		0.25	Am. & New Eng.
Boca de campana		0.10	W.W. Stds.
			Daugherty "Hydraulics"
			Tent. Stds. Hydr. Inst.
Tees			
Entrada central		1.50	"Hydraulics"
Salida lateral		1.80	Crane Co.
Paso directo		.60	Crane Co.
Te reducida 1/2		.90	Crane Co.
Te reducida 1/4		.75	Crane Co.

Item	K	Autoridad
Brazos en Y a 45° (Usar 3/4 de la pérdida de una te)	1.0	King & Davis Am & New Eng. W. W. Stds.
PERDIDAS EN TUBOS VENTURI		
a) Tubos largos (Calcular con la velocidad en el cuello del venturi)		Simplex Valve & Meter Company
Tipo Simplex (Largo concéntrico, con un ángulo de entrada de 10.5° y salida de 2.5°) Coeficientes sugeridos según el tamaño de la tubería a la que se acoplan		
6" Diam. del tubo	.135	
10"	.126	
16"	.122	
20"	.119	
24"	.116	
30"	.113	
36"	.111	
42"	.110	
48"	.109	
60"	.107	
b) Tubos cortos (Calcular con la v del cuello del venturi)		
Tipo concéntrico		
		
Relación del D del cuello al D de entrada		
4/12 : .33	.27	
6/12 : .50	.18	
7/12 : .58	.143	
8/12 : .67	.14	
9/12 : .75	.135	Builders Iron Foundry

Item	K	Autoridad	
Codo de radio corto			
(R/D = 1/2 aprox.)			
22-1/2°	0.20	Manual of British Water	
45°	0.40	Eng. Practice (Vol. II)	
90°	1.00	"	
Codo de radio medio			
(R/D = 1 aprox.)			
22-1/2°	0.15	"	
45°	0.30	"	
90°	0.75	"	
Codo de radio largo			
(R/D = 2 a 7)			
22-1/2°	0.10		
45°	0.20		
90°	0.40		
Codo de radio muy largo			
(R/D = 8 a 50)			
22-1/2°	0.05		
45°	0.10		
90°	0.20		
Codo de 180°			
(Formado por dos codos de bridas de 90°)			
Corriente	0.38	Tent. Stds. Hydro. Inst.	
De radio largo	0.25		
Codos angulares			
	Ks	Kr	Tent. Stds. Hydr. Inst.
	(Superficie lisa)	(Superficie dura)	(Nota : Los valores de K son para NR de 225,000, pero pueden ser usados con suficiente aproximación para todas las condiciones de flujo turbulento)
5° Angulo de deflección	0.016	0.024	
10°	0.034	0.044	
15°	0.042	0.062	
22.5°	0.066	0.154	
30°	0.130	0.165	
45°	0.236	0.320	
60°	0.471	0.684	
90°	1.129	1.265	

Item	K	Autoridad
Cualquier codo Excepto de 90°		
Δ = ángulo del codo	$0.25 \sqrt{\frac{\Delta}{90^\circ}}$	"Handbook of Applied Hydraulics" by Davis, p. 454, 1st Ed., 1942
Obstrucciones en tuberías (A ₁ /A ₀ relación entre área del tubo A ₁ y área del espacio abierto dejado por las obstrucciones A ₀).		King, "Handbook of Hydraulics", 3ª Ed., 1939, p. 193 y 233

(Col. 1) <u>A₁/A₀</u>	(Col. 2) <u>A₁/A₀</u>	(Col. 1) <u> </u>	(Col. 2) <u> </u>
1.05	3.0	0.10	5.06
1.1	4.0	0.19	6.75
1.2	5.0	0.42	8.01
1.4	6.0	0.96	9.4
1.6	7.0	1.54	10.4
1.8	8.0	2.17	11.3
2.0	9.0	2.70	12.5
2.2	10.0	3.27	13.5
2.5		4.00	

