

## CAPÍTULO VII - 10. FILTRACIÓN RÁPIDA

### ÍNDICE

---

<b>1. INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>1</b>
<b>1.1. CLASIFICACIÓN SEGÚN LA FORMA DE OPERACIÓN .....</b>	<b>2</b>
<b>1.2. DESCRIPCIÓN GENERAL DE UN FILTRO .....</b>	<b>2</b>
<b>2. PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS DE LOS MATERIALES FILTRANTES .</b>	<b>6</b>
<b>3. MECANISMO DE LA FILTRACIÓN .....</b>	<b>13</b>
<b>4. CINÉTICA DE LA FILTRACIÓN .....</b>	<b>18</b>
<b>4.1. CONSIDERACIONES INICIALES .....</b>	<b>18</b>
<b>4.2. TEORÍA FENOMENOLÓGICA.....</b>	<b>18</b>
<b>4.3. TEORÍA DE LAS TRAYECTORIAS.....</b>	<b>25</b>
<b>5. PÉRDIDA DE CARGA EN EL MEDIO FILTRANTE FIJO .....</b>	<b>29</b>
<b>6. FILTRABILIDAD .....</b>	<b>39</b>
<b>6.1. INDICE DE FILTRABILIDAD DE HUDSON.....</b>	<b>42</b>
<b>6.2. INDICE DE FILTRABILIDAD DE CLEASBY .....</b>	<b>43</b>
<b>6.3. INDICE DE FILTRABILIDAD DE IVES .....</b>	<b>45</b>
<b>7. FLUIDIFICACIÓN DE MEDIOS GRANULARES.....</b>	<b>46</b>
<b>7.1. CONSIDERACIONES INICIALES .....</b>	<b>46</b>
<b>7.2. PÉRDIDA DE CARGA EN MEDIOS GRANULARES EXPANDIDOS .....</b>	<b>47</b>
<b>7.3. PREVISIÓN DE LA EXPANSIÓN DE LOS MEDIOS GRANULARES .....</b>	<b>50</b>
<b>7.4. MECANISMOS RESPONSABLES DE LA REMOCIÓN DE IMPUREZAS DURANTE EL LAVADO .....</b>	<b>62</b>
<b>8. PROYECTO DE FILTROS RÁPIDOS A GRAVEDAD .....</b>	<b>64</b>

<b>8.1. INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>64</b>
<b>8.2. MEDIOS FILTRANTES.....</b>	<b>64</b>
8.2.1. <i>Especificaciones de Materiales Filtrantes .....</i>	<i>64</i>
8.2.2. <i>Medios Filtrantes .....</i>	<i>65</i>
8.2.3. <i>Filtros Convencionales de Capa Unica de Arena.....</i>	<i>75</i>
8.2.4. <i>Filtros de Manto Unico de Arena Prácticamente Uniforme.....</i>	<i>75</i>
8.2.5. <i>Filtros de Manto Dual .....</i>	<i>75</i>
<b>9. FONDO DE FILTROS .....</b>	<b>77</b>
<b>9.1. CONSIDERACIONES INICIALES.....</b>	<b>77</b>
<b>9.2. FONDO CON CAÑERÍAS PERFORADAS .....</b>	<b>78</b>
<b>9.3. FONDO CON BLOQUES .....</b>	<b>79</b>
<b>9.4. FALSO FONDO .....</b>	<b>82</b>
9.4.1. <i>Falso Fondo con Boquillas.....</i>	<i>82</i>
9.4.2. <i>Fondo con Vigas en V.....</i>	<i>84</i>
<b>9.5. PÉRDIDA DE CARGA EN LOS SISTEMAS DE DRENAJE .....</b>	<b>85</b>
<b>10. LAVADO DE LOS FILTROS .....</b>	<b>90</b>
<b>10.1. MÉTODOS DE LAVADO.....</b>	<b>90</b>
10.1.1. <i>Lavado con Agua en Sentido Ascensional .....</i>	<i>91</i>
<b>10.2. LAVADO AUXILIAR SUPERFICIAL Y SUBSUPERFICIAL .....</b>	<b>91</b>
10.2.1. <i>Lavado con Aire y Agua.....</i>	<i>92</i>
<b>10.3. AGUA PARA LAVADO .....</b>	<b>94</b>
10.3.1. <i>Tanque Elevado .....</i>	<i>94</i>
10.3.2. <i>Bombeo Directo .....</i>	<i>95</i>
10.3.3. <i>Agua Proveniente de los Demás Filtros de la Batería .....</i>	<i>96</i>
<b>10.4. RECOLECCIÓN DEL AGUA DE LAVADO .....</b>	<b>97</b>
<b>10.5. CONSIDERACIONES SOBRE EL LAVADO CON AIRE Y AGUA .....</b>	<b>98</b>
10.5.1. <i>Lavado con Aire y Agua.....</i>	<i>98</i>
10.5.2. <i>Escurrimiento de Aire en Orificios y Caños .....</i>	<i>101</i>
<b>11. BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>105</b>

## LISTA DE ILUSTRACIONES

### TABLAS

<b>Tabla 1.</b> Tamices utilizados en ensayos granulométricos .....	<b>6</b>
<b>Tabla 2.</b> Valores del coeficiente de esfericidad, factor de forma y porosidad típica de los granos de arena.....	<b>9</b>
<b>Tabla 3.</b> Masa específica de los materiales filtrantes usuales.....	<b>12</b>
<b>Tabla 4.</b> Remoción de partículas en un medio filtrante constituido de cuatro subcapas.....	<b>24</b>
<b>Tabla 5.</b> Valores de $\sum X_i / (D_{gi})^2$ .....	<b>36</b>
<b>Tabla 6.</b> Índice de rotura del manto, según Hudson .....	<b>43</b>
<b>Tabla 7.</b> Índice de filtrabilidad según Cleasby .....	<b>44</b>
<b>Tabla 8.</b> Valores de $R_e$ ; $G_a$ y $X_i / 1 - \varepsilon_{ei}$ .....	<b>58</b>
<b>Tabla 9.</b> Porosidades óptimas del medio granular expandido .....	<b>63</b>
<b>Tabla 10.</b> Características de carbones y antracita.....	<b>65</b>
<b>Tabla 11.</b> Características de los materiales granulares de filtros de manto dual – antracita y arena ..	<b>76</b>
<b>Tabla 12.</b> Composición del manto – bloques Leopold .....	<b>82</b>
<b>Tabla 13.</b> Composición de la capa soporte – Falso fondo con boquillas.....	<b>83</b>
<b>Tabla 14.</b> Composición de la capa soporte – Falso fondo californiano .....	<b>84</b>
<b>Tabla 15.</b> Métodos principales de lavado .....	<b>90</b>
<b>Tabla 16.</b> Valores de la masa específica del aire .....	<b>101</b>

## FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Principales aplicaciones de la filtración .....	1
<b>Figura 2.</b> Esquema de un filtro rápido .....	3
<b>Figura 3.</b> Curvas de distribución granulométrica .....	7
<b>Figura 4.</b> Escala de comparación visual de la forma de los granos y valores del coeficiente de esfericidad.(Suguro, K. Introdução à Sedimentologia –Edgard Blucher, São Paulo) .....	9
<b>Figura 5.</b> Forma de los granos insertos en un círculo – Fair, G.M., Geyer J.C., John Wiley, Sons, New York, USA, 1968 .....	10
<b>Figura 6.</b> Filtración con acción superficial significativa .....	14
<b>Figura 7.</b> Filtración con acción de profundidad .....	14
<b>Figura 8.</b> Eficiencia del depósito de partículas suspendidas en un grano aislado limpio ( $\mu\text{m}$ ) .....	15
<b>Figura 9.</b> Interacción entre las fuerzas de origen electrostático y las de Van der Waals - Partículas de arcilla y granos del medio filtrante .....	16
<b>Figura 10.</b> Elemento de volumen del medio filtrante.....	18
<b>Figura 11.</b> Variación de la concentración de partículas en el espesor de un medio filtrante uniforme al iniciar la filtración.....	21
<b>Figura 12.</b> Curva de distribución granulométrica de un medio filtrante no uniforme .....	21
<b>Figura 13.</b> Variación de $C$ y $\sigma$ en el medio filtrante para diferentes tiempos de operación .....	22
<b>Figura 14.</b> Variación de $T/T_0$ con el espesor del medio filtrante en función del tiempo de operación para la velocidad de filtración de 120 m/d .....	23
<b>Figura 15.</b> Variación de $T/T_0$ con el tiempo de operación en las diferentes profundidades del medio filtrante para la velocidad de filtración de 120 m/d .....	23
<b>Figura 16.</b> Variación del coeficiente $\lambda$ con el depósito específico $\sigma$ .....	25
<b>Figura 17.</b> Variación de la pérdida de carga en un medio filtrante de doble capa en función del espesor y tiempo de operación.....	33
<b>Figura 18.</b> Variación de la pérdida de carga en arena en función del espesor y tiempo de operación – Valores experimentales y teóricos según Ives .....	34
<b>Figura 19.</b> Etapas de filtración con velocidad constante.....	39
<b>Figura 20.</b> Efecto de flóculos resistentes en la calidad del efluente y duración de la carrera de filtración: Turbiedad del agua cruda = 30 - 45 UT, dosis de sulfato de aluminio = 7 mg/L, dosis de sílice activada = 20 mg/L, turbiedad media del afluente al filtro = 2 UT; velocidad de filtración = 120 m/d .....	40
<b>Figura 21.</b> Efecto de flóculos débiles en la calidad del efluente y duración de la carrera de filtración: turbiedad del agua cruda = 20 UT, dosis de sulfato de aluminio = 100 mg/L, dosis de carbón activado = 2 mg/L, velocidad de filtración = 120 m/d, turbiedad media del afluente al filtro = 15 UT .....	40
<b>Figura 22.</b> Etapa inicial de la filtración .....	41
<b>Figura 23.</b> Variación de la posición de los granos durante el lavado .....	46
<b>Figura 24.</b> Variación de la porosidad $\varepsilon$ , del espesor del medio granular $L_{fe}$ y de la pérdida de carga $H_{fa}$ , en función de la velocidad ascensional $U_a$ .....	47
<b>Figura 25.</b> Resultados de la pérdida de carga en función de la velocidad ascensional para arena y antracita .....	48
<b>Figura 26.</b> Variación de la pérdida de carga en un medio granular en función de la velocidad ascensional .....	49
<b>Figura 27.</b> Relación entre la porosidad del medio granular y el coeficiente de esfericidad para $U_a = U_{mf}$ .....	50
<b>Figura 28.</b> Porosidad del lecho expandido ( $\varepsilon_e$ ) en función del número de Reynolds ( $Re$ ) y del número de Galileo ( $G_a$ ).....	57
<b>Figura 29.</b> Variación de la masa específica conjunta o en función de la velocidad ascensional .....	60
<b>Figura 30.</b> Relación entre el espesor de la capa filtrante y tamaño de los granos del medio filtrante .....	66
<b>Figura 31.</b> Variación de la turbiedad del afluente (agua decantada) y del efluente (agua filtrada) y de la pérdida de carga en filtros convencionales de arena – Velocidad de filtración de 160 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> . d.....	68

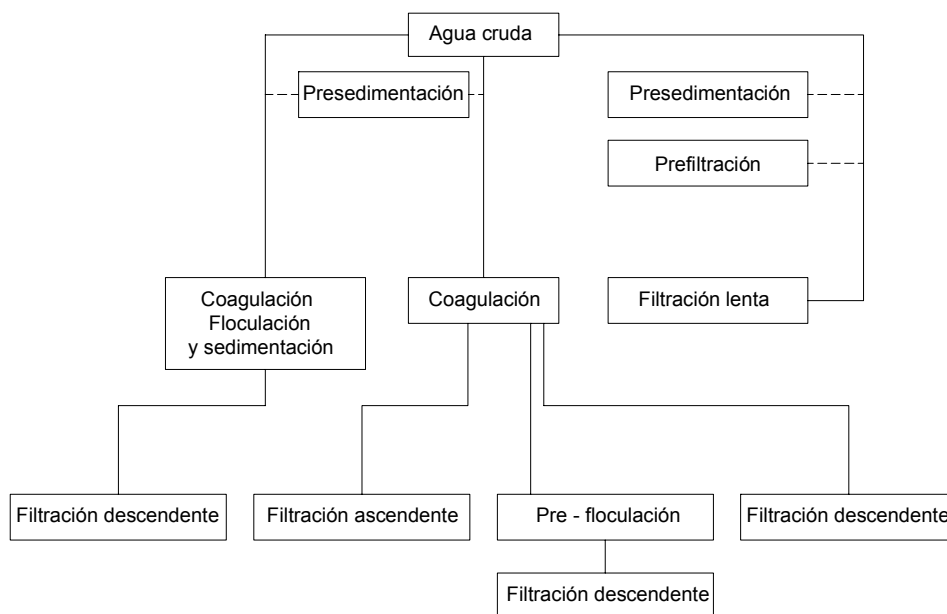
<b>Figura 32.</b> Variación de la turbiedad del afluente (agua decantada) y del efluente (agua filtrada) y de la pérdida de carga en filtros convencionales de arena para velocidad de filtración de $280 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .....	<b>68</b>
<b>Figura 33.</b> Variación de la turbiedad del agua decantada del agua filtrada y de la pérdida de carga en un filtro piloto con lecho filtrante de antracita y arena operado con tasa constante e igual a $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .....	<b>69</b>
<b>Figura 34.</b> Variación de la turbiedad del afluente (agua decantada) y de los efluentes de filtros con arena prácticamente uniforme, para la velocidad de filtración de $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .....	<b>70</b>
<b>Figura 35.</b> Variación de la pérdida de carga en función del espesor del manto filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro $F_1$ , con velocidad de filtración = $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .....	<b>70</b>
<b>Figura 36.</b> Variación de la pérdida de carga en función del espesor del manto filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro $F_2$ , con velocidad de filtración = $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .....	<b>71</b>
<b>Figura 37.</b> Variación de la pérdida de carga en función del espesor del manto filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro $F_3$ , con velocidad de filtración = $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .....	<b>71</b>
<b>Figura 38.</b> Variación de la turbiedad del agua decantada, del agua filtrada y de la pérdida de carga en filtro piloto con manto filtrante constituido de arena y antracita, operado con velocidad de filtración de $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .....	<b>72</b>
<b>Figura 39.</b> Variación de la turbiedad del agua decantada, del agua filtrada en filtros de arena prácticamente uniforme, con velocidad de filtración de $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .....	<b>73</b>
<b>Figura 40.</b> Variación de la pérdida de carga en función del espesor de capa filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro $F_1$ , con velocidad de filtración de $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .....	<b>73</b>
<b>Figura 41.</b> Variación de la pérdida de carga en función del espesor del manto filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro $F_2$ , con velocidad de filtración de $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ (38) .....	<b>74</b>
<b>Figura 42.</b> Variación de la pérdida de carga en función del espesor del manto filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro $F_3$ , con velocidad de filtración $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .....	<b>74</b>
<b>Figura 43.</b> Velocidad ascensional de lavado en función del tamaño de los granos de diferentes materiales granulares .....	<b>76</b>
<b>Figura 44.</b> Disposición de la capa soporte según Baylis .....	<b>77</b>
<b>Figura 45.</b> Sistema de cañerías con orificios .....	<b>78</b>
<b>Figura 46.</b> Bloques tipo Leopold .....	<b>80</b>
<b>Figura 47.</b> Disposición de los bloques cerámicos .....	<b>81</b>
<b>Figura 48.</b> Características del bloque universal y disposición típica de la entrada de agua y de aire para lavado .....	<b>81</b>
<b>Figura 49.</b> Boquillas simples utilizadas en filtros rápidos .....	<b>83</b>
<b>Figura 50.</b> Esquema de una boquilla especial para lavado con aire y agua .....	<b>84</b>
<b>Figura 51.</b> Falso fondo con vigas en forma de V invertida .....	<b>85</b>
<b>Figura 52.</b> Pérdida de carga en boquillas comunes .....	<b>86</b>
<b>Figura 53.</b> Pérdida de carga en boquillas especiales .....	<b>86</b>
<b>Figura 54.</b> Sistema de cañerías provistas de orificios .....	<b>87</b>
<b>Figura 55.</b> Pérdida de carga en bloques Leopold .....	<b>88</b>
<b>Figura 56.</b> Pérdida de carga en función de la velocidad del aire .....	<b>89</b>
<b>Figura 57.</b> Pérdida de carga en el bloque universal durante el lavado simultáneo con aire y agua ....	<b>89</b>
<b>Figura 58.</b> Molinete hidráulico para lavado superficial .....	<b>92</b>
<b>Figura 59.</b> Instalación de dos filtros con canal central receptor del agua de lavado y con canaleta longitudinal para distribución de agua decantada destinada al escurrimiento superficial del agua de lavado .....	<b>94</b>
<b>Figura 60.</b> Esquema de la disposición de los filtros para lavado de uno de ellos con agua proveniente de los demás de la batería en pequeñas instalaciones .....	<b>96</b>
<b>Figura 61.</b> Lavado de un filtro con agua proveniente de los demás de la batería. Filtros aislados por medio de compuertas .....	<b>97</b>
<b>Figura 62.</b> Esquema de canaletas colectoras de agua de lavado .....	<b>98</b>
<b>Figura 63.</b> Comparación entre la eficiencia del lavado con agua y el lavado con aire y agua .....	<b>99</b>
<b>Figura 64.</b> Coeficiente de flujo de aire en función de la relación $p_2/p_1$ .....	<b>102</b>



## 1. INTRODUCCIÓN

La filtración es el proceso mediante el cual se logra la remoción de partículas suspendidas y coloidales y de microorganismos presentes en el agua que escurre a través de un medio poroso. En general, la filtración es el proceso final de remoción de impurezas realizado en una Planta de Tratamiento de Agua y por lo tanto, principal responsable de la producción de agua con calidad acorde con las normas de potabilidad establecidas, como se ve en la **Figura 1**.

La descripción cuantitativa de la filtración implica formulaciones matemáticas de los mecanismos responsables de la retención de las partículas en el medio filtrante. Tales modelos han sido aplicados con poco éxito en la previsión del comportamiento de la filtración, razón por la cual hasta el presente se hace necesario la combinación de la teoría con los resultados de las investigaciones para el proyecto y operación de los filtros de una planta.



**Figura 1.** Principales aplicaciones de la filtración

En la filtración rápida descendente (con acción en profundidad) las partículas se retienen en todo el espesor del medio filtrante, en contraposición a la acción superficial, donde la retención es significativa sólo en la parte superior del medio filtrante. Independientemente del tipo de filtración, luego de un cierto tiempo de funcionamiento, existe la necesidad del lavado del filtro, generalmente realizado mediante el pasaje de agua y eventualmente aire en el sentido ascendente con velocidad relativamente alta para promover la fluidificación parcial del medio granular y el arrastre de las partículas previamente retenidas, con la también eventual combinación con un lavado superficial o subsuperficial.

## 1.1. CLASIFICACIÓN SEGÚN LA FORMA DE OPERACIÓN

- Según la velocidad de filtración  $U_f$  (cm/s) (como velocidad vertical de aproximación al manto, ya que la velocidad en el lecho filtrante será superior, función de la porosidad del mismo), que también se define como carga superficial, en cuyo caso generalmente se expresa en  $m^3/m^2d$ : filtración lenta con baja carga superficial y filtración rápida con alta carga superficial.
- Según el sentido del escurrimiento: filtración ascendente de abajo hacia arriba, filtración descendente de arriba hacia abajo y mixta ascendente – descendente.
- Según sea la carga hidráulica sobre el lecho filtrante: filtración a presión y filtración a gravedad.
- Según sea el pretratamiento previo: filtración convencional con coagulación, floculación y decantación y filtración directa con coagulación con o sin prefloculación.
- Según sea la velocidad de filtración durante una carrera: velocidad constante y velocidad decreciente.

Las características de los diferentes tipos de filtros se describen en los Numerales 4, 5, 11, 12, 13 y 14 de este Capítulo.

## 1.2. DESCRIPCIÓN GENERAL DE UN FILTRO

Un filtro rápido a gravedad o a presión está constituido por una caja, generalmente de hormigón armado en los de gravedad y metálicos en los de presión. Normalmente dentro de la caja se alojan los siguientes elementos (ver **Figura 2**).

### ***Sistema de entrada del agua a filtrar***

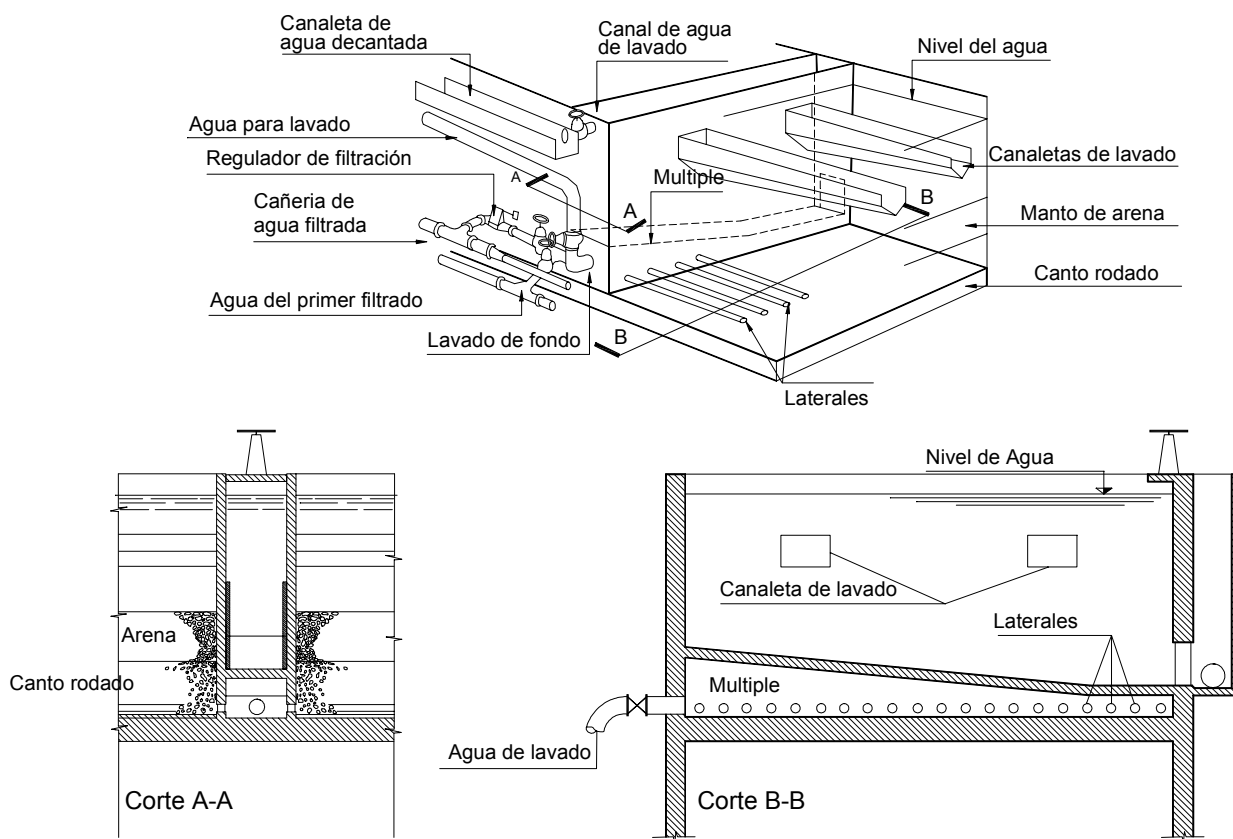
El líquido a tratar puede ingresar a cada unidad por medio de un conducto o canal, a pelo libre o a presión, según sea el sistema de regulación adoptado. Este puede ser para tener un caudal constante o variable de acuerdo a las pérdidas de carga que se producen durante la carrera de filtración de la unidad.

### ***Altura líquida sobre el manto filtrante o sobrenadante***

Es la que se diseña para tener la carga hidráulica disponible del filtro para compensar las pérdidas de carga durante una carrera, entre otras por colmatación del manto filtrante.

También puede ser su nivel líquido superficial, constante o variable, según sea la regulación con la entrada o salida de la unidad.

En un filtro dinámico ese tirante líquido corresponde al escurrimiento superficial de autolavado, con un valor constante (0,8 a 2,0 cm).



**Figura 2.** Esquema de un filtro rápido

### ***Manto filtrante***

El elemento básico de un filtro es el lecho granular graduado constituido por una capa uniforme o estratificada, de arena y/o antracita a los que puede agregarse granate o ilmenita en lechos conformando mantos duales o múltiples. Es fundamental diseñar adecuadamente su espesor y su granulometría (tamaño efectivo, tamaño menor y mayor de los granos coeficiente de uniformidad, coeficiente de esfericidad, porosidad y masa específica).

Para su diseño es fundamental conocer la velocidad de filtración.

### ***Lecho soporte***

El manto soporte normalmente es de grava graduada con tamaños crecientes de arriba hacia abajo. La granulometría y el espesor dependen del sistema de drenaje diseñado para el tipo de lavado adoptado.

### ***Sistema de drenaje y falso fondo***

Está constituido por elementos o dispositivos que permiten la recolección del agua filtrada y además distribuir uniformemente en todo el manto filtrante para su limpieza en la operación de lavado de la unidad colmatada en la finalización de una carrera.

El dispositivo drenante puede ser de conductos con orificios (múltiples y laterales) rodeados del manto sostén, de bloques o vigas premoldeadas con falso fondo y de bloques especiales sin falso fondo.

### ***Sistema de salida del agua filtrada***

Al igual que el de ingreso del líquido a filtrar, puede ser por medio de conductos cerrados o canales, que se comunican con el sistema drenante en los filtros descendentes o en el sobrenadante en los ascendentes.

También la regulación del caudal filtrado se puede realizar por medio de dispositivos especiales (válvulas comandadas por el nivel del sobrenadante, venturis, orificios calibrados, vertederos, etc.)

Hay dos formas de regular el proceso de filtración: velocidad de filtración constante y pérdida de carga variable o velocidad de filtración variable y pérdida de carga variable.

### ***Sistema de lavado de los filtros***

Está compuesto por canaletas o cañerías colectoras ubicadas en la zona del sobrenadante, además de canales o conductos de agua sucia del lavado que la derivan al exterior para su disposición final. Además de los conductos, válvulas y compuertas se proyecta un tanque elevado con agua para el lavado o un sistema de bombeo de ese líquido.

### ***Elementos accesorios de un filtro (dependen del tipo de filtro utilizado)***

- Indicador del caudal instantáneo del agua filtrada y/o del agua de lavado, que puede realizarse mediante medidores (caudalímetros) o vertederos.
- Indicador de pérdida de carga.
- Sistema de inyección de aire cuando se adopta el sistema de lavado con agua y aire.
- Mesas o pupitres de operación en planta de potabilización de mayor capacidad, que puede incluir el sistema de automatización del accionamiento de válvulas, compuertas, vertederos, etc.
- Galería de conductos.

### ***Operación normal***

El agua filtrada debe tener una turbiedad óptima según Normas, generalmente inferior a 1 UT.

Cuando la demanda es inferior a la capacidad del filtro hay que disminuir la velocidad de filtros pero hacerla funcionar continuamente, sin producir detenciones que son negativas.

El indicador de pérdida de carga y en algunos casos el detector de coágulos proporciona la necesidad de su lavado cuando llega a valores límites de turbiedad ("rotura del manto") o se tiene la pérdida de carga de la carrera igual a la carga hidráulica disponible de diseño.

Cuando se produce cualquiera de esas alternativas en forma prematura, hay que estudiar la causa.

Es conveniente eliminar el agua del primer filtrado en una unidad recién limpiada, por su contacto con el agua sucia del lavado en el inicio de la carrera.

Desde el punto bacteriológico siempre se debe desinfectar el agua filtrada como así también neutralizar el pH y eventualmente fluorar el agua con bajo contenido del ion flúor.

### ***Operación de lavado***

Los distintos tipos de filtros presentan diversos métodos, para realizar el lavado, que se describen detalladamente en el ítem 10 “Lavado de Filtros”.

Otro sistema usado en planta pequeñas o medianas es autolavado, o sea la limpieza con el aporte de las restante unidades de una batería, a la unidad colmatada al final de su carrera.

Hay que determinar la relación entre la velocidad de lavado y la velocidad de filtración que define el número de unidades de la batería.

### ***Batería de filtros***

Un estudio técnico – económico determinará el número óptimo de unidades correspondiente al área filtrante total diseñada. Esta debe tener en cuenta el caudal disponible de agua de lavado.

El sistema de interconexión proyectado debe permitir sacar de servicio cada filtro mientras es lavado, sin interrumpir la operación normal del resto de las unidades.

También se debe tener en cuenta la regulación de la filtración.

### ***Métodos de control de los filtros***

Existen cuatro condiciones básicas para describir el funcionamiento de los filtros, regulando los caudales de ingreso y salida de cada unidad.

La velocidad de filtración es función de la carga hidráulica de diseño, o disponible (que es igual a la pérdida de carga total al final de una carrera) y la resistencia total de la unidad.

En consecuencia se tienen las siguientes situaciones operativas:

- Carga hidráulica disponible constante y resistencia total del filtro constante.
- Carga hidráulica disponible variable y resistencia total del filtro variable.
- Carga hidráulica disponible constante y resistencia total del filtro variable.
- Carga hidráulica disponible variable y resistencia total del filtro constante.

Se considerarán las dos primeras formas de operación.

La velocidad de filtración es proporcional a la relación entre la carga hidráulica disponible o de diseño y la resistencia total del filtro.

## 2. PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS DE LOS MATERIALES FILTRANTES

La caracterización granulométrica de los materiales granulares que componen el medio filtrante es imprescindible para que se pueda proyectar un sistema de filtración.

El tamaño de los granos y la distribución de tamaños se obtienen a través de análisis granulométricos del material granular, con la utilización de tamices normalizados. El tamaño de la abertura de las mallas es aproximadamente el número de mallas por pulgada cuadrada. La serie americana se normalizó a partir de la malla de abertura igual a 1 mm (18 mallas por pulgada cuadrada). De allí en adelante las aberturas de las mallas mantienen una relación aproximada de  $\sqrt{2}$ , entre aberturas consecutivas (ver **Tabla 1**).

Serie de Tyler		Serie Americana		Serie IRAM
Número	Abertura de la Malla (mm)	Número	Abertura de la Malla (mm)	(mm)
03		04	4.76	4.75
04	6.680	06	3.36	4.00
06	4.699	08	2.38	2.80
08	3.327	10	2.00	2.36
10	2.362	12	1.68	2.00
14	1.651	14	1.41	1.40
20	1.168	16	1.19	1.00
28	0.833	18	1.00	0.710
35	0.589	20	0.84	0.600
40	0.417	25	0.71	0.500
65	0.295	30	0.59	0.355
100	0.208	40	0.42	0.250
150	0.147	50	0.297	0.180
200	0.104	70	0.210	0.150
	0.074	100	0.149	
		140	0.105	
		200	0.074	

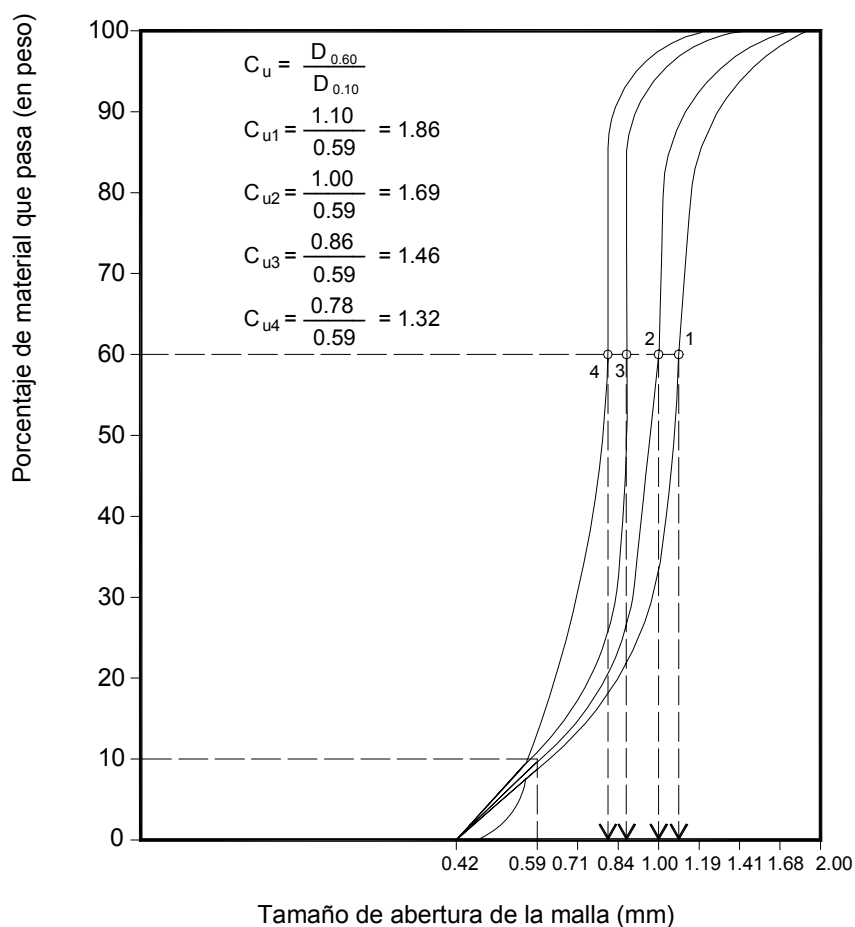
**Tabla 1.** Tamices utilizados en ensayos granulométricos

Generalmente se coloca 1 Kg del material a ensayar en el tamiz de mayor abertura de la serie, ubicado arriba de los tamices con aberturas menores y decrecientes. Un dispositivo vibratorio hace caer el material no retenido al tamiz siguiente de menor abertura y así sucesivamente hasta el último de la serie. A posteriori se pesa el material retenido en cada uno de ellos.

Las cantidades que pasan o quedan retenidas se acumulan y posteriormente se calculan los porcentajes para la construcción de una curva semejante a la mostrada en la **Figura 3** (en relación al porcentaje de la cantidad que pasa).

En el eje de las abscisas se tienen los tamaños de las mallas en escala logarítmica y en el eje de las ordenadas, el porcentaje del material que pasa en escala aritmética. Si se

utilizara una escala de probabilidad en ordenadas, la distribución de los granos resultaría próxima a una recta.



**Figura 3.** Curvas de distribución granulométrica

A partir de la curva de distribución granulométrica se pueden definir los parámetros que caracterizan el medio filtrante, los cuales no se deben analizar en forma independiente. El tamaño del grano menor y del grano mayor son los primeros parámetros granulométricos a determinarse, en especial tratándose de un medio filtrante constituido por dos o más materiales granulares con masas específicas diferentes.

### **Tamaño efectivo**

Es el que corresponde al tamaño de la abertura del tamiz por donde pasa el 10% (en peso) del material. Hazen indica que si el tamaño efectivo permaneciere constante en medios granulares no estratificados (con coeficiente de uniformidad inferior a 5), la pérdida de carga no se modificaría, aunque existan variaciones en el tamaño de los granos.

En la filtración rápida donde normalmente los medios filtrantes se encuentran estratificados debido al lavado en sentido ascensional, existen cambios significativos si el

coeficiente de uniformidad fuese alterado, aunque se mantenga constante el tamaño efectivo, designado como  $D_{10}$ .

### **Coeficiente de uniformidad**

Es igual a la relación entre los tamaños de los granos correspondientes a los porcentajes del 60% y 10%. Ese parámetro generalmente designado  $C_u$  es muy importante en la filtración, pues aunque los demás parámetros sean iguales, la penetración de impurezas en el medio filtrante está íntimamente relacionada a ese coeficiente. Cuanto menor es el valor de  $C_u$ , más uniforme será el material granular y por lo tanto, más profunda resultará la penetración de impurezas y mayor será la duración de la carrera de filtración.

En la **Figura 3** se muestran las curvas de distribución de varios medios filtrantes que presentan parámetros granulométricos prácticamente idénticos, con excepción del  $C_u$ .

La condición ideal para la finalización de la carrera, se produce cuando prácticamente en el mismo instante se alcanza la pérdida de carga límite y la turbiedad del efluente sobrepasa la calidad límite estipulada (Ver **Figura 19**).

Con medios filtrantes de menor granulometría difícilmente se alcance un aumento de la turbiedad efluente, resultando carreras de filtración más cortas.

En cambio, con medios filtrantes de mayor granulometría se tiene la posibilidad de sobrepasar la calidad límite estipulada por la turbiedad del efluente y la pérdida de carga límite. Pero también las carreras de filtración son más extensas y probablemente se requiera mayor volumen de agua para el lavado.

A pesar de disponer de datos obtenidos mediante diversas investigaciones realizadas en diferentes países, la elección de la granulometría de un medio filtrante depende de otras variables, como son: la velocidad de filtración, la carga hidráulica disponible, la calidad del afluente, el sistema de lavado, etc. La realización de estudios en instalaciones piloto ha contribuido decisivamente para definir la granulometría del medio filtrante a fin de optimizar el desempeño de la filtración.

### **Porosidad**

La porosidad  $\varepsilon$  de un manto filtrante es una medida de sus espacios intersticiales. Si se considera que el volumen total de un material es la suma de su parte sólida y del de sus poros o intersticios, la porosidad se define como la relación entre el volumen de espacios vacíos y el total, pudiendo ser expresada como fracción decimal o como porcentaje.