PERDIDAS EN CANALES ABIERTOS

Contracción súbita o pérdida por entrada

a) Entrada corriente	0.5 $\frac{V_1^2}{2g} - \frac{V_2^2}{2g}$	"Handbook of Applied Hydraulics", C.V. Davis, Primera Ed., 1942, p. 4
----------------------	---	---

V₁ = velocidad aguas abajo

b) Entrada con aristas redondeadas	0.25 $\frac{V_1^2}{2g} - \frac{V_2^2}{2g}$
------------------------------------	--

Item	K	Autoridad
c) Entrada de boca de campana		

$$0.05 \left(\frac{V_1^2}{2g} - \frac{V_2^2}{2g} \right)$$

Expansión súbita o salida

“Handbook of Applied Hydraulics”, C.V. Davis
Primera Ed., 1942, p. 5.

a) Salida no redondeada	$1.0 \left(\frac{V_2^2}{2g} - \frac{V_1^2}{2g} \right)$
-------------------------	--

V_1 : velocidad
aguas abajo

b) Salida con boca de campana	$0.1 \left(\frac{V_2^2}{2g} - \frac{V_1^2}{2g} \right)$
-------------------------------	--

PERDIDAS EN REJILLAS

- h_1 pérdida de carga en la rejilla
- V_1 velocidad entre las barras
- V_2 velocidad de aproximación en el canal