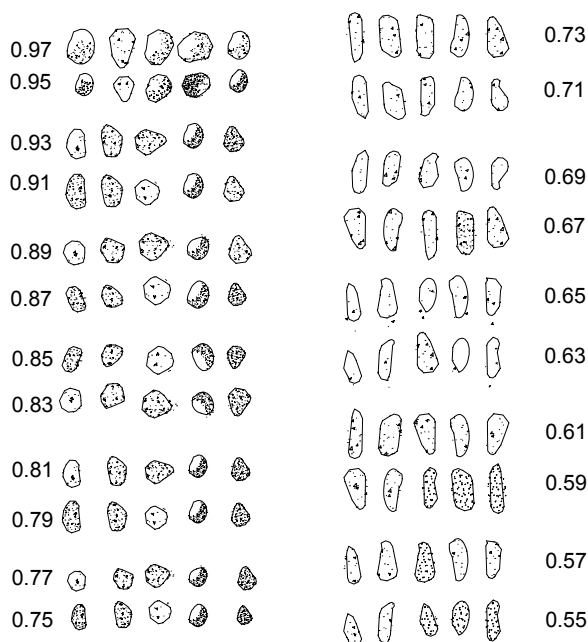
### **Forma de los granos**

La porosidad de un medio filtrante, se ve significativamente afectada con la forma de los granos y está fuertemente relacionada a la velocidad de incremento de la pérdida de carga resultante de la remoción de impurezas durante la filtración. Los medios filtrantes compuestos de granos con forma angular poseen un mejor desempeño durante la filtración, en tanto que en medios con granos de forma aproximadamente esférica, el lavado resulta más eficiente.

Generalmente, los granos de forma redondeada presentan pérdida de carga final entre 20 a 30% inferior a la desarrollada cuando los granos poseen forma angular. La forma de

los granos es generalmente definida por el coeficiente de esfericidad  $C_e$ , o por el factor de forma  $F$ .

El coeficiente de esfericidad  $C_e$ , se define como la relación entre el área superficial de una esfera de volumen equivalente al del grano y el área de la partícula que se considera. En las **Figura 4** y **Figura 5** se muestran las formas de los granos y, en la **Tabla 2**, los valores típicos de  $C_e$ ,  $F$  y  $\varepsilon$ , dado que los valores de  $C_e$  se encuentran asociados a las formas de los granos de la **Figura 5**.

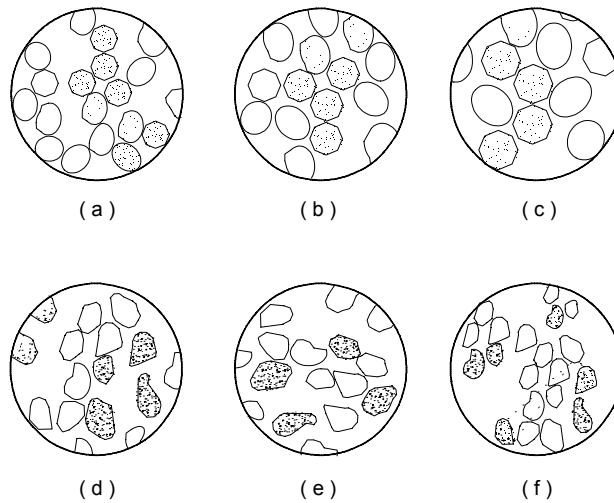


**Figura 4.** Escala de comparación visual de la forma de los granos y valores del coeficiente de esfericidad. (Suguro, K. Introdução à Sedimentologia –Edgard Blucher, São Paulo)

Forma del Grano		$C_e$	$F$	$\varepsilon$
Esférico	(a)	1.00	6.0	0.38
Redondeado	(b)	0.98	6.1	0.38
Desgastado	(c)	0.94	6.4	0.39
Agudo	(d)	0.81	7.4	0.40
Angular	(e)	0.78	7.7	0.43
Triturado	(f)	$\leq 0.70$	8.5	0.48

**Tabla 2.** Valores del coeficiente de esfericidad, factor de forma y porosidad típica de los granos de arena

Para un grano aislado de forma esférica con diámetro  $D_g$ ,  $C_e$  es igual a 1, la superficie específica,  $S_{ep} = A_g / V_g = \pi D_g^2 / [(1/6)(\pi D_g^3)] = 6 / D_g$  y por definición,  $F = 6$ . Para los granos no esféricos,  $F = 6/C_e$ .



**Figura 5.** Forma de los granos insertos en un círculo – Fair, G.M., Geyer J.C., John Wiley, Sons, New York, USA, 1968

El coeficiente de esfericidad se puede obtener mediante la comparación visual en una muestra significativa del medio granular (**Figura 4**) o a través de ensayos en columna de sedimentación, siendo que  $C_e$  está dado por:

$$C_e = \sqrt{U_{si} / U_{so}} \quad (1)$$

donde:

$U_{si}$  : velocidad de sedimentación final del grano real (m/s)

$U_{so}$  : velocidad de sedimentación final de un grano esférico del mismo volumen del grano real (m/s)

Las propiedades hidráulicas de un material granular no dependen de la relación  $A_{gi} / V_{gi}$  (área de la superficie de los granos/volumen de los granos) y sí de la relación entre el área superficial total y el volumen de vacíos,  $A_{gi} / V_v$ .

Se considera un cubo con un número  $N_e$  de esferas en su interior, resultando una porosidad  $\varepsilon$ , para el cual se tiene:

- $N_e$  = volumen total de las esferas/volumen de una esfera;
- $A_{gi} = N_e \cdot \pi \cdot D_g^2$
- $V_{gi} = N_e \cdot \pi \cdot D_g^3 / 6$
- Volumen del cubo =  $V_{gi} / (1 - \varepsilon)$
- Volumen de vacíos  $V_v = \varepsilon \cdot (\text{volumen del cubo}) = [\varepsilon / (1 - \varepsilon)] \cdot V_{gi}$ .

Para esas condiciones se tiene:

$$\frac{A_{gi}}{V_v} = \frac{\pi \cdot N_e \cdot D_g^2}{[\pi N_e \cdot D_g^3 \cdot \varepsilon / (1 - \varepsilon) \cdot 6]} = \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \cdot \frac{6}{D_g} \quad (2)$$

Para ilustrar la importancia de la porosidad, se considera un cubo de lado  $D_g$ , en donde se inserta una esfera de diámetro  $D_g$ .

En consecuencia se tiene:

- Volumen del cubo es  $V_{cb} = D_g^3$
- Volumen de la esfera  $V_g = (1/6) \pi D_g^3$
- Volumen de vacíos/volumen del cubo =  $[D_g^3 - 8 (1/6) \pi (D_g/2)^3] / D_g^3 = 1 - \pi/6$

Si se insertaran 8 esferas iguales, cada una con un diámetro igual a  $D_g/2$ , se tiene:

$$\text{Porosidad } \varepsilon = [D_g^3 - 8 \cdot (1/6) \cdot \pi \cdot (D_g/2)^3] / D_g^3 = 1 - \pi/6$$

Lo mismo ocurrirá si se insertaran 64 esferas de diámetro  $D_g/4$  y así sucesivamente, o sea que la porosidad permanece constante.

Sin embargo los tamaños de los vacíos intergranulares se reducen a medida que disminuye el tamaño de los granos que ocupan un mismo volumen.

Por este motivo, en la filtración descendente el agua afluyente con mayor cantidad de impurezas, se encuentra inicialmente con subcapas con vacíos intergranulares de menor tamaño. Esa situación produce la colmatación significativa en la superficie del lecho filtrante cuando se tiene solamente arena no uniforme, ya que debido al lavado los menores granos se sitúan en la parte superior del manto. En consecuencia, bajo determinadas condiciones hidráulicas el desempeño de la filtración directa ascendente resulta superior al desempeño de la filtración directa descendente. (Este tema es tratado en el Capítulo VII – Plantas de Potabilización, Numeral 13 Filtración Directa Descendente de las presentes Fundamentaciones).

### **Masa específica**

La masa específica  $\rho_s$  se define como el cociente entre la masa del cuerpo y su volumen. La masa específica depende del tipo de material granular usado como medio filtrante. En la **Tabla 3** se indica para distintos materiales, sus respectivas masas específicas ( $\text{Kg/m}^3$  o  $\text{Kg} \cdot \text{s}^2/\text{m}^4$ ).

Comúnmente se cita la masa específica aparente de los materiales granulares (en inglés, bulk density), dada por:

$$\rho_{ap} = \rho_s (1 - \varepsilon) \quad (3)$$

Material	Masa Específica (kg/m <sup>3</sup> ) (p <sub>s</sub> )
Arena	2650 - 2670
Antracita	1400 - 1700
Granate	4100 - 4500
ilmenita	4200 - 4600

**Tabla 3.** Masa específica de los materiales filtrantes usuales

Para la arena con porosidad de 0,40, la masa específica aparente resulta de, aproximadamente, 1.600 Kg/m<sup>3</sup> y para la antracita con porosidad de 0,47 la masa específica aparente es del orden de 850 Kg/m<sup>3</sup>.

### 3. MECANISMO DE LA FILTRACIÓN

La remoción de partículas con tamaño del orden de  $1\ \mu\text{m}$  en medios granulares con espacios intergranulares de dimensiones próximas a  $500\ \mu\text{m}$ , intrigó a los investigadores durante mucho tiempo. Se creía que el filtro funcionaba como un colador, por lo tanto si sólo se consideraba la acción física del colado, era imposible explicar la remoción de partículas menores en los vacíos intergranulares que normalmente existen en los materiales filtrantes.

Actualmente, la retención de impurezas en la filtración se considera como el resultado de dos mecanismos distintos y complementarios: transporte y adherencia. En primer lugar, las partículas se deben aproximar a las superficies de los granos y posteriormente deben permanecer adheridas a los mismos de modo de resistir las fuerzas de cizallamiento resultantes de las características hidrodinámicas del escurrimiento a través del medio filtrante.

Para poder evaluar las dos clases de filtración, Di Bernardo y Henriquez graficaron los resultados de ensayos para determinar la pérdida de carga en toda la altura del medio filtrante y el desplazamiento de las impurezas en la filtración descendente.

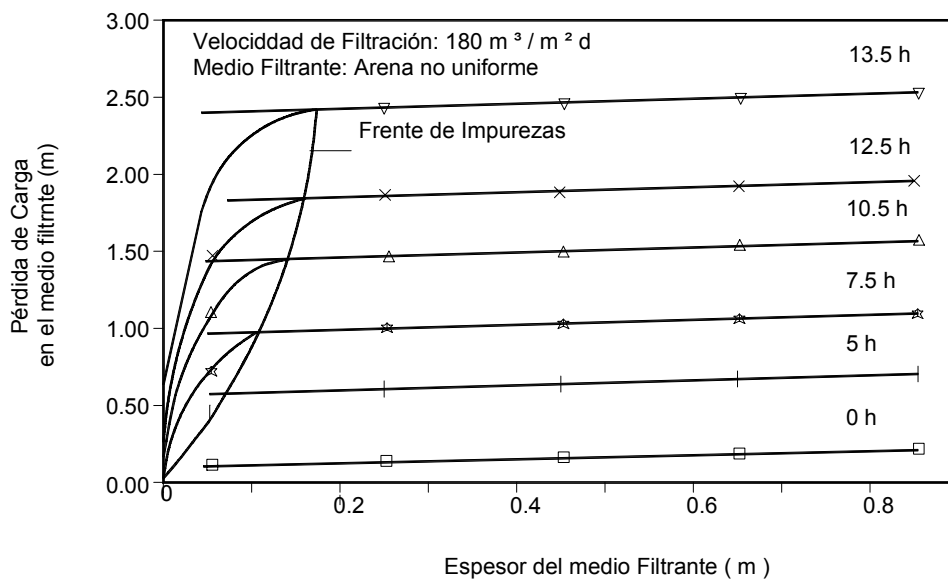
En la **Figura 6** se puede evaluar la clase de filtración con acción básicamente superficial y en la **Figura 7** la correspondiente a la acción en profundidad. Esta puede ser considerada como el resultado de dos fenómenos distintos que se complementan: transporte y adherencia.

En la **Figura 6** el medio filtrante estaba constituido con arena de tamaño efectivo de  $0,8\ \text{mm}$  y coeficiente de uniformidad de  $1,6$  (relación entre la abertura del tamiz por donde pasa el 60% en peso y el correspondiente donde pasa el 10% del material granular). Se aplicó agua coagulada mediante el mecanismo de neutralización de cargas con sulfato de aluminio, con una velocidad de filtración igual a  $180\ \text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ .

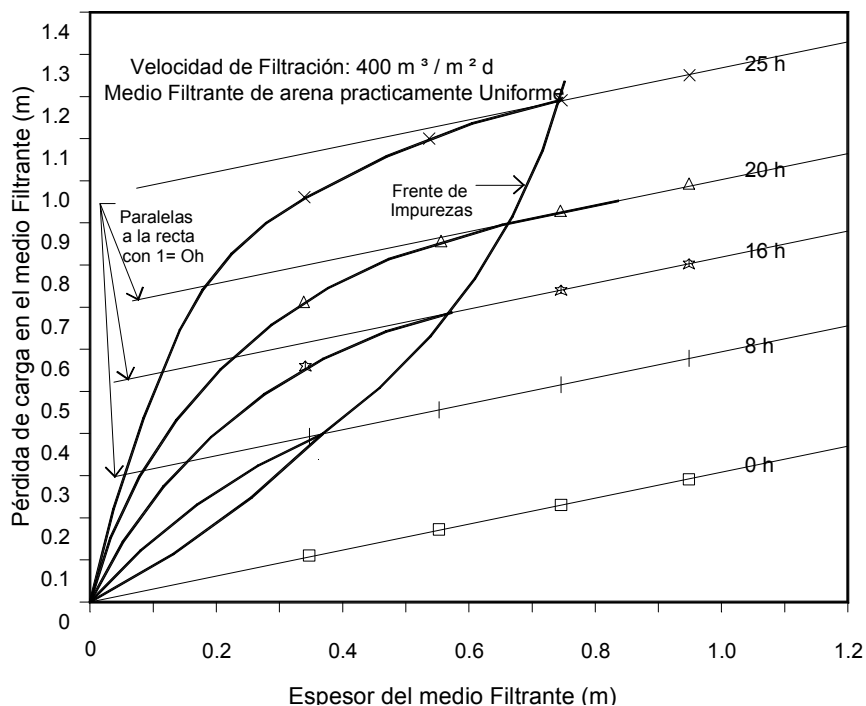
En la **Figura 7** el medio filtrante era de arena con tamaño efectivo de  $0,8\ \text{mm}$ , coeficiente de uniformidad igual a  $1,18$ , (más uniforme que el de la **Figura 6**), siendo agua decantada como afluente al filtro operando con velocidad de filtración igual a  $400\ \text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ .

En la **Figura 6** y la **Figura 7** se muestran las curvas que representan el desplazamiento del frente de impurezas en todo el medio filtrante, obtenidas de la siguiente forma: con las curvas de pérdida de carga correspondientes a diferentes tiempos de funcionamiento de los filtros se trazan rectas paralelas a aquélla, referente al inicio de operación con filtro limpio (cuando no hay retención de impurezas) hasta el punto en donde el paralelismo deja de serlo. Una vez identificados los puntos en las curvas de pérdida de carga, ellos se unen dando origen a la curva que muestra el desplazamiento del frente de impurezas, herramienta muy importante para el análisis de la filtración.

Es evidente que en la **Figura 6** la retención de impurezas sucede prácticamente en el sector superficial de la capa de arena (cerca de  $0,15\ \text{m}$ ), en tanto que en la **Figura 7** la penetración de impurezas alcanzó una profundidad aproximada de  $0,8\ \text{m}$ , configurando una acción de profundidad en contraposición al primer caso, cuya acción resultó prácticamente superficial.



**Figura 6.** Filtración con acción superficial significativa



**Figura 7.** Filtración con acción de profundidad

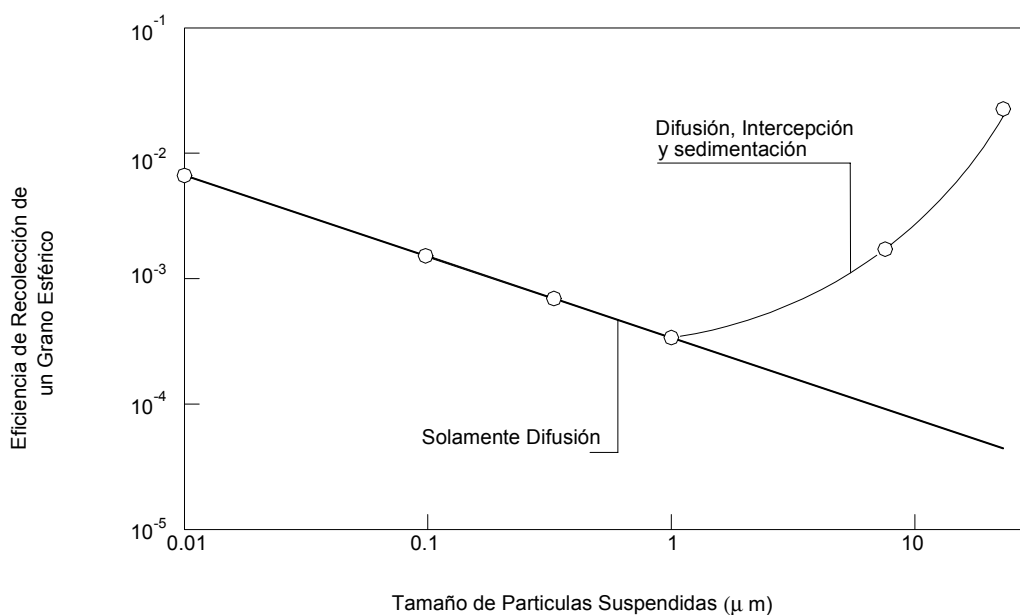
En el caso de la **Figura 6** se deduce que la acción física de colado fue el mecanismo dominante aunque otros fenómenos hayan influido, como la floculación intensa que existe en el medio granular, dado que el afluente era agua coagulada. En la **Figura 7**, la acción

física de colado deja de ser importante, siendo otros los mecanismos responsables de la retención de las partículas en el medio filtrante.

Los mecanismos de transporte están influenciados principalmente por las características físicas y químicas del afluente, del pre-tratamiento químico, de la velocidad de filtración, del medio filtrante y del método de operación. Entre los mecanismos de transporte comúnmente considerados para explicar la aproximación de las partículas a los granos del medio filtrante, también denominados colectores, se mencionan los de: impacto inercial, intercepción, sedimentación, difusión y acción hidrodinámica.

Es probable que los mecanismos de transporte citados actúen simultáneamente durante la filtración, aunque el grado de importancia de cada uno de ellos depende de las características de la suspensión y del medio filtrante, además de aspectos relacionados a la operación.

Los mecanismos de sedimentación, intercepción y difusión han sido considerados los más importantes y responsables de la eficiencia del transporte de las partículas hasta aproximarlas a los granos del medio filtrante. Yao y colaboradores al estudiar esos tres mecanismos, observaron que para partículas con masa específica igual a  $1.050 \text{ kg/m}^3$ , la eficiencia de la retención en un grano aislado limpio, era mínima para partículas con tamaño del orden de  $1,4 \text{ }\mu\text{m}$ , como se muestra en la **Figura 8**.



**Figura 8.** Eficiencia del depósito de partículas suspendidas en un grano aislado limpio ( $\mu\text{m}$ )

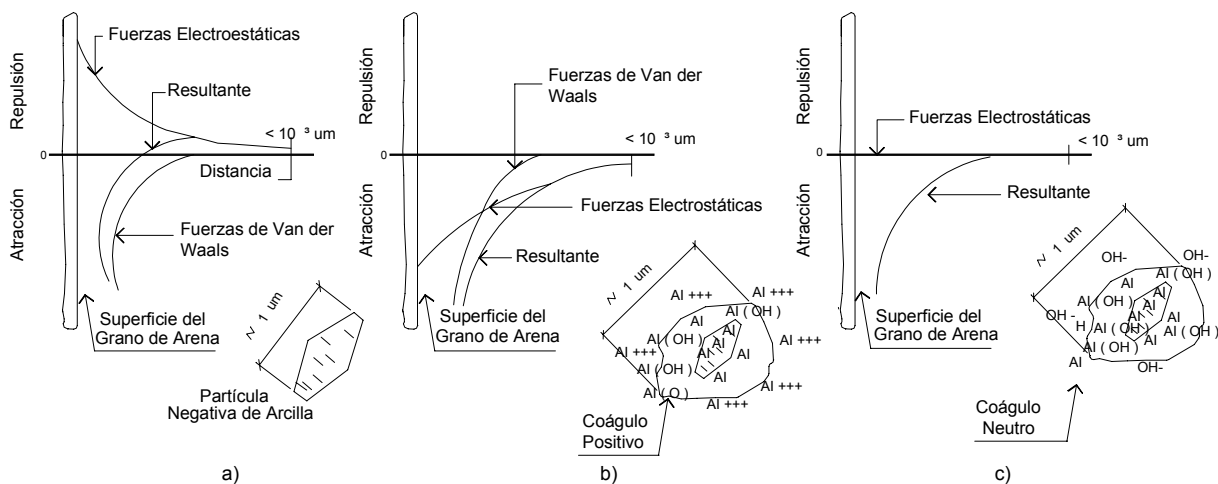
Cuando se encuentran próximas a la superficie de los granos (colectores) del medio filtrante, las partículas son capturadas y adheridas a esos granos por medio de los mecanismos de adherencia. La eficiencia de la adherencia entre partículas transportadas y granos depende de las propiedades de las superficies de ambos. Las partículas pueden

por lo tanto, adherir directamente a las superficies de los granos como también a las partículas previamente retenidas.

La importancia de las propiedades de las superficies se evidencia cuando se considera la filtración de una suspensión de arcilla en un medio filtrante constituido de arena, con velocidad de aproximación del orden de 1,5 mm/s. La eficiencia global de la remoción es inferior al 20% cuando no se utiliza un coagulante, en tanto que con el uso de una sal de aluminio o hierro la eficiencia de remoción puede resultar superior al 90%. En el primer caso, se tiene una cantidad elevada de partículas estables y en el segundo, las partículas en su mayoría están neutralizadas.

Se atribuye la adherencia a dos categorías de fenómenos: interacción entre las fuerzas eléctricas y las de Van der Waals, e interacción superficial de origen químico. Es preciso tener en cuenta las dimensiones involucradas tanto de las partículas de los granos, de los espacios intergranulares como de las distancias en donde los mecanismos de adherencia actúan.

Las partículas con tamaño comprendido entre 0,01 y 0,10  $\mu\text{m}$  se pueden remover en un medio filtrante constituido de arena, con tamaño efectivo de 0,5 mm y espacios intergranulares con dimensión variable entre 35 y 50  $\mu\text{m}$ , en los cuales las distancias entre las superficies de los granos y las partículas es generalmente inferior a 1  $\mu\text{m}$ . Tales dimensiones indican claramente la razón de que la acción física de colar no sea significativa en la filtración con acción de profundidad, ya que las partículas se mueven en espacios con dimensiones que son de 100 a 1000 veces el tamaño de ellas.



**Figura 9.** Interacción entre las fuerzas de origen electrostático y las de Van der Waals - Partículas de arcilla y granos del medio filtrante

En el Capítulo VII Plantas de Potabilización, Numeral 6 Coagulación, se analizó la interacción entre las fuerzas de repulsión de origen eléctrico y la de atracción de Van der Waals. Similar concepto se aplica en la filtración, pues los granos del medio filtrante presentan cargas superficiales negativas cuando están sumergidos en agua. Para ilustrar

el fenómeno, en la **Figura 9** se muestran las tres situaciones distintas para una partícula de arcilla: a) partícula estabilizada; b) partícula con carga positiva y c) partícula con carga neutralizada (punto isoeléctrico).

En el caso a), existe la barrera de energía entre la partícula y los granos del medio filtrante lo que impide la adherencia. Sin embargo, si se considera que algunas arcillas como la caolinita pueden tener regiones tanto positivas como negativas cuando el pH de la suspensión es bajo, es de esperar que algunas partículas sean removidas de la suspensión.

En el caso b) hay exceso de carga positiva y la barrera de energía es sustituida por un potencial positivo. La eficiencia de la adherencia entre partículas y granos es elevada en el inicio de la filtración. Sin embargo a medida que la superficie de los granos se hace positiva la eficiencia disminuye, ya que de esta forma los granos del medio filtrante y las partículas de la suspensión también presentan carga positiva. Tal fenómeno es semejante a la reestabilización que puede existir en la coagulación.

En el caso c) las partículas son neutralizadas configurando la situación ideal de la filtración, especialmente cuando la filtración directa es la tecnología de tratamiento empleada.

## 4. CINÉTICA DE LA FILTRACIÓN

### 4.1. CONSIDERACIONES INICIALES

Como se vio anteriormente, la remoción de partículas durante la filtración resulta de la acción conjunta de los mecanismos de transporte y adherencia. Luego de un cierto tiempo de funcionamiento, considerando constante el caudal afluente a un filtro, las partículas retenidas en los espacios intergranulares provocan disminución de las dimensiones de éstos, con el consecuente aumento de la velocidad intersticial y de la fuerza de cizallamiento, responsables del arrastre de partículas hacia subcapas inferiores del medio filtrante.

El efecto global de los mecanismos de transporte y de adherencia y del arrastre de partículas previamente retenidas, ha sido cuantificado por medio de dos teorías distintas:

- Teoría fenomenológica.
- Teoría de las trayectorias.

### 4.2. TEORÍA FENOMENOLÓGICA

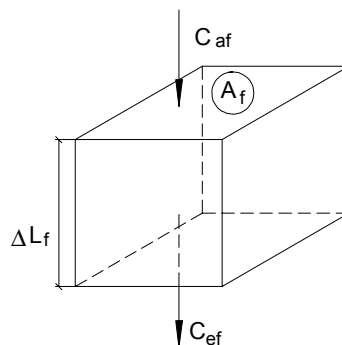
Si se considera un elemento de volumen de un medio filtrante uniforme, con un área  $A_f$  en planta y altura  $\Delta L_f$  como se muestra en la **Figura 10**, la variación de la concentración de la suspensión estará dada por:

$$-\Delta C = (C_{ef} - C_{af}) \quad (4)$$

donde:

$C_{af}$  = concentración de partículas en el afluente (vol/vol)

$C_{ef}$  = concentración de partículas en el efluente (vol/vol)



**Figura 10.** Elemento de volumen del medio filtrante

Siendo el escurrimiento de caudal constante  $Q_f$  y admitiendo que el depósito específico  $\sigma_e$  (definido como el volumen de sólidos retenidos dividido el volumen del medio filtrante) haya aumentado en un valor  $\Delta\sigma_a$ , luego de un intervalo de tiempo  $\Delta t$ , se tiene:

- Volumen de partículas removidas de la suspensión:  $-\Delta C \cdot \Delta t \cdot Q_f$
- Volumen de partículas acumuladas:  $\Delta\sigma_a \cdot \Delta L_f \cdot A_f$

Como la cantidad de partículas removidas de la suspensión es igual a la de las partículas retenidas en el medio filtrante, resulta:

$$-\Delta C \cdot \Delta t \cdot Q_f = \Delta\sigma_a \cdot \Delta L_f \cdot A_f \quad (5)$$

Ordenando la ecuación (5) se obtiene, en forma diferencial, la siguiente ecuación:

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

donde:

$\sigma_a$  = depósito específico absoluto (volumen de sólidos / volumen del medio filtrante).

$U_{oo} = \frac{Q_f}{A_f}$  = velocidad de aproximación ( $LT^{-1}$ ), o sea velocidad en el líquido sobrenadante.

$L$  = espesor del medio filtrante (L)

Muchas veces se considera al depósito específico efectivo, que tiene en cuenta el líquido contenido entre las partículas retenidas, dado por:

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

En la ecuación (7),  $\sigma$  es el depósito específico efectivo y  $\beta_f$ , la inversa del factor de compactación ( $\beta_f \geq 1$ ). En esas condiciones la porosidad real resulta:

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

siendo:  $\varepsilon_o$  = porosidad en el filtro limpio.

La combinación de las ecuaciones (6) y (7) resulta:

$$-\frac{\partial C}{\partial L} = \frac{1}{\beta_f U_{oo}} \frac{\partial \sigma}{\partial t} \quad (9)$$

Existen muchos modelos matemáticos propuestos para describir la variación de C con L, los cuales presentan la siguiente forma general:

$$-\frac{\partial C}{\partial L} = F(C, \sigma, \text{parámetros del modelo}) \quad (10)$$

La primera tentativa para determinar la función F se realizó en 1937 por Iwasaki. En base a investigaciones realizadas con filtro lento, donde la acción física de colado es dominante, para velocidades de filtración inferior a 12 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d el autor propuso la siguiente ecuación:

$$\frac{\partial C}{\partial L} = -\lambda \cdot C \quad (11)$$

donde:

$\lambda$  = coeficiente de filtración (L<sup>-1</sup>)

El coeficiente del filtro  $\lambda$ , representa la eficiencia de una subcapa cualquiera en la retención de partículas. Operando con la ecuación (11) y escribiéndola en la forma de diferencias finitas, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\lambda = -\frac{1}{\Delta L_f} \frac{\Delta C}{C} \quad (12)$$

ó

$$\lambda = \frac{1}{\Delta L_f} \left[ \frac{C_{af}}{C_{ef}} - 1 \right] \quad (13)$$

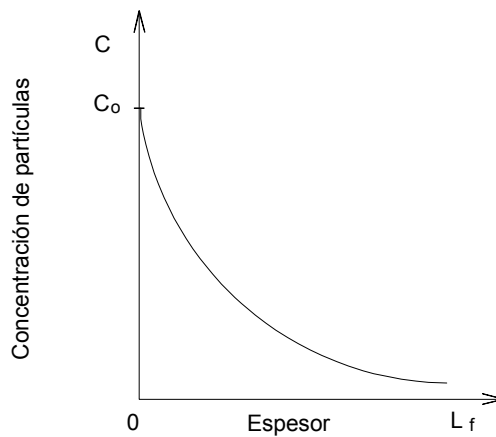
En la ecuación (13),  $C_{ef}$  y  $C_{af}$  son respectivamente las concentraciones de partículas en el efluente y afluente de la subcapa de espesor  $\Delta L_f$ , para una cierta velocidad de aproximación. Es evidente que cuanto menor es la concentración  $C_{ef}$  mayor será la relación  $C_{af}/C_{ef}$  y consecuentemente mayor el coeficiente de filtración  $\lambda$ .

En el inicio de la filtración cuando,  $t = 0$ , la ecuación (11) puede ser integrada resultando:

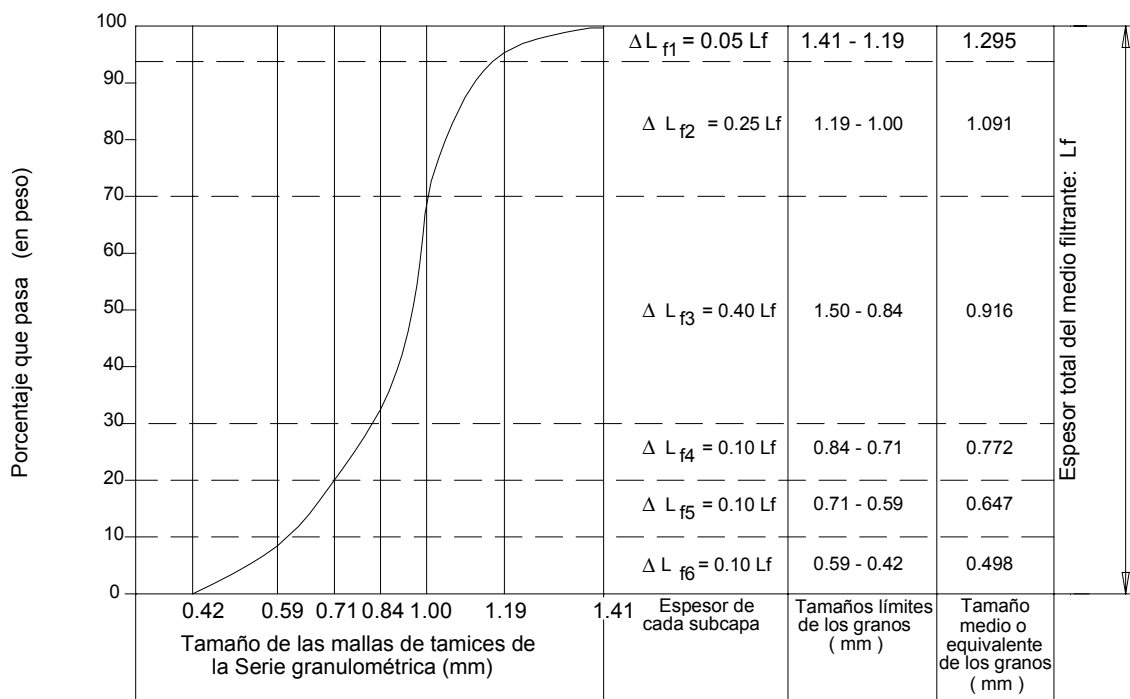
$$C = C_0 \cdot e^{-\lambda_0 \Delta L_f} \quad (14)$$

Si el medio filtrante fuese uniforme  $\Delta L_f$  será igual al espesor total, permaneciendo constante el valor de  $\lambda_0$  en todo el medio filtrante para  $t = 0$ . En consecuencia la concentración C varía con el espesor según una curva exponencial (ver **Figura 11**).

Cuando el medio filtrante no es uniforme,  $\Delta L_f$  corresponde a cada subcapa definida a partir de la curva de distribución granulométrica, como se muestra en la **Figura 12**, la cual representa un medio filtrante hipotético. En ese caso el valor de  $\lambda_0$  será diferente para cada subcapa.



**Figura 11.** Variación de la concentración de partículas en el espesor de un medio filtrante uniforme al iniciar la filtración



**Figura 12.** Curva de distribución granulométrica de un medio filtrante no uniforme\*

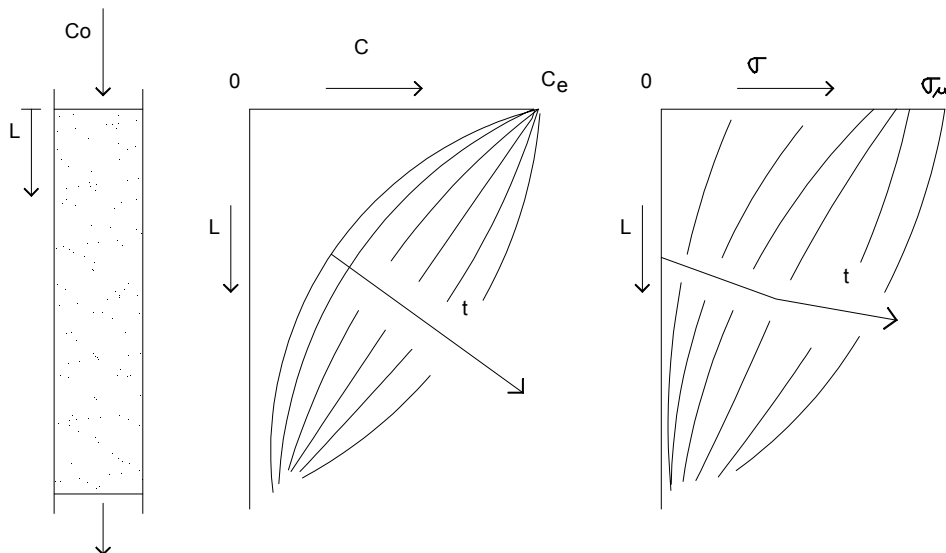
La **Figura 12** muestra las características de cada capa del medio filtrante junto a la curva de distribución granulométrica, en donde el 100% representa su espesor total  $L_f$ .

\* En los ejemplos 1 y 2 de este numeral se desarrolla el cálculo de las pérdidas de carga en el manto filtrante.

A partir del tamaño de las mallas de los diferentes tamices consecutivos de la serie granulométrica, es posible determinar la fracción del material en peso entre dos de ellas y el respectivo tamaño medio (dado por la media geométrica entre los tamaños de las mallas). Se considera para fines prácticos que el material granular de cada capa sea uniforme, con granos correspondiente al tamaño medio o equivalente. Las ecuaciones (9), (11), (12), (13) y (14) se pueden aplicar a cada subcapa tomando como base el tamaño medio de los granos correspondiente a la respectiva subcapa.

En la filtración descendente, el agua con mayor cantidad de impurezas se encuentra primeramente, con las subcapas superiores (de granos menores cuando se tiene un único material granular y no uniforme).

A medida que las partículas son retenidas en los espacios intergranulares, causan el estrechamiento de los canales y el consecuente aumento de la velocidad intersticial. Ese aumento hace que parte de las partículas retenidas sean arrastradas hacia subcapas inferiores hasta que todo el medio filtrante participe de la retención de impurezas, como sucede en la filtración con acción en profundidad.



**Figura 13.** Variación de  $C$  y  $\sigma$  en el medio filtrante para diferentes tiempos de operación

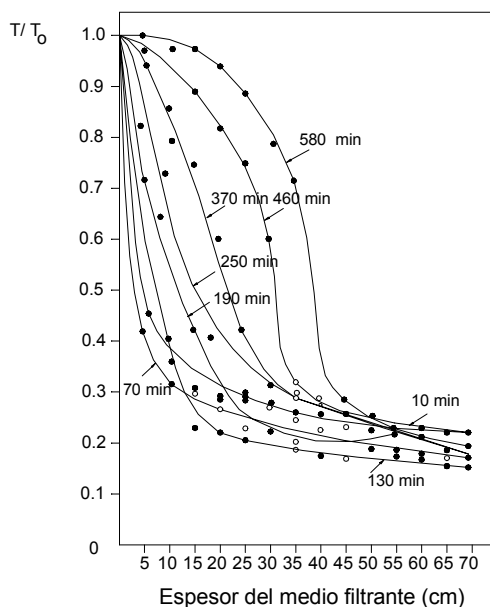
En la **Figura 13** se muestra la variación teórica de  $C$  y  $\sigma$  en todo el espesor de un medio filtrante uniforme, con el aumento del tiempo de operación de un filtro piloto.