$$h_1 = \frac{V_1^2 - V_2^2}{2g} \times \frac{1}{0.7}$$

ó

$$h_1 = \frac{0.5 V_1^2}{2g} + \frac{V_1^2 - V_2^2}{2g}$$

“Handbook of Applied Hydraulics” C.W. Davis,
1ra. Edición, 1942,
pp. 928 y 930

Fórmula de Metcalf & Eddy

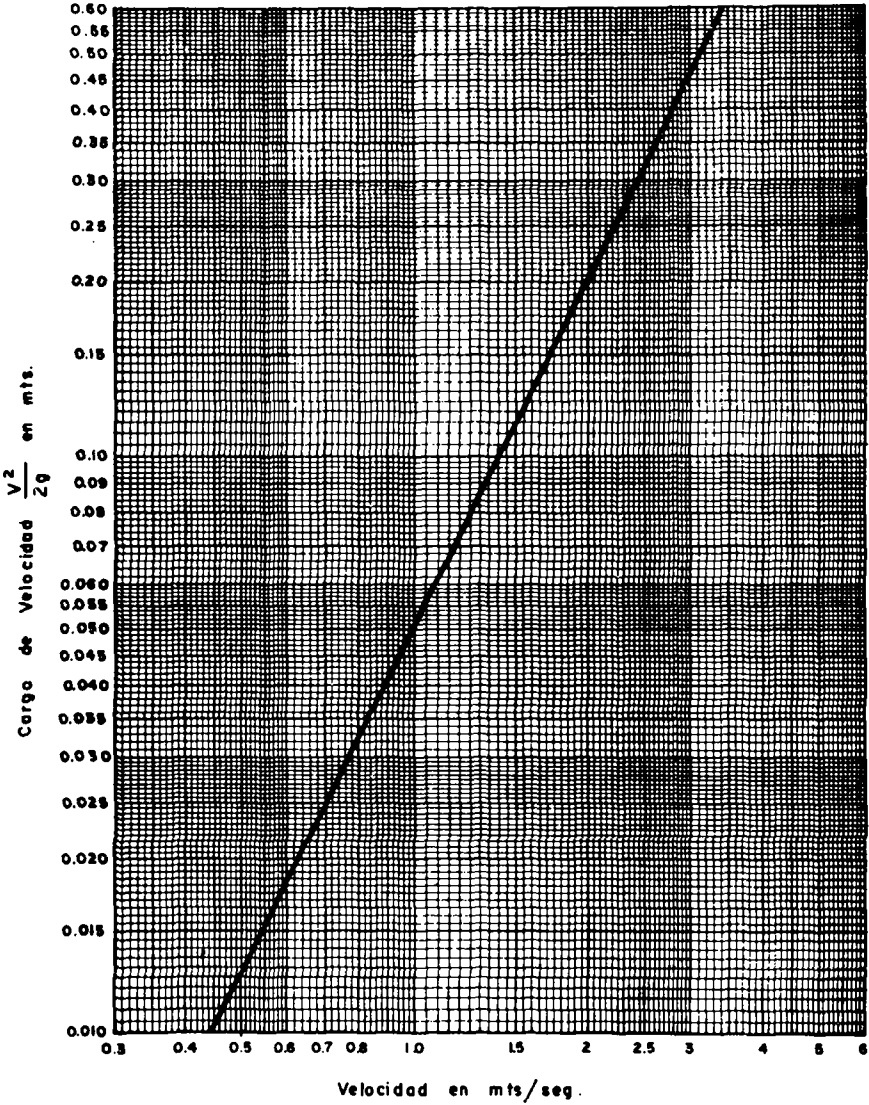


GRAFICO 1 CARGA DE VELOCIDAD $\frac{V^2}{2g}$ PARA DIFERENTES VELOCIDADES

TEORIA, DISEÑO Y CONTROL DE LOS PROCESOS DE CLARIFICACION DEL AGUA

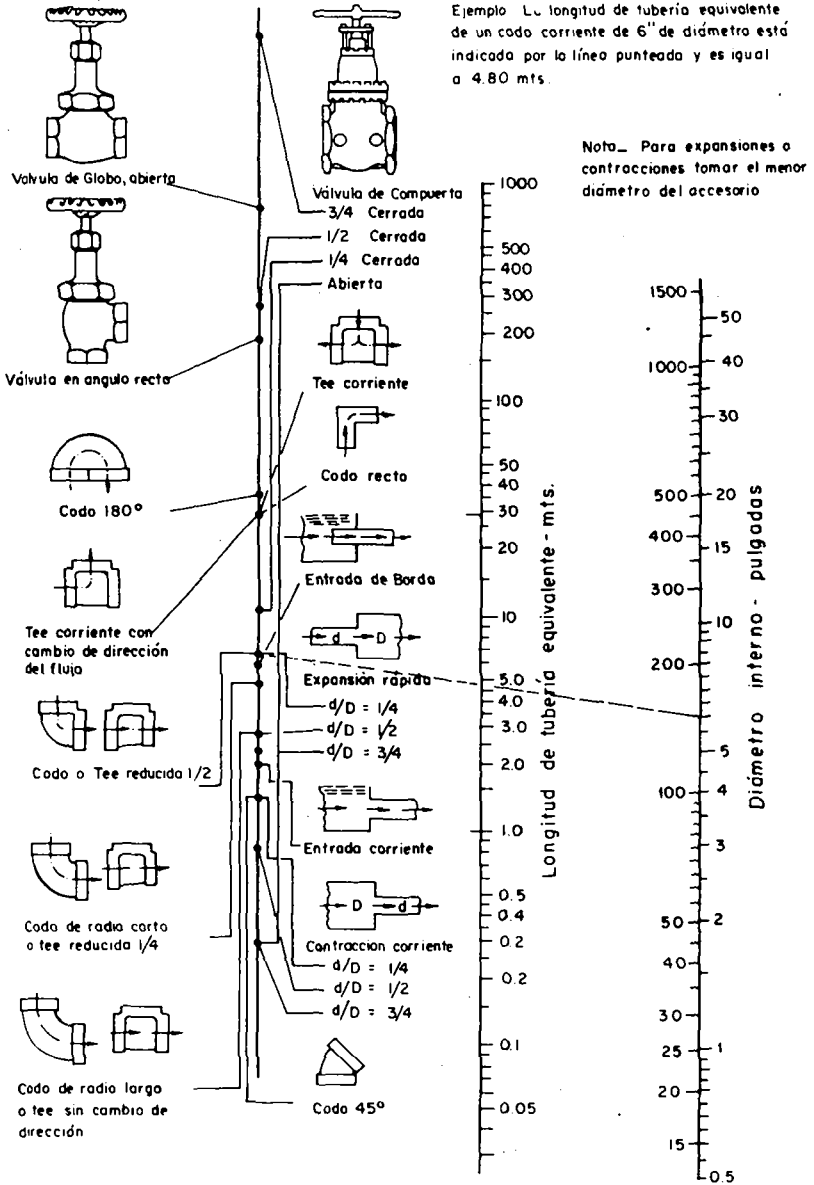


GRAFICO N° 2 LONGITUD DE TUBERIA QUE EQUIVALE A LA PERDIDA DE CARGA PRODUCIDA POR UN ACCESORIO

EQUIVALENTES DE PRESION Y CARGA HIDRAULICA

Presión o Carga	lb/pulgada ²	lb/pie ²	Atmós- feras	kg/cm ²	kg/m ²	agua 12°C	pulg. agua 12°C	pulg. mercurio 0°C	mm mercurio 0°C
lb/pulgada ²	1	144	0.068046	0.070307	703.067	27.707	2.3039	2.03601	51.7148
lb/pie ²	0.0069445	1	0.000473	0.000488	4.88241	0.19241	0.01603	0.014139	0.35913
Atmósferas	14.696	2116.22	1	1.0332	10332.27	407.17	33.931	29.921	760.
kg/cm ²	14.2234	2048.17	0.96784	1	10000.	394.08	32.840	28.959	735.559
kg/m ²	0.001422	0.204817	0.0000968	0.0001	1	0.03941	0.003284	0.002896	0.073556
Pulg. agua *	0.036092	5.1972	0.002456	0.00253	25.375	1	0.08333	0.073483	1.8665
pies agua *	0.433103	62.3668	0.029471	0.03045	304.50	12.	1	0.88180	22.3980
pulg. mercurio	0.491157	70.7266	0.033421	0.03453	345.316	13.608	1.1340	1	25.40005
mm mercurio	0.0193368	2.78450	0.0013158	0.0013595	13.59509	0.535764	0.044647	0.03937	1

EQUIVALENCIAS PRACTICAS

libra	gramo	onza
1	454	16
0.0022	1	0.035
0.063	2835	1