En las **Figura 14** y **Figura 15** se tienen los resultados del funcionamiento de un filtro piloto para la velocidad de filtración de  $120 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ , en un medio filtrante constituido por antracita (con granos de tamaño entre 0,59 y 1,41 mm) y por arena (con granos de tamaño entre 0,42 y 1,19 mm).

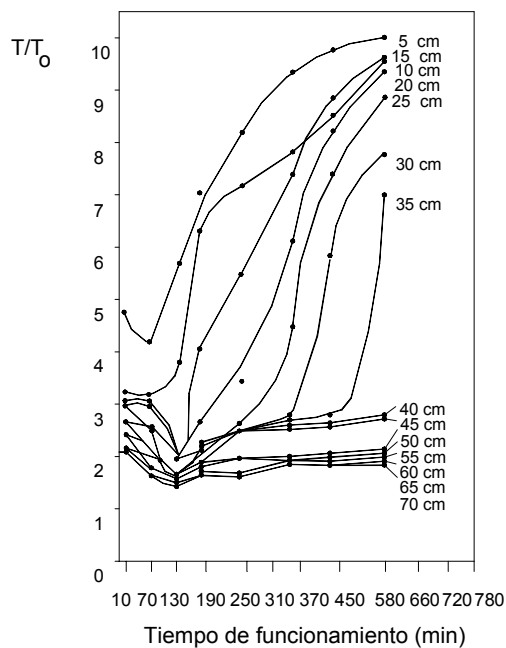
En la **Figura 14** se muestra la variación de  $T/T_o$  (turbiedad efluente/turbiedad afluente) en el espesor del medio filtrante para diferentes períodos de operación.

En la **Figura 15** esa variación de  $T/T_0$  es función del tiempo de operación para diferentes profundidades del medio filtrante.

Se nota en las **Figura 14** y **Figura 15** que la penetración de las impurezas ocurre en toda la capa de antracita (50 cm de espesor); en cambio la variación  $T/T_0$  resultó constante en toda la capa de arena para cualquier tiempo de operación.



**Figura 14.** Variación de  $T/T_0$  con el espesor del medio filtrante en función del tiempo de operación para la velocidad de filtración de 120 m/d



**Figura 15.** Variación de  $T/T_0$  con el tiempo de operación en las diferentes profundidades del medio filtrante para la velocidad de filtración de 120 m/d

La filtración puede ser entendida como el paso del líquido a través de una cantidad de subcapas que progresiva y secuencialmente van agotando su capacidad de retención de partículas.

Las variaciones que existen en el interior de cada subcapa son muy complejas y dependen principalmente, de su espesor y del tiempo de operación. La complejidad de esas variaciones se puede demostrar fácilmente por medio de un ejemplo numérico. Sea una suspensión con concentración inicial de 1.000 unidades arbitrarias escurriendo a través de un medio granular constituido de cuatro subcapas, de modo que la eficiencia de cada una de ellas sea del 70%. En el inicio cuando  $t = 0$ , se tiene los resultados constantes de la **Tabla 4**.

Con el transcurrir del tiempo, la subcapa 1 tendrá su eficiencia alterada debido a las 700 unidades que pasaron a ocupar los espacios intergranulares. Lo mismo ocurre con la subcapa 2 en virtud de las 210 unidades y así en adelante. Además de eso, cada subcapa removerá una proporción diferente en relación a la suspensión afluyente, lo que se acentuará con el tiempo. Por eso, la filtración puede estudiarse analizando la retención y arrastre de partículas en las diferentes subcapas a partir de la parte superficial del lecho filtrante.

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

**Tabla 4.** Remoción de partículas en un medio filtrante constituido de cuatro subcapas

Varios investigadores propusieron modelos matemáticos para expresar  $\lambda$  en función de  $\sigma$ , destacándose Iwasaki e Ives.

$$\lambda = \lambda_o + a_1 \sigma \quad (\text{Iwasaki}) \quad (15)$$

y

$$\lambda = \lambda_o + a_1 \sigma - \frac{\varepsilon^2 \sigma^2}{\varepsilon_o - \sigma} \quad (\text{Ives}) \quad (16)$$

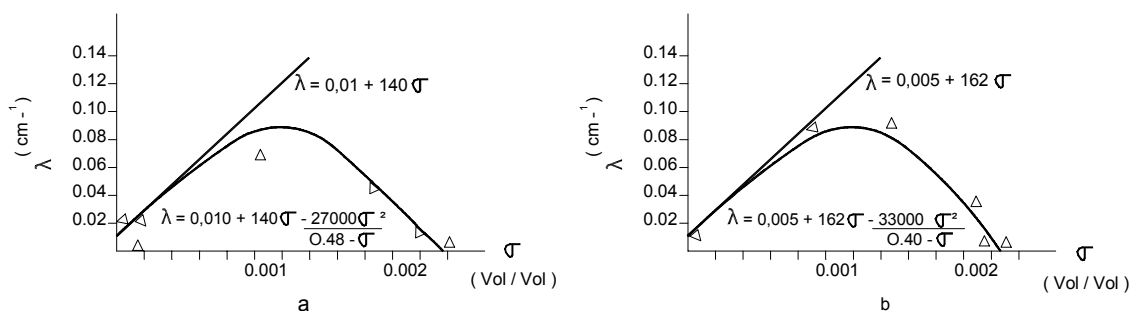
En el modelo propuesto por Iwasaki es evidente que se ha supuesto un predominio de la acción física de colado, ya que el coeficiente del filtro  $\lambda$  aumenta continuamente con el tiempo. Eso sucede en general en los filtros lentos y filtros rápidos con escurrimiento descendente y medio filtrante constituido de arena fina, lo que difícilmente existe en los filtros con acción en profundidad.

En esos filtros el coeficiente del filtro  $\lambda$  presenta un valor inicial  $\lambda_o$ , que aumenta hasta un determinado tiempo y enseguida disminuye conforme a lo sugerido en el modelo

propuesto por Ives y mostrado en la **Figura 16** para dos capas distintas de un medio filtrante y una velocidad de filtración de  $120 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ .

En la **Figura 16a** se tiene la subcapa de 15-20 cm de antracita y en la **Figura 16b** la subcapa de 55-60 cm con arena, siendo ambos materiales de igual granulometría, con las mismas características que dieron origen a las **Figura 14** y **Figura 15**.

Existen evidencias experimentales que indican que, realmente, el comportamiento de una subcapa cualquiera del medio filtrante resulta semejante a la presentada en la **Figura 16** en donde la filtración sucede progresivamente desde la parte superior hacia el fondo del manto filtrante.



**Figura 16.** Variación del coeficiente  $\lambda$  con el depósito específico  $\sigma$

### 4.3. TEORÍA DE LAS TRAYECTORIAS

Según la teoría de las trayectorias, el medio filtrante está constituido por conductos individuales, en donde las partículas se adhieren. Las primeras tentativas de modelación matemática de esa teoría en la filtración de agua se deben a O'Melia y Stumm al final de la década del sesenta y a Yao y colaboradores en el inicio de la década del setenta.

Al final de la década del setenta, Tien y colaboradores realizaron varios estudios y propusieron una nueva modelación que ha sido aceptada hasta el presente, aunque aún sean necesarios estudios adicionales y comprobaciones experimentales de la teoría.

La teoría de las trayectorias exige el conocimiento previo de algunos parámetros, tales como: geometría y tamaño de los colectores, características del escurrimiento alrededor de los colectores, naturaleza y magnitud de las fuerzas actuantes en las partículas presentes en la suspensión y además características de la adherencia.

A partir de esas especificaciones se define la eficiencia de retención en un colector simple  $\eta_e$ , como la razón entre la cantidad de partículas que alcanzan la superficie del colector y la cantidad de partículas que se aproximan al mismo.

La eficiencia de la recolección  $\eta_o$ , debida a los mecanismos de difusión, sedimentación e intercepción, está dada por las siguientes expresiones:

• *Difusión*

$$\eta_{ed} = 4 (P_e)^{-2/3} = 0,9 [K_b \cdot T / \mu \cdot d_p \cdot D_c \cdot U_f]^{2/3} \quad (17)$$

siendo:

$$P_e = \frac{D_c \cdot U_f}{D_{if}} \quad (18)$$

$$D_{if} = K_b \cdot T / (3\pi \cdot \mu \cdot d_p) \quad (19)$$

donde:

$P_e$  = número de Peclet

$D_{if}$  = coeficiente de difusión debido al movimiento Browniano (m<sup>2</sup>/s)

$K_b$  = constante de Boltzman (1,38 x 10<sup>-23</sup> J / °K)

$T$  = temperatura absoluta (°K)

$d_p$  = diámetro de la partícula (m)

$D_c$  = diámetro del colector (m)

$U_f$  = velocidad de aproximación (m/s) = velocidad de filtración

$\mu$  = viscosidad absoluta (N s/m<sup>2</sup>)

• *Sedimentación*

$$\eta_{es} = \frac{U_s}{U_f} = \frac{(\rho_s - \rho_a) d_p^2}{18\mu U_f} \quad (20)$$

donde:

$\eta_{es}$  = eficiencia debida a la sedimentación

$\rho_s$  = masa específica de la partícula (Kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_a$  = masa específica del agua (Kg/m<sup>3</sup>)

$g$  = aceleración de la gravedad (m/s<sup>2</sup>)

• *Intercepción*

$$\eta_{ei} = 1,5 (d_p / D_c)^2 \quad (21)$$

donde:

$\eta_{ei}$  = eficiencia debido a la intercepción

• *Eficiencia total:*  $\eta_c = \eta_{ed} + \eta_{es} + \eta_{ei}$

Que no tiene en cuenta el impacto inercial y la acción hidrodinámica.

Considerando la variación de concentración  $dC$  que experimenta la suspensión en un elemento de volumen del medio filtrante limpio, de espesor  $dL$  y relacionándolo con la eficiencia de retención de un colector simple, Yao y colaboradores propusieron la siguiente expresión:

$$\frac{dC}{dL} = -[1,5 (1 - \varepsilon_o) / D_c] \alpha_a \cdot C \cdot \eta_o \quad (22)$$

ó

$$\frac{dC}{dL} = -[1,5 (1 - \varepsilon_o) / D_c] \cdot [\eta_{ed} + \eta_{es} + \eta_{ei}] \alpha_a \cdot C \quad (23)$$

donde:

$\alpha_a$  = coeficiente de adherencia entre partícula y colector limpio

Combinando la ecuación (22) con la (11), resulta:

$$\lambda_o = 1,5 [(1 - \varepsilon_o) / D_c] \alpha_a \eta_o \quad (24)$$

Las ecuaciones anteriores se desarrollaron suponiendo que el colector estuviese limpio. Considerando el caso real de un filtro en donde los granos poseen partículas previamente adheridas a los mismos, O'Melia y Ali propusieron un modelo matemático que tiene en cuenta tal situación para un colector simple.

$$\eta_r = \alpha_a \eta_o + \alpha_p \cdot \eta_p \cdot N_c \left[ \frac{d_p}{D_c} \right]^2 \quad (25)$$

donde:

$\eta_r$  = eficiencia global de retención.

$\alpha_p$  = coeficiente de adherencia entre partículas de la suspensión y partículas previamente retenidas.

$\eta_p$  = proporción de partículas retenidas en el colector simple por partículas adheridas.

$N_c$  = número de partículas adheridas al colector.

O'Melia y Ali desarrollaron un trabajo experimental y observaron que:

- a) La eficiencia de remoción de partículas en el medio filtrante limpio depende del tamaño de las partículas presentes en el afluente, existiendo un tamaño del orden de  $1\ \mu\text{m}$ , para lo cual es mínima la eficiencia de remoción.
- b) El efecto del tamaño de las partículas se observa principalmente en el inicio de la filtración hasta que los granos estén recubiertos por alguna de ellas.
- c) Para una dada cantidad de partículas retenidas en el medio filtrante la pérdida de carga varía inversamente con el tamaño de las partículas. Cuanto menor es el tamaño de las partículas mayor es la pérdida de carga desarrollada en el medio filtrante constituido con arena.
- d) La eficiencia de remoción en un medio filtrante limpio es independiente de la concentración de partículas en el afluente.
- e) La floculación se puede realizar para obtener un tamaño de partículas (mayor que  $1\ \mu\text{m}$ ) que reduzca la velocidad de incremento de la pérdida de carga en el medio filtrante.
- f) La eficiencia de la adherencia entre partículas y granos del medio filtrante y entre partículas de la suspensión y partículas retenidas previamente, depende de la coagulación química.
- g) La ecuación (25) se confirmó experimentalmente, luego de la etapa inicial de la filtración cuando los granos estaban recubiertos por partículas.

Algunas conclusiones del trabajo de O'Melia y Ali son muy importantes:

- a) Dependiendo de las características del agua cruda, la prefloculación es la principal etapa a realizarse en una planta de filtración directa descendente.
- b) El uso de un coagulante (sal de aluminio o de hierro o un polímero catiónico) al final del lavado, puede reducir considerablemente los picos de turbiedad que existen al comienzo de la filtración e inclusive reducir el período inicial de la filtración en donde se produce agua filtrada de calidad insatisfactoria.

Las ecuaciones (22), (23) y (24) se basan en la hipótesis de que no existe repulsión entre las partículas y los colectores. A pesar que se requieren estudios adicionales relativos a la teoría de las trayectorias, como la interferencia de partículas previamente retenidas y de las características químicas de las partículas, existen evidencias prácticas del aumento de la eficiencia de la recolección  $\eta_o$  ó  $\eta_c$  con el aumento de  $D_c$  y disminución de  $U_f$ .

Es posible que en un futuro la filtración se pueda explicar a partir de la teoría de las trayectorias.

## 5. PÉRDIDA DE CARGA EN EL MEDIO FILTRANTE FIJO

Las pérdidas de carga en los mantos filtrantes fijos obedece a las leyes de escurrimiento en medio porosos.

Con las velocidades de filtración (velocidad de aproximación) utilizadas el escurrimiento en los mantos se realiza en régimen laminar, pudiendo aplicar la ley de Darcy:

$$U = k \cdot j \quad (26)$$

donde:

$U$  = velocidad de filtración = velocidad de aproximación (m/s)

$j$  = pérdida de carga unitaria (m/m)

$k$  = coeficiente de proporcionalidad denominado coeficiente de permeabilidad o simplemente permeabilidad (m/s)

la expresión anterior puede escribirse:

$$U = k \cdot \frac{h_f}{L_f} \quad (27)$$

donde:

$h_f$  = pérdida de carga en el manto filtrante (m)

$L_f$  = espesor del manto (m)

El coeficiente  $k$  varía con el tiempo, inicialmente estando el filtro limpio (recién lavado) su valor es mínimo.

A medida que progresa la carrera y que el filtro va reteniendo mayor cantidad de material en suspensión, su valor va aumentando hasta alcanzar su valor máximo, en el momento en que el filtro sale de operación para su lavado.

Las primeras ecuaciones para calcular la pérdida de carga inicial fueron establecidas en 1904 por Hazen. En 1933 G.M. Fair y L.P. Hacht partiendo de la fórmula de Poiseuille para tuberías:

$$H = K \frac{Lv}{D^2} \cdot \frac{U_i}{g} \quad (28)$$

donde:

$H$  = pérdida de carga (m)

$U_i$  = velocidad de flujo en el conducto (m/s)

$K$  = coeficiente de fricción

$L$  = longitud del conducto (m)

$D$  = diámetro del conducto (m)

$g$  = aceleración de la gravedad ( $m/s^2$ )

$\nu$  = viscosidad cinemática ( $m^2/s$ )

Consideraron para el caso de un medio filtrante que los poros actúan como pequeños conductos a presión, plantearon lo siguiente:

- Para un tubo el radio hidráulico  $R = \frac{D}{4}$
- Si  $V$  es el volumen de los granos, el volumen del lecho será:  $\frac{V}{1 - \varepsilon}$

siendo  $\varepsilon$  la porosidad del manto.

El volumen de poros será entonces:  $\frac{\varepsilon V}{1 - \varepsilon}$

y el radio hidráulico medio:

$$R_H = \frac{\text{Volumen de poros del manto}}{\text{Area de los granos del manto}} = \frac{\frac{\varepsilon V}{1 - \varepsilon}}{A} \quad (29)$$

- La velocidad intersticial del flujo en el lecho es igual a la velocidad de aproximación dividida por la porosidad

$$U_i = \frac{U_f}{\varepsilon} \quad (30)$$

- La longitud  $L$  se hizo igual a la altura del manto =  $L_f$

Reemplazando en la expresión (28)

$$H_f = \frac{K_k L_f \nu U_f}{4 \left( \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{\nu}{A} \right)^2 \cdot \varepsilon \cdot g} = \frac{K_k \cdot L_f \cdot U_f}{g} \cdot \frac{\nu}{\varepsilon} \left[ \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \cdot \frac{A}{V} \right]^2 \quad (31)$$

o sea:

$$\frac{H_f}{L_f} = \frac{K_k \mu}{g \rho_a} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \left( \frac{A}{V} \right)^2 \cdot U_f \quad (32)$$

que es la denominada ecuación de Kozeny

donde:

$K_k$  = coeficiente de Kozeny, aproximadamente igual a 4,0 a 4,5 para los casos habituales de filtración de agua.

Se debe tener en cuenta que las partículas que constituyen los lechos filtrantes no son esferas.