pulgada cuadrada	centimetro cuadrado	pie cuadrado
1	6.452	0.0069
0.155	1	0.0011
144	929	1

AREA

PESO

LONGITUD

	pulgada	centímetros	pie	yarda
	1	2.54	0.083	0.027
	0.39	1	0.033	0.011
	12	30.48	1	0.334
	36	91.44	3	1

GASTOS

Litros por segundo	Metros cúbicos por día	Pies cúbicos por segundo	galones por minuto	miles de galones por día
1	86.4	0.0353	15.85	22.82
	1		0.1835	0.264
28.32	2446.85	1	448.86	646.35
0.063	5.451	0.0022	1	1.440
43.81	3785.	1.547	694.44	1,000

VOLUMEN

litros	metros cúbicos	pies cúbicos	pulgada cúbica	galones
1	0.001	0.035	61.02	0.264
1000	1	35.1	61.05	264.1
28.32	0.0283	1	1.728	7.48
0.0164		0.00057	1	0.0043
3.785	0.0038	0.1337	231	1

CARGA DE AGUA EN METROS A LIBRAS POR PULGADA CUADRADA

$$1 \text{ mt.} = 1.422 \text{ lb/pulg.}^2$$

Metros		D E C I M O S								
Unidad	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	.	0.142	0.284	0.426	0.569	0.711	0.853	0.995	1.137	1.279
1	1.422	1.564	1.706	1.848	1.990	2.132	2.275	2.417	2.559	2.701
2	2.843	2.985	3.127	3.270	3.412	3.554	3.696	3.838	3.980	4.123
3	4.265	4.407	4.549	4.691	4.833	4.976	5.118	5.260	5.402	5.544
4	5.686	5.828	5.971	6.113	6.255	6.397	6.539	6.681	6.824	6.966
5	7.108	7.250	7.392	7.534	7.677	7.819	7.961	8.103	8.245	8.387
6	8.530	8.672	8.814	8.956	9.098	9.240	9.382	9.525	9.667	9.809
7	9.951	10.093	10.235	10.378	10.520	10.662	10.804	10.946	11.088	11.231
8	11.373	11.515	11.657	11.799	11.941	12.083	12.226	12.368	12.510	12.652
9	12.794	12.936	13.079	13.221	13.363	13.505	13.647	13.789	13.932	14.074

LIBRAS POR PULGADA CUADRADA A KILOGRAMOS POR CENTIMETRO CUADRADO

$$1 \text{ lb/1 pulg.}^2 = 0.0703 \text{ kg./cm}^2.$$

lb/pulgada ²		D E C I M O S								
Unidad	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0		0.007	0.014	0.021	0.028	0.035	0.042	0.049	0.056	0.063
1	0.070	0.077	0.084	0.091	0.098	0.105	0.112	0.120	0.127	0.134
2	0.141	0.148	0.155	0.162	0.169	0.176	0.183	0.190	0.197	0.204
3	0.211	0.218	0.225	0.232	0.239	0.246	0.253	0.260	0.267	0.274
4	0.281	0.288	0.295	0.302	0.309	0.316	0.323	0.330	0.337	0.345
5	0.352	0.359	0.366	0.373	0.380	0.387	0.394	0.401	0.408	0.415
6	0.422	0.429	0.436	0.443	0.450	0.457	0.464	0.471	0.478	0.485
7	0.492	0.499	0.506	0.513	0.520	0.527	0.534	0.541	0.548	0.555
8	0.562	0.569	0.577	0.584	0.591	0.598	0.605	0.612	0.619	0.626
9	0.633	0.640	0.647	0.654	0.661	0.668	0.675	0.682	0.689	0.696

KILOGRAMO POR CENTIMETRO CUADRADO A LIBRAS POR PULGADA CUADRADA

1 Kg./cm² = 14.223 lbs/1 pulg.²

Kg/cm ²	D E C I M O S									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Unidad										
0	14.223	1.422	2.845	4.267	5.689	7.112	8.534	9.956	11.379	12.801
1	28.447	15.646	17.068	18.490	19.913	21.335	22.757	24.180	25.602	27.024
2	42.670	29.869	31.291	32.714	34.136	35.559	36.981	38.403	39.826	41.248
3	56.894	44.093	45.515	46.937	48.360	49.782	51.204	52.627	54.049	55.471
4	71.117	58.316	59.738	61.161	62.583	64.005	66.428	66.850	68.272	69.695
5	85.340	72.539	73.962	75.384	76.806	78.229	79.651	81.073	82.496	83.918
6	99.564	86.763	88.185	89.607	91.030	92.452	93.874	95.297	96.719	98.141
7	113.787	100.986	102.408	103.831	105.253	106.676	108.098	109.520	110.943	112.365
8	128.011	115.210	116.632	118.054	119.477	120.899	122.321	123.744	125.166	126.588
9		129.433	130.855	132.278	133.700	135.122	136.545	137.967	139.389	140.812