Se han definido el coeficiente de esfericidad como la relación entre el área superficial de una esfera y el área superficial de la partícula de igual volumen, como es obvio este valor resulta igual a la unidad para las partículas esféricas y menor de uno para las irregulares.

$$C_e = A_{esfera} / A_{part.} \quad \therefore \quad A_{part.} = A_{esfera} / C_e$$

La ecuación de Kozeny puede escribirse:

$$\frac{h_f}{L_f} = \frac{K_k \cdot \mu}{g \cdot \rho_a} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \left( \frac{A_{esfera}}{V_{part. Ce}} \right)^2 \cdot U_f \quad (33)$$

y teniendo en cuenta que de acuerdo a la definición del coeficiente de esfericidad

$$V_{part.} = V_{esfera}$$

$$\frac{H_f}{L_f} = \frac{K_k \cdot \mu}{g \cdot \rho_a} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \left( \frac{A_{esfera}}{V_{esfera} \cdot C_e} \right)^2 \cdot U_f \quad (34)$$

Siendo:

$$A_{esfera} = 4\pi R^2 \quad y \quad V_{esfera} = \frac{4}{3}\pi R^3 \quad \therefore \quad \frac{A_{esfera}}{V_{esfera}} = \frac{3}{R} = \frac{6}{D_g}$$

$$\frac{H_f}{L_f} = \frac{K_k \cdot \mu}{g \cdot \rho_a} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{C_e^2 \cdot \varepsilon^3} \cdot \left( \frac{6}{D_g} \right)^2 U_f \quad (35)$$

haciendo  $K_k = 4,17$

se tiene:

$$\frac{H_f}{L_f} = \frac{150 \nu}{g} \cdot \frac{U_f}{C_e^2} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \left( \frac{1}{D_g} \right)^2 \quad (36)$$

Durante la filtración se produce un aumento de la pérdida de carga debido a la retención de partículas. De acuerdo con Ives, la pérdida de carga en un medio granular se puede expresar con la siguiente ecuación general:

$$\frac{\Delta P}{\Delta P_o} = \frac{1}{(1 - c\sigma)^m} \quad (37)$$

donde:

$\Delta P$  = pérdida de carga (N/m<sup>2</sup>)

$\Delta P_o$  = pérdida de carga inicial (N/m<sup>2</sup>)

$\sigma$  = depósito específico (volumen de sólidos retenidos / volumen del medio filtrante)

$c, m$  = coeficientes

La ecuación (37) puede obtenerse a partir de la expresión de Carman-Kozeny:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = K_k \cdot \mu \cdot U_f \cdot \frac{S_{ep}^2}{\varepsilon_o^3} \quad (38)$$

donde:

$\Delta L$  = espesor de la subcapa considerada (m)

$K_k$  = coeficiente de Kozeny

$S_{ep}$  = superficie específica del medio granular con partículas retenidas (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

$\varepsilon_o$  = porosidad del medio filtrante limpio

Según Ives la variación de la superficie específica debida a la retención de impurezas está dada por:

$$\frac{S_{ep}}{S_{epo}} = \left[ 1 - \frac{\beta_f \cdot \sigma}{\varepsilon_o} \right]^q \quad (39)$$

donde:

$S_{epo}$  = superficie específica del medio granular limpio (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

$q$  = coeficiente

Combinando las ecuaciones (38) y (39) se obtiene:

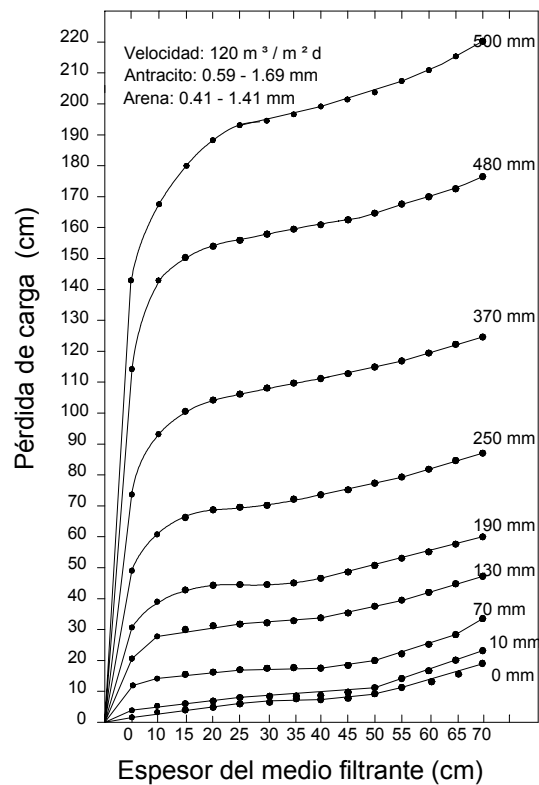
$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = K_k \mu U_f \frac{S_{epo} \left[ 1 - \frac{\beta_f \sigma}{\varepsilon_o} \right]^{2q}}{\varepsilon_o \left[ 1 - \frac{\beta_f \sigma}{\varepsilon_o} \right]^3} \quad (40)$$

Dividiendo la ecuación (40) por la ecuación (38) y haciendo para el tiempo  $t = 0$ , inicio de la carrera del filtro limpio  $S_{ep} = S_{epo}$ , se obtiene:

$$\frac{\Delta P}{\Delta P_o} = \frac{1}{\left[ 1 - \frac{\beta_f \cdot \sigma}{\varepsilon_o} \right]^{3-2q}} \quad (41)$$

Haciendo:

$m = 3 - 2q$  y  $c = \beta_f / \varepsilon_o$  en la ecuación (41) se obtiene la ecuación (37).

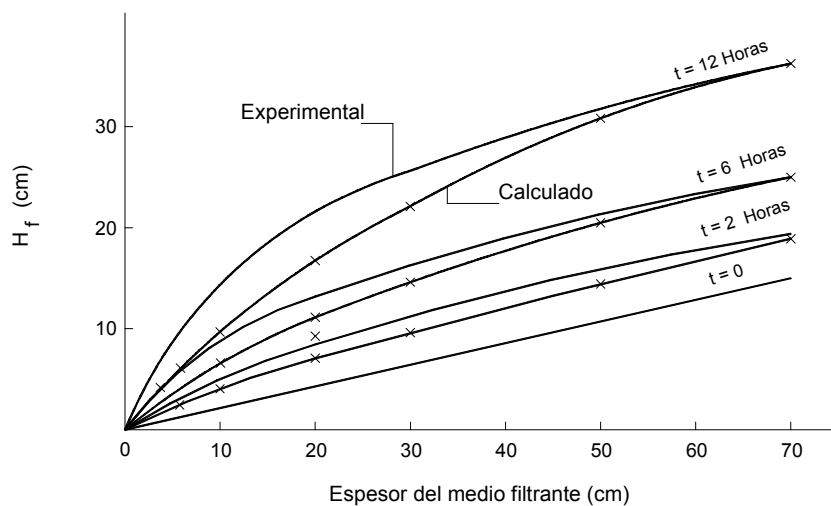


**Figura 17.** Variación de la pérdida de carga en un medio filtrante de doble capa en función del espesor y tiempo de operación

La variación de la pérdida de carga en un medio filtrante se puede observar en la **Figura 17**, en función del espesor de la capa filtrante y del tiempo de funcionamiento. Se nota que para  $t = 0$  resulta una recta cuyo gradiente hidráulico se modifica a partir de los 50 cm, ya que se trata de un medio filtrante de doble capa (antracita con granos de tamaños comprendidos entre 0,59 y 1,41 mm y arena, con granos de 0,41 a 1,19 mm), operado con velocidad de filtración igual a  $120 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .

Los valores de esa figura son semejantes a los que aparecen en la **Figura 6** y **Figura 7** posibilitando la obtención de la curva que define al frente de impurezas y consecuentemente, para conocer la parte del medio filtrante que es realmente efectiva en la retención de impurezas.

En la **Figura 18** se muestran resultados semejantes a los de la **Figura 17** con la que Ives, a través de la ecuación siguiente, modeló la pérdida de carga en función de  $\Delta L$  y  $t$ , que representa la evolución de la pérdida de carga con el tiempo de funcionamiento del filtro.



**Figura 18.** Variación de la pérdida de carga en arena en función del espesor y tiempo de operación – Valores experimentales y teóricos según Ives

$$H_{ft} = H_{fo} + k_i \cdot U_f \cdot C_o \cdot t \quad (42)$$

Donde:

$H_{ft}$  = pérdida de carga en un tiempo  $t$  (m)

$H_{fo}$  = pérdida de carga para  $t = 0$  (m)

$k_i$  = coeficiente ( $\text{m}^3/\text{Kg}$ )

$U_f$  = velocidad de aproximación (m/s) – velocidad de filtración (m/s)

$C_o$  = concentración de partículas en el afluente ( $\text{Kg}/\text{m}^3$ )

$t$  = tiempo (s)

La ecuación de Carman-Kozeny, para el medio filtrante limpio, se puede escribir de la siguiente forma:

$$\frac{H_f}{L_f} = \frac{K_k \cdot \mu \cdot U_f (1 - \varepsilon_o)^2}{g \cdot \rho_a \cdot \varepsilon_o^3} \left[ \frac{A_s}{V_g} \right]^2 \quad (43)$$

donde:

$\varepsilon_o$  = porosidad del medio filtrante limpio

$\rho_a$  = masa específica del agua (kg/m<sup>3</sup>)

$A_s$  = área superficial de los granos (m<sup>2</sup>)

$V_g$  = volumen de los granos esféricos (m<sup>3</sup>)

Si se considera que los granos no son esféricos; como ya se vio, se debe introducir el coeficiente de esfericidad  $C_e$  en la ecuación (43), resultando:

$$\frac{H_f}{L_f} = \frac{K_K \cdot \mu \cdot U_f (1 - \varepsilon_o)^2}{g \cdot \rho_a \cdot \varepsilon_o^3} \left[ \frac{6}{C_e \cdot D_g} \right]^2 \quad (44)$$

Cuando se tiene un medio filtrante no uniforme, como el de la granulometría de la **Figura 12** es necesario considerar las capas entre tamices consecutivos de la serie granulométrica, de modo que  $\Delta L_f$  representa el espesor total del lecho granular y la ecuación (44) con  $K_K = 4,17$ , se transforma en:

$$\frac{H_f}{L_f} = \frac{150 \mu \cdot U_f \cdot (1 - \varepsilon_o)^2}{g \cdot \rho_a \cdot \varepsilon_o^3 \cdot C_e^2} \sum \frac{X_i}{(D_{gi})^2} \quad (45)$$

En la ecuación (45),  $X_i$  es la fracción correspondiente a la subcapa  $i$  y  $D_{gi}$  es igual a la media geométrica entre los tamaños de las aberturas de dos tamices consecutivos de la serie granulométrica.

Esa ecuación fue propuesta por Fair-Hatch y ha sido corroborada experimentalmente por varios investigadores para velocidades de filtración inferiores a 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.día. Para velocidades de filtración mayores se recomienda el uso de la ecuación de Ergun.

### **Ejemplo 1**

Determinar la pérdida de carga en un medio filtrante limpio, constituido únicamente por arena con características granulométricas iguales a las de la **Figura 12** para velocidades de filtración de 120 y 240 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.día. Considerar la temperatura de 20°C,  $C_e = 0,80$ ;  $\varepsilon_o = 0,40$  y espesor total del manto filtrante igual a 0,7 m.

Solución:

a) Determinación de  $\Sigma X_i / (D_{gi})^2$

Subcapa	Tamaño de los Granos ( $10^{-3}$ m)	$D_{gi}$ ( $10^{-3}$ m)	$X_i$	$X_i/D_{gi}$ ( $10^3/m$ )	$X_i/(D_{gi})^2$ ( $10^4/m^2$ )
1	0.42-0.59	0.498	0.10	0.201	40.3
2	0.59-0.71	0.647	0.10	0.155	24.2
3	0.70-0.84	0.767	0.10	0.130	17.0
4	0.84-1.00	0.916	0.40	0.437	47.7
5	1.00-1.19	1.091	0.25	0.229	21.0
6	1.19-1.41	1.295	0.05	0.039	3.0
			100	$\Sigma 1.191$	$\Sigma 153.2$

**Tabla 5.** Valores de  $\Sigma X_i / (D_{gi})^2$

b) Determinación de la Pérdida de Carga en el Medio Filtrante Limpio

Para una temperatura de 20°C, se tiene  $\mu = 1,005 \times 10^{-3}$  Nf s/m<sup>2</sup> y  $\rho_a = 998,2$  kg/m<sup>3</sup>. Utilizando la ec. (45) con  $C_e = 0,80$  y  $g = 9,8$  m/s<sup>2</sup>, se tiene:

$$\frac{H_f}{0,70} = \frac{150 \cdot 1,005 \cdot 10^{-3} \cdot (1-0,4)^2}{9,8 \cdot 998,2 \cdot (0,4)^3 \cdot (0,8)^2} \cdot 153,2 \cdot 10^4 \cdot U_f \equiv 207,5 U_f$$

- Velocidad de filtración 120 m/d  $\rightarrow U_f = 13,89 \cdot 10^{-4}$  m/s  $\rightarrow H_f \equiv 0,20$  m
- Velocidad de filtración 240 m/d  $\rightarrow U_f = 27,78 \cdot 10^{-4}$  m/s  $\rightarrow H_f \equiv 0,40$  m

c) Comentarios

La pérdida de carga calculada por la velocidad de filtración de 240 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d resulta el doble a la resultante de aplicar 120 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d, al considerar el régimen de escurrimiento laminar.

El número de Reynolds para el escurrimiento en un medio granular fijo, está dado por la siguiente expresión:

$$R_e = \frac{\rho U_f D_{eq}}{\mu} \quad (46)$$

Considerando la condición más desfavorable,  $D_{eq} = 1,295 \cdot 10^{-3}$  m y  $U_f = 27,78 \cdot 10^{-4}$  m/s,  $R_e$  resulta aproximadamente igual a 3,6. Según Camp, el régimen de escurrimiento en un medio granular fijo es considerado laminar para número de Reynolds inferior a 6.

Por lo tanto, la pérdida de carga en un medio granular fijo en donde el régimen de escurrimiento es laminar, varía con la velocidad de aproximación o velocidad de filtración elevada a la primera potencia. Ese resultado es muy importante para estimar la duración de la carrera de filtración con una

velocidad de filtración cualquiera a partir de resultados experimentales obtenidos con una cierta velocidad de filtración.

Dependiendo de la magnitud de la velocidad ascensional, el escurrimiento ascendente del agua a través de un medio granular puede resultar laminar, de transición o turbulento.

Para velocidades ascensionales inferiores a 300 m/d y granos con tamaño entre 0,5 y 1,0 mm, el régimen de escurrimiento resulta laminar ( $R_e < 3$ ), posibilitando el uso de la ecuación de Carman-Kozeny (ec. 36) o de Fair-Hatch (ec. 45), aunque Camp ha observado el escurrimiento laminar en medios granulares con Reynolds del orden de 6.

Para granos con tamaño mayor que 1 mm y velocidades ascensionales mayores, como las utilizadas en el lavado, el régimen de escurrimiento puede resultar de transición o turbulento, invalidando la aplicación de la ecuación de Carman-Kozeny. La ecuación de Ergun (ecuación 47 y 48) se puede utilizar para cualquier régimen de escurrimiento, el número de Reynolds, dado por la (ec. 46), se encuentra comprendido entre 1 y 2.000.

$$\frac{H_f}{L_f} = \frac{150\mu \cdot (1-\varepsilon_o)^2 \cdot U_a}{g \cdot \rho_a \cdot \varepsilon_o^3 \cdot C_e^2} \sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{eqi}^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon_o) U_a^2}{C_o \varepsilon_o^3 g} \sum \frac{X_i}{D_{eq-i}} \quad (47)$$

ó

$$\frac{H_f}{L_f} = \frac{150\mu \cdot (1-\varepsilon)^2 \cdot U_a}{g \cdot \rho_a \cdot \varepsilon_o^3} \left[ \frac{S_{ep}}{6} \right]^2 + 1.75 \frac{(1-\varepsilon_o) U_a^2}{\varepsilon_o^3 g} \left[ \frac{S_{ep}}{6} \right] \quad (48)$$

donde:

$H_f$  = pérdida de carga (m)

$L_f$  = espesor del medio filtrante (m)

$\mu$  = viscosidad absoluta del agua (N s/m<sup>2</sup>)

$g$  = aceleración de la gravedad (m/s<sup>2</sup>)

$C_e$  = coeficiente de esfericidad

$\varepsilon_o$  = porosidad del medio filtrante limpio

$U_a$  = velocidad ascensional (m/s)

$X_i$  = fracción del material en el caso del medio filtrante no uniforme (ver **Figura 12**)

$D_{eq}$  = tamaño medio de los granos entre tamices consecutivos de la serie granulométrica, (m) (ver **Figura 12**)

$S_{ep}$  = superficie específica de los granos (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

La superficie específica para granos esféricos es igual a  $(6/D_{eq})$  o a  $(6/C_e D_{eq})$  para un medio filtrante constituido de granos no esféricos comúnmente encontrados en la práctica.

El primer término de la ecuación (47) ó de la ecuación (48) corresponde a la ecuación de Fair-Hatch, basada en la ecuación de Carman-Kozeny para un medio filtrante no uniforme con granos no esféricos. Se nota que la pérdida de carga varía con la velocidad de filtración elevada a la primera potencia, cuando se tiene el régimen de escurrimiento laminar.

El segundo término corresponde al régimen de transición o turbulento, la pérdida de carga varía con la velocidad de filtración elevada a la potencia 2. Las ecuaciones (47) y (48) son válidas solamente para un medio granular fijo.

La ecuación (47) también se utiliza para determinar la pérdida de carga en la filtración cuando el medio filtrante se encuentra limpio, ( $\epsilon = \epsilon_0$ ). Para velocidad de filtración inferiores a  $400 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ , el segundo término puede ser despreciado.

### Ejemplo 2

Calcular la pérdida de carga en un medio granular con:

$L_f = 1,2 \text{ m}$ ,  $D_{eq} = 2 \text{ mm}$ ,  $C_e = 0,80$ ,  $\epsilon_0 = 0,45$ ,  $g = 9,8 \text{ m/s}^2$  y  $v_a = \mu/\rho_a = 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$  para una velocidad de aproximación  $U_a$  igual a  $0,0136 \text{ m/s}$ .

*Solución:*

a) Número de Reynolds (ec. 46)

$$R_e = \frac{D_{eq} U_a}{\nu} = \frac{0,002 \cdot 0,0136}{10^{-6}} = 27,2 (> 6)$$

b) Primer término de la Ecuación de Ergun (ec. 48)

$$\frac{H_{f1}}{1,20} = \frac{150 \cdot 10^{-6} \cdot (1 - 0,45)^2 \cdot 0,0136}{9,8 \cdot (0,45)^3} \left[ \frac{6}{0,8 \cdot 6 \cdot 0,002} \right]^2 = 0,27$$

$$H_{f1} = 0,27 \cdot 1,2 \cong 0,32 \text{ m}$$

c) Segundo término de la Ecuación de Ergun (Ec. 48)

$$\frac{H_{f2}}{1,20} = \frac{1,75 (1 - 0,45) (0,0136)^2}{(0,45)^3 \cdot 9,8} \left[ \frac{6}{0,8 \cdot 6 \cdot 0,002} \right] \cong 0,124$$

$$H_{f2} = 0,124 \cdot 1,2 \cong 0,15 \text{ m}$$

d) Pérdida de Carga Total

$$H_{ft} = 0,32 + 0,15 = 0,47 \text{ m}$$

e) Comentarios

Como puede observarse la pérdida de carga no laminar representa cerca del 30% de la pérdida de carga total. El escurrimiento se da en régimen de transición.

## 6. FILTRABILIDAD

La eficiencia de la filtración está relacionada con las características de la suspensión (tipo, tamaño y masa específica de las partículas, resistencia de las partículas a las fuerzas de cizallamiento, temperatura del agua, concentración de partículas, potencial Zeta, pH del agua), las características del medio filtrante (tipo de material granular, tamaño efectivo, tamaño de los granos más grandes y más pequeños, coeficiente de uniformidad, masa específica del material granular, espesor de la capa filtrante) y características hidráulicas (velocidad de filtración, carga hidráulica disponible y método de control).