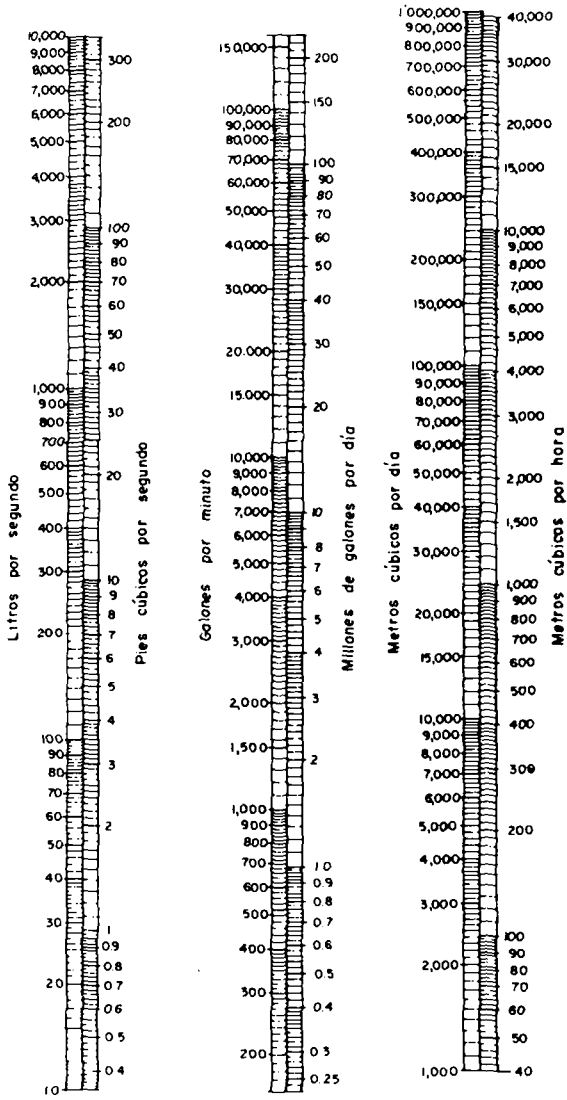


GRÁFICO N° 3 CONVERSIONES DE UNIDADES DE FLUJO

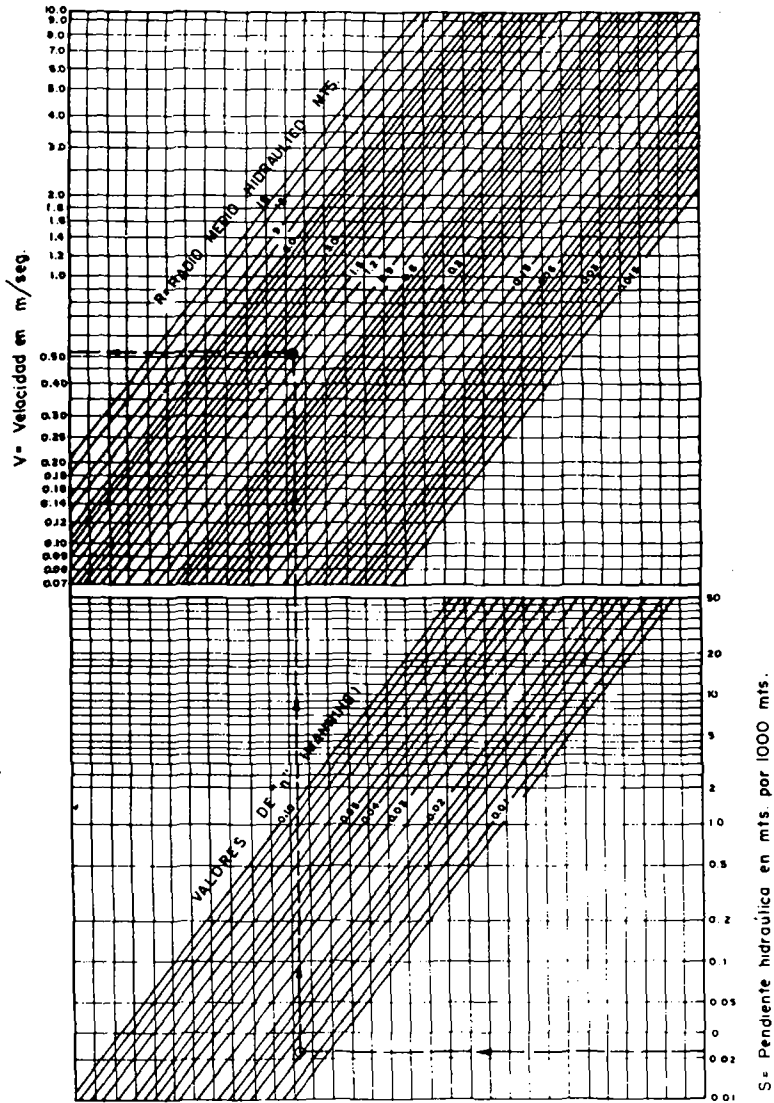


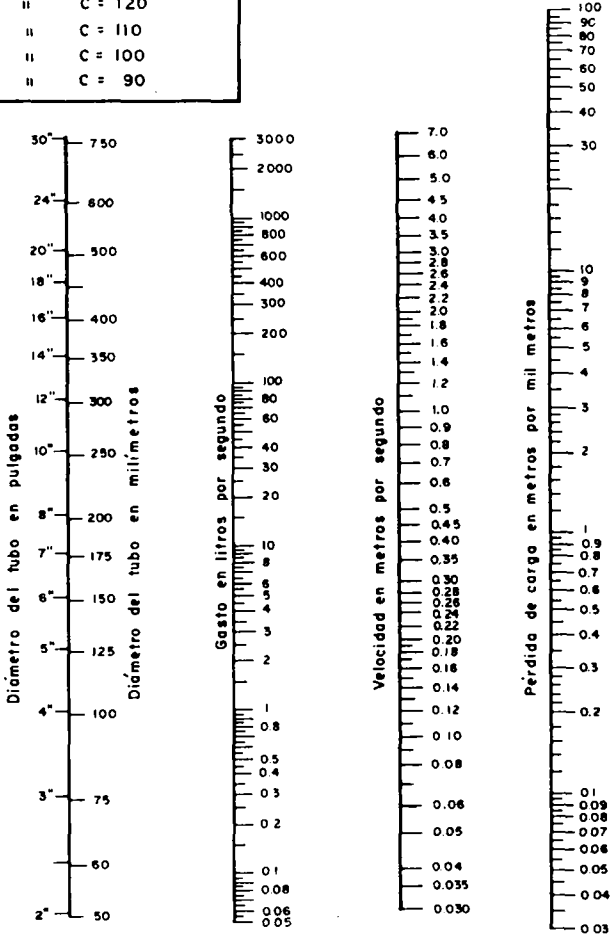
GRAFICO N°4 DIAGRAMA PARA CALCULAR LA VELOCIDAD EN CANALES ABIERTOS SEGUN LA FORMULA DE MANNING

$(V = \frac{1}{n} r^{2/3} s^{1/2})$ Donde n = coeficiente, $r = \frac{\text{area}}{\text{perimetro mojado}}$, s = pendiente del canal)

Si se quiere calcular la pérdida de carga por fricción para valores diferentes a $C = 140$, multiplicar por:

1,147	para	$C = 130$
1,328	"	$C = 120$
1,564	"	$C = 110$
1,865	"	$C = 100$
2,265	"	$C = 90$

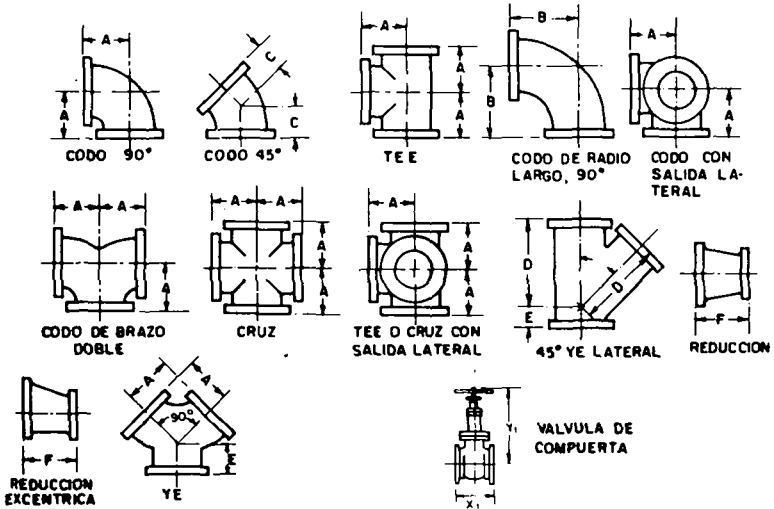
$C = 140$



$$Q = 0.28 C D^{2.63} J^{0.54}$$

GRAFICO Nº 5 NOMOGRAMA DE LA FORMULA DE HAZEN Y WILLIAMS

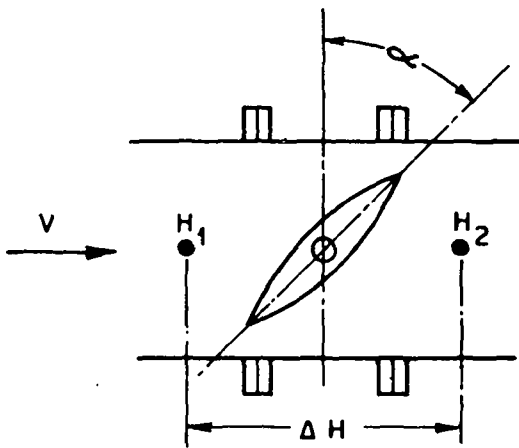
TEORIA, DISEÑO Y CONTROL DE LOS PROCESOS DE CLARIFICACION DEL AGUA



D Nominal	D interno E	A mm	B mm	C mm	D mm	E mm	F mm	D de la brida	Espesor de la brida	X ₁	Y ₁
1	25	89	127	44	146	44	—	108	11	—	—
1-1/4	32	95	140	51	159	44	—	118	13	—	—
1-1/2	38	102	152	57	177	51	—	127	14	—	—
2	51	114	165	63	203	63	127	152	16	177	330
2-1/2	63	127	177	76	241	63	140	177	17	190	348
3	76	140	197	76	254	76	152	190	19	203	394
3-1/2	89	152	215	89	292	76	165	215	21	215	419
4	102	165	228	102	305	76	177	228	24	228	472
5	127	190	286	114	342	89	203	254	24	254	543
6	152	203	292	127	368	89	228	279	25	267	587
8	203	228	355	140	444	114	279	342	29	292	698
10	254	279	419	165	521	127	305	406	30	330	838
12	305	305	483	190	622	140	355	483	32	355	927
14	355	355	546	190	686	152	406	533	35	381	997
16	406	381	610	203	762	165	457	596	37	406	1225
18	457	419	673	215	813	177	483	635	40	432	1238
20	508	457	737	241	889	203	508	698	43	457	1333
24	610	559	864	279	1029	228	610	813	48	508	1613
30	762	635	1054	381	1244	254	762	987	54	610	1918
36	914	711	1244	457	—	—	914	1168	60	711	2336
42	1068	787	1435	533	—	—	1067	1346	67	838	2692
48	1219	864	1625	610	—	—	1219	1511	70	914	2895

GRAFICO 6 - DIMENSIONES DE ACCESORIOS (NORMAS ASA)

Tabla II – Pérdida de carga en válvula de mariposa



ECUACIONES

$$Q = C_f D^2 \Delta H \qquad \Delta H = k \frac{v^2}{2g} \qquad v = \frac{2g \Delta H}{k} \qquad v = C_f \Delta H$$

Q = flujo ΔH = pérdida de carga a través de la válvula

C_f = coeficiente de flujo v = velocidad

D = diámetro de la válvula k = coeficiente de la carga de velocidad.

g = 981

Valores de C_f y k

Angulo = ∞	C_f	k
0°	0	inf.
10°	.032	976
20°	.079	160
25°	.108	85.7
30°	.145	49.6
35°	.176	32.3
40°	.215	21.6
45°	.276	13.1
50°	.381	6.89
55°	.518	3.94
60°	.646	2.40
65°	.816	1.50
70°	1.011	0.978
75°	1.220	0.672
80°	1.370	0.533
85°	1.475	0.460
90°	1.580	0.401

IMPRESO EN EL CEPIS, LIMA - PERU