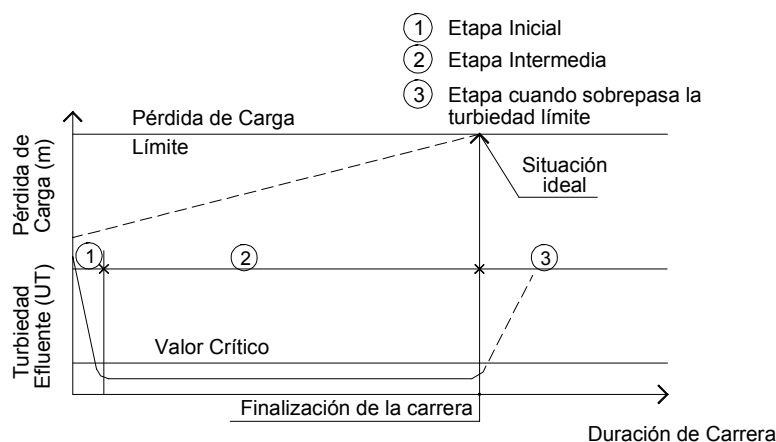
Debido a la complejidad para analizar de todos los factores intervinientes en la filtración, diferentes investigadores propusieron índices con el fin de cuantificar la filtrabilidad de una suspensión en un determinado medio filtrante.

Es importante plantear lo que sucede durante la carrera de un filtro, antes de analizar los índices de filtrabilidad.

La finalización de una carrera se produce por dos motivos, que pueden ocurrir en el mismo o en diferentes instantes:

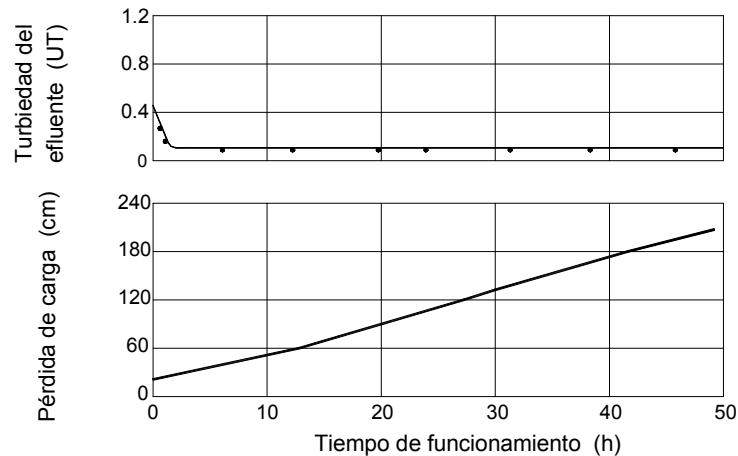
- Cuando se sobrepasa la calidad (generalmente la turbiedad) estipulada para el agua filtrada, instante que se produce cuando hay aumento brusco y continuo de la turbiedad por colmatación del lecho filtrante al existir escape de flóculos (rotura de ese lecho filtrante).
- Cuando la carga hidráulica disponible se ha agotado, o sea cuando la pérdida de carga ha alcanzado el valor límite.

La carga hidráulica disponible ideal es aquella que para una determinada velocidad de filtración, alcanza al final de la carrera el valor límite simultáneamente con el prefijado como límite para la turbiedad, generalmente de 1UT, lo que se muestra esquemáticamente en la **Figura 19**.



**Figura 19.** Etapas de filtración con velocidad constante

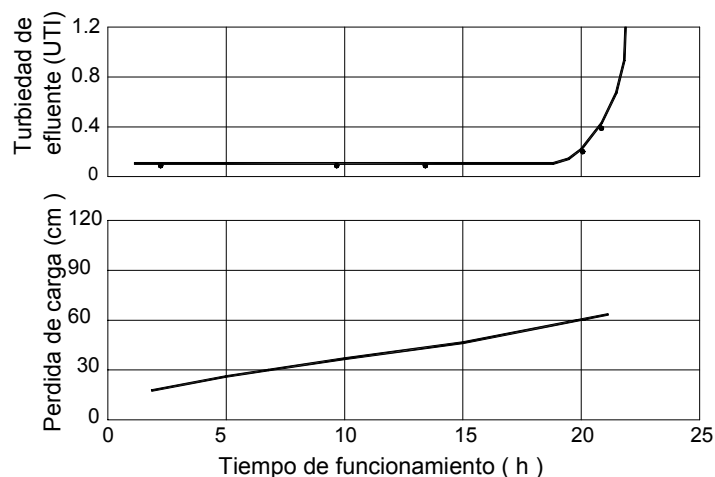
En la **Figura 20** se presenta una carrera de filtración que se da por terminada cuando la pérdida de carga alcanzó el límite, aunque la turbiedad del efluente esté todavía debajo del límite generalmente de 1 UT.



**Figura 20.** Efecto de flóculos resistentes en la calidad del efluente y duración de la carrera de filtración: Turbiedad del agua cruda = 30 - 45 UT, dosis de sulfato de aluminio = 7 mg/L, dosis de sílice activada = 20 mg/L, turbiedad media del afluente al filtro = 2 UT; velocidad de filtración = 120 m/d

En la **Figura 21**, la pérdida de carga era aún relativamente baja cuando se produjo el escape de flóculos.

En las plantas de potabilización de agua es aconsejable que la finalización de la carrera de filtración se produzca siempre por haberse alcanzado la pérdida de carga límite, con una duración mínima de 24 horas.



**Figura 21.** Efecto de flóculos débiles en la calidad del efluente y duración de la carrera de filtración: turbiedad del agua cruda = 20 UT, dosis de sulfato de aluminio = 100 mg/L, dosis de carbón activado = 2 mg/L, velocidad de filtración = 120 m/d, turbiedad media del afluente al filtro = 15 UT

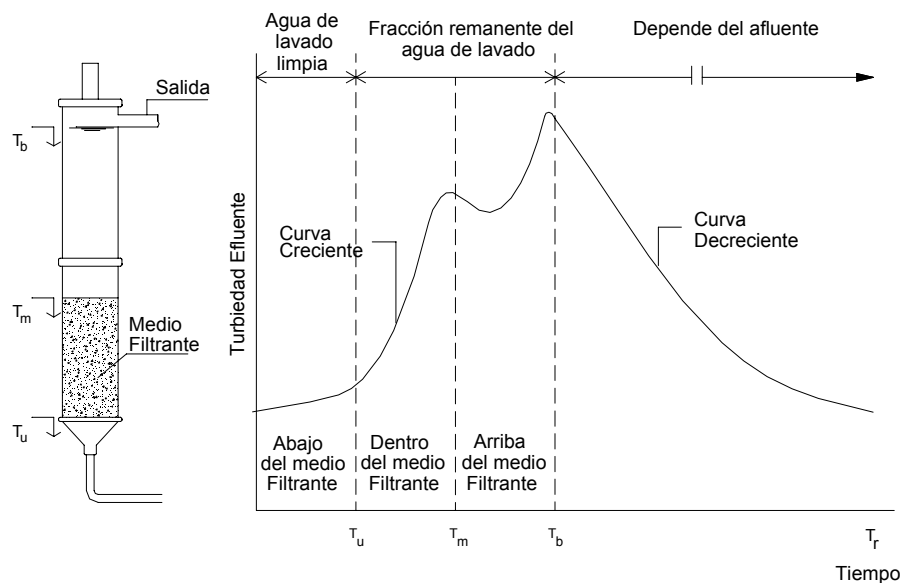
Como se observa en la **Figura 19** la carrera de filtración se puede dividir en tres etapas:

- 1). Etapa inicial, cuando el efluente puede presentar calidad insatisfactoria.
- 2). Etapa intermedia, durante la cual se produce agua filtrada con calidad satisfactoria.
- 3). Etapa de escape de flóculos, caracterizada por el aumento continuo de la turbiedad del agua filtrada.

En la **Figura 20** se observa que no existe escape de flóculos. En cuanto al ensayo mostrado en la **Figura 21** tal fenómeno se inició luego de 20 horas de funcionamiento.

Es común que exista escape de flóculos al final de la filtración con velocidad constante. En efecto si a pesar del aumento progresivo de la cantidad de partículas en los espacios intergranulares, la velocidad se mantiene constante, hay un consecuente aumento de la velocidad intersticial y de la fuerza de cizallamiento. Esta situación hace que en determinadas condiciones las partículas previamente retenidas sean llevadas hacia el fondo del manto filtrante apareciendo en el efluente.

En cuanto a la etapa inicial, se ha atribuido principalmente al lavado la producción de agua filtrada con calidad insatisfactoria. En la **Figura 22** se muestra lo que puede ocurrir al inicio de la filtración.



**Figura 22.** Etapa inicial de la filtración

La ocurrencia de picos de turbiedad en el agua filtrada es explicada por Amirtharajah debido a la existencia de:

- Agua de lavado remanente en estado limpio, situada debajo del medio filtrante y cañerías;
- Agua de lavado remanente en el interior del medio filtrante.

- Agua de lavado remanente situada por encima del medio filtrante.

Según la experiencia de ese investigador las características de las tres aguas son diferentes y dependen de la eficiencia del lavado.

La primera etapa de la filtración, también conocida como de "maduración", está caracterizada por el agua que inicialmente sale del filtro, con fracciones remanentes del lavado.

En el primer período de la carrera que se prolonga hasta el instalado  $T_u$ , se tiene la primera fracción de buena calidad del agua filtrada (ver **Figura 22**). Seguidamente se inicia un período de degradación de la calidad del efluente hasta la aparición de un pico de turbiedad en el instante  $T_m$ , que es el tiempo de transferencia de la segunda fracción de agua remanente del lavado. Este pico puede no existir dependiendo de la eficiencia del lavado.

En el período entre  $T_m$  y  $T_b$ , se filtra la tercera fracción remanente que es de peor calidad, pues contiene partículas que no fueron removidas durante el lavado. Aparece un pico de turbiedad más elevado, seguido de una mejora continua de la calidad del efluente hasta que se inicia la etapa intermedia.

Los índices de filtrabilidad que se analizan a continuación, cuantifican de alguna manera la influencia de las características del afluente y del efluente, del manto filtrante, de la velocidad de aproximación, etc. en el desempeño del filtro.

Para evaluar la filtrabilidad, además del uso de un filtro piloto con medio filtrante constituido de arena o de antracita y arena, se han utilizado membranas filtrantes y papel de filtro.

## 6.1. INDICE DE FILTRABILIDAD DE HUDSON

En base a observaciones realizadas en la Estación Experimental de Filtración de Chicago, Estados Unidos, H. E. Hudson propuso el índice que denominó en inglés "breakthrough index", que podremos llamar índice de rotura del manto.

Según este investigador, la "rotura del manto" ocurre en los casos de coagulación/floculación deficiente, habiendo observado que para medios filtrantes con características diferentes, operando con velocidades de filtración constantes, la rotura del manto se iniciaba cuando la turbiedad superaba 0,2 UT. El índice de rotura del manto, según este autor está dado por:

$$IRM = \frac{U_f \cdot D_{ef} \cdot H_f}{L_f} \quad (49)$$

donde:

$IRM$  = índice de rotura del manto (cm mm<sup>3</sup>/min)

$U_f$  = velocidad de aproximación o velocidad de filtración (cm/min.)

$D_{ef}$  = tamaño efectivo del manto filtrante (mm)

$H_f$  = pérdida de carga en el manto (m)

$L_f$  = espesor del manto (m)

En la **Tabla 6** se presentan las características de los flóculos y los valores encontrados por Hudson para definir el IRM.

Características del Flóculo	IRM (cm mm <sup>3</sup> /min)
Muy débil	1
Débil	2
Poco resistente	4
Medianamente resistente	8
Fuertemente resistente	16

**Tabla 6.** Índice de rotura del manto, según Hudson

## 6.2. ÍNDICE DE FILTRABILIDAD DE CLEASBY

Cleasby sugiere un índice de filtrabilidad dado por:

$$IF_c = \frac{\lambda \cdot \sigma_a}{H_f} \quad (50)$$

donde:

$IF_c$  = índice de filtrabilidad (1/cm<sup>2</sup>)

$\lambda$  = coeficiente del filtro en el momento considerado (cm<sup>-1</sup>)

$\sigma_a$  = depósito específico acumulado en un subcapa (mg/l)

$H_f$  = aumento de pérdida de carga en el intervalo de tiempo considerado (cm)

Cleasby recomienda la determinación de  $IF_c$  en dos profundidades distintas para verificar el desempeño de las capas del medio filtrante. Según el autor, cuanto mayor es  $IF_c$ , mejor filtrabilidad presentará la suspensión afluente. En la **Tabla 7** se muestran los resultados obtenidos por Cleasby en estudios de laboratorio y en estaciones de potabilización de agua.

El  $IF_c$  propuesto por Cleasby se puede obtener utilizando un filtro piloto, con capa de arena de 30 cm de espesor y granos con tamaño entre 0,71 y 0,84 mm; siendo la velocidad de aproximación de 1,4 mm/s ( $\approx 120 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ ).

En base a los datos de la **Tabla 7**, Cleasby concluyó que:

- La filtrabilidad del agua coagulada con sulfato ferroso era mejor que la del agua donde se aplicaba cloruro férrico.
- El agua coagulada con sulfato ferroso o con cloruro férrico presentaba una eficiencia insatisfactoria de remoción en la segunda subcapa del lecho filtrante y degradaba significativamente el efluente durante la carrera de filtración.
- La filtrabilidad del agua con montmorilonita fue superior a la del agua con caolinita cuando se realizó la coagulación.
- La filtrabilidad del agua de la planta A aumentaba y no existía degradación de la calidad del efluente con el tiempo, probablemente por tratarse de un sistema de ablandamiento de agua subterránea.
- La planta B presentaba filtrabilidad elevada; sin embargo empeoraba con la profundidad del medio filtrante.

Tipo de Afluente	Tiempo (h)	Subcapa (cm)	$\sigma$ (mg/l)	$\lambda$ (cm <sup>-1</sup> )	H <sub>f</sub> (cm)	IF
<b>Estudios de Laboratorio</b>						
Agua con Sulfato Ferroso	1	0-2.5	890	0.085	4.0	580
	2	0-2.5	1.691	0.070	8.4	424
	2	2.5-12.5	977	0.057	5.7	293
	3	2.5-12.5	1.442	0.050	10.2	212
Agua con Cloruro Férrico	1	0-2.5	891	0.050	16.2	83
	3	0-2.5	1.596	0.035	40.8	41
	2	2.5-12.5	763	0.028	25.6	25
	6	2.5-12.5	1.482	0.014	84.3	7
Arcilla Coagulada con 10 mg/L de Sulfato de Aluminio						
Montmorilonita	1	0-7.5	2.1984	0.075	4.2	1.170
	1.5	0-7.5	3.254	0.064	8.1	770
	1.5	7.5-12.5	1.252	0.067	2.1	1.200
	3	7.5-12.5	2.717	0.039	5.7	557
Caolinita	1.5	0-7.5	1.480	0.067	8.4	350
	3	0-7.5	2.745	0.042	20.2	172
	3	7.5-12.5	1.305	0.055	5.5	400
	7	7.5-12.5	2.808	0.017	15.4	93
Arcilla no coagulada						
Montmorilonita	1	0-7.5	806	0.032	0.6	1.290
Caolinita	4	0-7.5	844	0.012	1.0	338
<b>Estudios en Plantas de Tratamiento de Agua</b>						
Planta A	5	0-7.5	496	0.080	3.3	360
	8	0-7.5	839	0.063	5.5	294
	11	7.5-12.5	500	0.075	2.0	580
	18	7.5-12.5	812	0.055	3.0	558
Planta B	2	0-7.5	946	0.080	3.7	1.010
	4	0-7.5	2.109	0.087	8.5	650
	9	7.5-12.5	975	0.062	5.5	336
	16	7.5-12.5	2.065	0.075	10.6	350

**Tabla 7.** Índice de filtrabilidad según Cleasby

### 6.3. INDICE DE FILTRABILIDAD DE IVES

Ives define el índice de filtrabilidad de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$IF_I = \frac{H_f \cdot T_{ue}}{T_{ua} \cdot U_f \cdot t} \quad (51)$$

donde:

$IF_I$  = índice de filtrabilidad de Ives

$H_f$  = pérdida de carga en el instante considerado (m)

$t$  = tiempo considerado (s)

$U_f$  = velocidad de aproximación = velocidad de filtración (m/s)

$T_{ua}$  = turbiedad media del afluente (UT)

$T_{ue}$  = turbiedad media del efluente (UT)

Según Ives cuanto menor es el valor de  $IF_I$  mayor será la eficiencia de la filtración. En base a la ecuación 51, es deseable tener valores bajos de la pérdida de carga  $H_f$  y de la turbiedad efluente  $T_{ue}$  y en consecuencia valores altos de la velocidad de aproximación  $U_f$ , de la turbiedad afluente  $T_{ua}$  y de las carreras de filtración  $t$ .

## 7. FLUIDIFICACIÓN DE MEDIOS GRANULARES

### 7.1. CONSIDERACIONES INICIALES

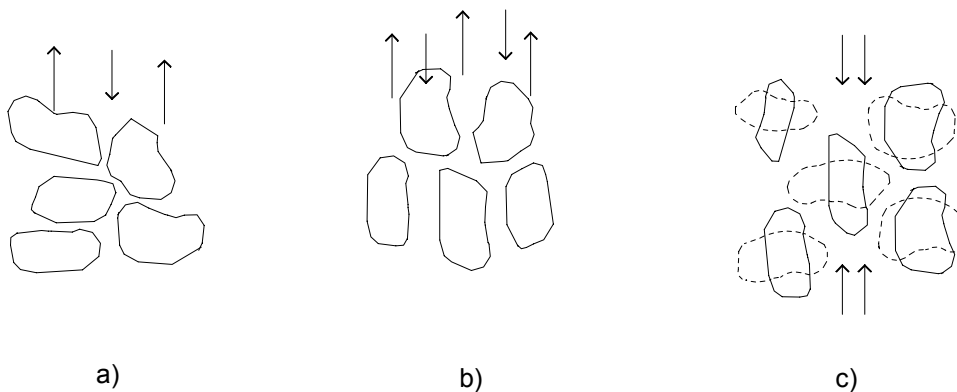
El lavado de los filtros rápidos se efectúa utilizando agua en sentido ascensional para provocar la fluidificación y consecuentemente producir una expansión adecuada del medio filtrante con liberación de las impurezas retenidas.

Existen varias formas para realizar el lavado de los filtros, incluyendo además del lavado con agua en el sentido ascensional, el lavado superficial o sub-superficial con agua y la insuflación de aire.

Es posible plantear un modelo matemático para prever la expansión de un medio granular cualquiera, a partir principalmente de sus características y de la velocidad ascendente del agua.

En función de la velocidad del agua en el sentido ascensional, los granos del medio granular pueden permanecer en una de las tres condiciones mostradas en la **Figura 23**.

- En el caso a), la velocidad ascensional es baja y la porosidad permanece inalterada.
- En el caso b), con un aumento de la velocidad los granos tienden a orientarse. Sin embargo la fuerza resultante del pasaje del flujo de agua es todavía inferior al peso de los granos y por lo tanto no existe la fluidificación. Es como si hubiese una expansión del medio granular.
- En el caso c), al aumentarse más la velocidad ascensional las fuerzas debidas a la fricción entre el agua y los granos superan al peso de éstos, los que quedan suspendidos en el medio granular fluidificado.

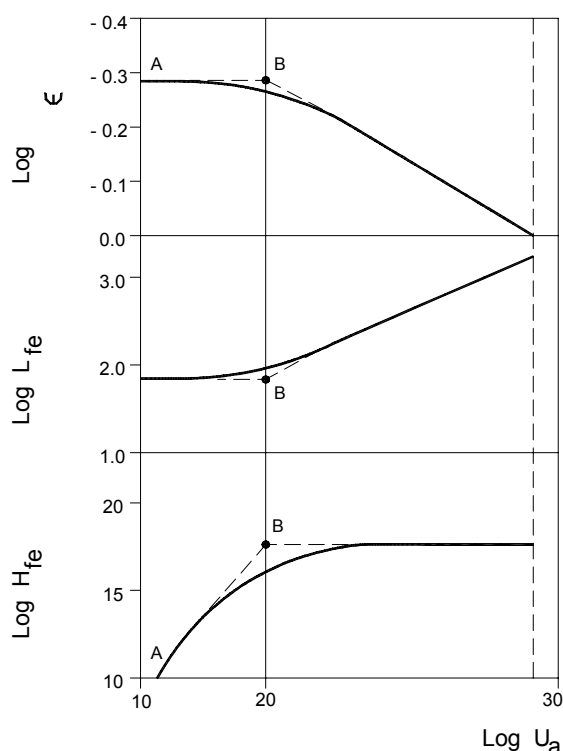


**Figura 23.** Variación de la posición de los granos durante el lavado

Luego de la fluidificación, la altura del medio granular expandido resulta proporcional al aumento de velocidad. En la **Figura 24** se observa, además de ese efecto, el aumento de la porosidad y la variación de la pérdida de carga.

Entre los puntos A y B de la **Figura 24** el medio granular prácticamente no cambia (su porosidad y espesor no se alteran) y la pérdida de carga crece en forma aproximadamente lineal.

En la región del punto B existe una indefinición (régimen de transición), razón por la cual se prolongan las rectas de ambos lados para obtener las de aquel punto que, como se verá luego, corresponde a la velocidad mínima de fluidificación. O sea aquella para la cual el medio granular comienza a expandirse.



**Figura 24.** Variación de la porosidad  $\epsilon$ , del espesor del medio granular  $L_{fe}$  y de la pérdida de carga  $H_{fa}$ , en función de la velocidad ascensional  $U_a$

## 7.2. PÉRDIDA DE CARGA EN MEDIOS GRANULARES EXPANDIDOS

Considerando al coeficiente de arrastre igual a la unidad, la pérdida de presión o de carga  $\Delta P$  en un medio granular fluidificado, está expresada por:

$$\Delta P = \rho_a \cdot g \cdot H_{fe} = L_{fe} (\rho_e - \rho_a) \cdot g \cdot (1 - \epsilon_e) = L_{fo} (1 - \epsilon_o) (\rho_e - \rho_a) \cdot g \quad (52)$$

ó:

$$\frac{H_{fe}}{L_{fe}} = \frac{(\rho_s - \rho_a) (1 - \varepsilon_e)}{\rho_a} \quad \text{ó} \quad \frac{H_{fe}}{L_{fo}} = \frac{(1 - \varepsilon_o) (\rho_s - \rho_a)}{\rho_a} \quad (53)$$

en donde:

$L_{fo}$  = espesor del medio granular antes de la expansión (m)

$\rho_a$  = masa específica del agua ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_s$  = masa específica de los granos ( $\text{kg/m}^3$ )

$\varepsilon_o$  = porosidad inicial

$\varepsilon_e$  = porosidad del medio granular expandido

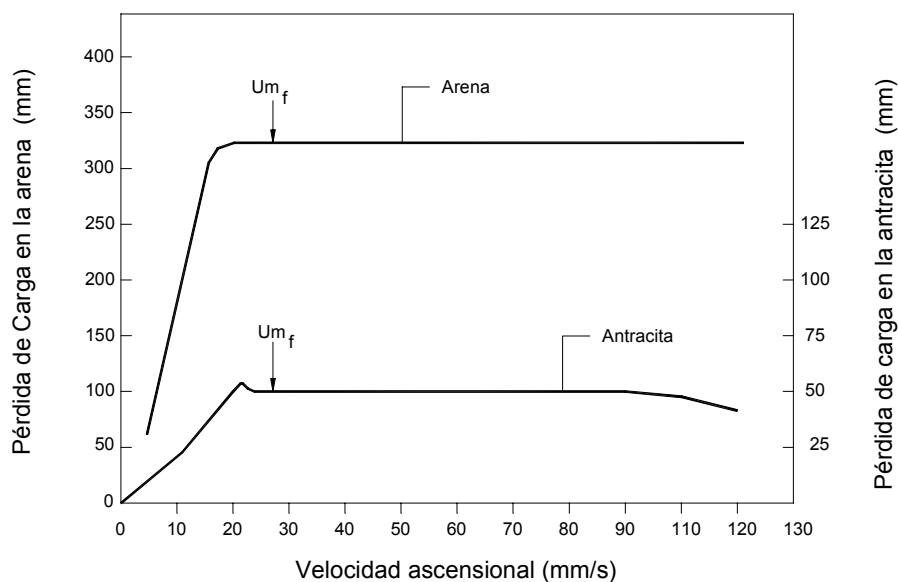
$H_{fe}$  = pérdida de carga en el medio granular expandido (m)

$L_{fe}$  = espesor del medio granular expandido (m)

En la **Figura 25** se muestran resultados experimentales que muestran la expansión de la arena y de la antracita, con los siguientes parámetros:

**Arena:** tamaño de los granos entre 1,68 y 2,00 mm, temperatura del agua 20°C; espesor del lecho granular fijo,  $L_{fo} = 0,38$  m; y porosidad inicial  $\varepsilon_o = 0,446$ .

**Antracita:** tamaño de los granos 3,36 a 4,00 mm, igual temperatura del agua, espesor de lecho granular fijo,  $L_{fo} = 0,20$  m; y porosidad inicial  $\varepsilon_o = 0,581$ .

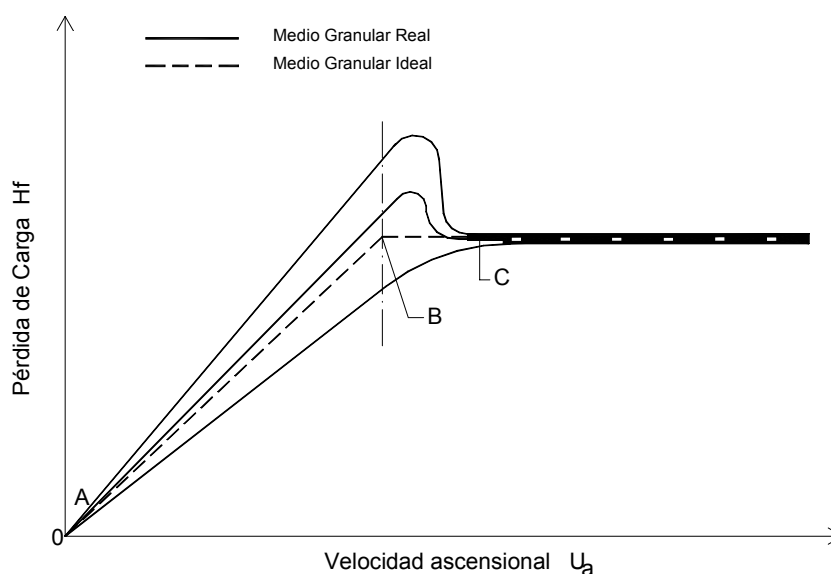


**Figura 25.** Resultados de la pérdida de carga en función de la velocidad ascensional para arena y antracita

Los valores de la pérdida de carga  $H_{fe}$  del medio granular expandido fueron obtenidos tanto en la fase de incremento de la velocidad ascensional cuanto en la de su disminución.

Como se observa en la **Figura 25** existe una velocidad mínima de fluidificación  $U_{mf}$  (asociada al punto B de la **Figura 24**) para la cual se dice que la fluidificación es incipiente.

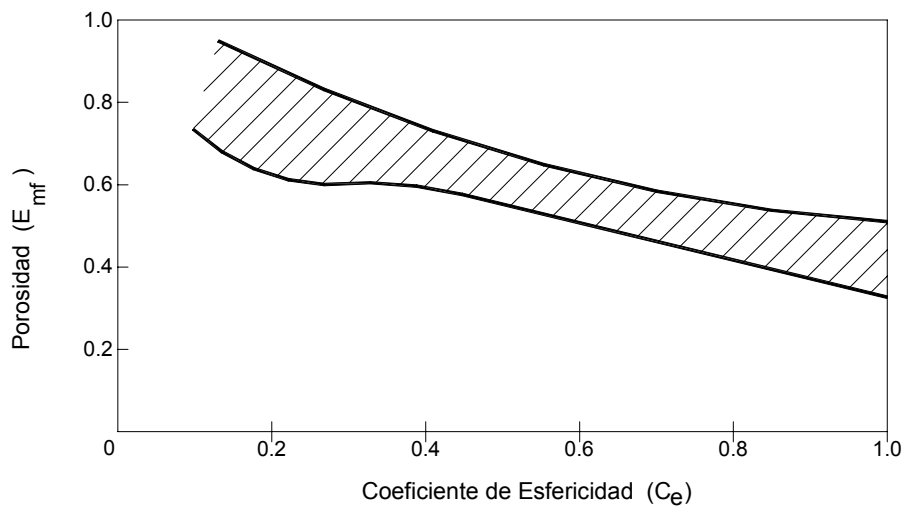
En la **Figura 26** se muestra (en línea de trazos) la variación teórica de la pérdida de carga en función de la velocidad ascensional, en donde la pendiente de la fase inicial de la curva (no hay expansión) depende del grado de compactación del medio granular. Con líneas llenas se muestran además tres casos reales.



**Figura 26.** Variación de la pérdida de carga en un medio granular en función de la velocidad ascensional

Se indican en la **Figura 26** las curvas de dos medios granulares reales que debido a la compactación están situadas en la región del punto B arriba de la curva teórica. Se indica asimismo una situación en donde la curva se sitúa debajo de la curva teórica debido a la falta de uniformidad de los granos, esfericidad o formación de caminos preferenciales en el escurrimiento ascensional. A partir del punto C la pérdida de carga permanece prácticamente constante, independientemente del aumento de la velocidad ascensional, ya que el medio granular se encuentra totalmente fluidificado.

El efecto de la esfericidad en la porosidad del medio granular para la velocidad mínima de fluidificación se muestra en la **Figura 27**, donde se presentan datos experimentales de diferentes fuentes.



**Figura 27.** Relación entre la porosidad del medio granular y el coeficiente de esfericidad para  $U_a = U_{mf}$

### 7.3. PREVISIÓN DE LA EXPANSIÓN DE LOS MEDIOS GRANULARES

Para el punto B de la **Figura 26**, correspondiente a la fluidificación incipiente, cuando se tiene la velocidad mínima de fluidificación, la pérdida de carga puede expresarse tanto por la ecuación (47) o (48) de Ergun (para el medio granular fijo) como también por la ecuación (53) para un medio granular totalmente fluidificado.

Igualando ambas ecuaciones y haciendo:

$$(1 - \varepsilon_{mf}) / (C_e^2 \cdot \varepsilon_{mf}^3) \cong 11 \quad \text{y} \quad (1/C_e \cdot \varepsilon_{mf}^3) \cong 14,$$

donde:  $\varepsilon_{mf}$  = porosidad del manto correspondiente a la velocidad mínima de fluidificación, se obtiene:

$$1.650 \frac{\rho_a D_{eq} \cdot U_{mf}}{\mu} + 24,5 \left[ \frac{\rho_a \cdot D_{eq} \cdot U_{mf}}{\mu} \right] = \frac{D_{eq}^3 \cdot \rho_a (\rho_s - \rho_a) \cdot g}{\mu^2} \quad (54)$$

Haciendo:

$$R_{emf} = \frac{\rho_a \cdot D_{eq} \cdot U_{mf}}{\mu} = \text{número de Reynolds en el punto de velocidad mínima de fluidificación} \quad (55)$$

$$G_a = \frac{D_{eq}^3 \rho_a (\rho_s - \rho_a) \cdot g}{\mu^2} = \text{número de Galileo} \quad (56)$$

La ecuación (54) se transforma en la siguiente:

$$24,5 (R_{emf})^2 + 1.650 R_{emf} = G_a \quad (57)$$

Por otra parte reemplazando en la ecuación (54) solamente el valor de  $G_a$  de la ecuación (56) y despejando  $U_{mf}$ , se obtiene:

$$U_{mf} = \frac{\mu}{\rho_a D_{eq}} \left[ \sqrt{(33,7)^2 + 0,0408 G_a} - 33,7 \right] = \text{velocidad mínima de fluidificación} \quad (58)$$

La ecuación (58) y las **Figura 25, Figura 26 y Figura 27** se refieren a medios granulares uniformes o prácticamente uniformes, como son los preparados entre dos tamices consecutivos de la serie granulométrica.

Cuando se tienen medios granulares no uniformes, Vaid y Gupta observaron que la velocidad mínima de fluidificación depende de la definición del diámetro equivalente  $D_{eq}$  y deben ser considerados dos casos: a) medio filtrante estratificado; b) medio filtrante totalmente mezclado.

Si todos los granos tuviesen el mismo tamaño de los menores (última subcapa), el medio granular fluidificaría con la velocidad mínima de esos granos.

En el caso de medios granulares no uniformes y totalmente mezclados, la velocidad mínima de fluidificación resulta mayor que la correspondiente a los granos menores. Por otro lado, el medio granular no uniforme y estratificado se caracteriza por tener varias velocidades de fluidificación, provocando que parte del medio granular permanezca fijo y el restante fluidificado.

Esos investigadores definieron la velocidad  $U_{bf}$  como la correspondiente a la mínima fluidificación del medio granular no uniforme y completamente mezclado (velocidad de acomodamiento de los granos). El valor de  $U_{bf}$  es mayor que la velocidad de fluidificación mínima  $U_{mf}$  de los granos menores y menor que el obtenido para los granos mayores.

Propusieron ecuaciones para el cálculo de la velocidad mínima de fluidificación  $U_{bf}$  y además la correspondiente a la velocidad de fluidificación total  $U_{tf}$  que causa estratificación en un medio granular no uniforme y completamente mezclado. En consecuencia expusieron las siguientes ecuaciones:

- Para la velocidad mínima de fluidificación de medios granulares no uniformes y completamente mezclado,  $U_{bf}$ :

$$52 (R_{e\ bf})^2 + 1.883 R_{e\ bf} = G_a = \text{número de Galileo} \quad (59)$$

y

$$U_{bf} = \frac{\mu}{\rho_a D_{eq}} \left[ \sqrt{(18,1)^2 + 0,0192 G_a} - 18,1 \right] \quad (60)$$

- Para la velocidad de fluidificación total de medios granulares no uniformes y completamente mezclado,  $U_{ft}$  :

$$18,3 (R_{e\,if})^2 + 877 R_{e\,if} = G_a = \text{número de Galileo} \quad (61)$$

y

$$U_{ft} = \frac{\mu}{\rho_a D_{eq}} \left[ \sqrt{(24)^2 + 0,0546 G_a} - 24 \right] \quad (62)$$

Cleasby y Fan propusieron para la determinación de  $U_{mf}$  = velocidad mínima de fluidificación, ecuación (58), el siguiente valor para  $D_{eq}$  = tamaño equivalente de medios granulares uniformes mezclados o estratificados:

$D_{eq}$  = abertura del tamiz de la serie granulométrica por donde pasa el 90% de los granos del medio granular.

Para la determinación respectivamente de las velocidades de fluidificación mínima  $U_{bf}$  y total  $U_{ft}$  de medios granular no uniformes y completamente mezclado, Vaid y Gupta indicaron los siguientes parámetros:

$$D_{eq} = 1 / \sum (X_{Li} / D_i) \quad (63)$$

Donde:

$D_{eq}$  = diámetro equivalente para aplicar en las ecuaciones (60) y (62).

$X_{Li}$  = fracción del material en peso (que pasa) entre dos tamices consecutivos de la serie granulométrica

Segundo Vaid y Gupta, cuando se tiene mas de un material filtrante, la masa específica equivalente es calculada por:

$$\rho_{seq} = \sum (X_{mi} \cdot \rho_{si}) \quad (64)$$

Donde:

$\rho_{seq}$  = masa específica equivalente del medio filtrante no uniforme ( $\text{Kg/m}^3$ ), para calcular el número de Galileo, ecuación (56).

$\rho_{si}$  = masa específica de cada material filtrante ( $\text{Kg/m}^3$ )

$X_{mi}$  = fracción total de cada material filtrante (por ejemplo cuando se tiene un manto dual de arena y antracita)

### Ejemplo 3

Calcular la velocidad mínima de fluidificación y la de fluidificación total de un medio filtrante completamente mezclado constituido únicamente de arena, con la granulometría indicada en la **Figura 12**.

*Solución:*

*a) Velocidad Mínima de Fluidificación de los Granos Menores*

$D_{eq} = 1/(\sum (X_{Li} / D_{gi})) = D_{gi} = 0,498 \text{ mm}$  (Ver **Tabla 5**).

$$G_a = \frac{D_{eq}^3 \rho_a (\rho_s - \rho_a) g}{\mu^2} = \frac{(0,498 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 998,2 (2650 - 998,2) \cdot 9,8}{(1,005 \cdot 10^{-3})^2} \cong 1.975,9$$

$$U_{mf} = \frac{1,005 \cdot 10^{-3}}{998,2 \cdot 0,498 \cdot 10^{-3}} \left[ \sqrt{(33,7)^2 + 0,0408 \cdot 1.975,3} - 33,7 \right]$$

$$U_{mf} \approx 0,00238 \text{ m/s} = 205,6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot d = 14,26 \text{ cm/min.}$$

*b) Velocidad Mínima de Fluidificación del Medio Granular no Uniforme y totalmente mezclado*

$$D_{eq} = \frac{10^3 m}{1192} = 0,839 \text{ mm} \quad (\text{ver } \mathbf{Tabla 5})$$

$$G_a = \frac{(0,839 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 998,2 \cdot (2650 - 998,2) \cdot 9,8}{(1,005 \cdot 10^{-3})^2} \cong 9.448$$

$$U_{bf} = \frac{1,005 \cdot 10^{-3}}{998,2 \cdot 0,839 \cdot 10^{-3}} \left[ \sqrt{(18,1)^2 + 0,0192 \cdot 9.448} - 18,1 \right]$$

$$U_{bf} \approx 0,005354 \text{ m/s} \approx 462,6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot d = 32,12 \text{ cm/min.}$$

*c) Velocidad de Fluidificación Total del Medio Granular Totalmente Mezclado*

\* Según Vaid y Gupta → (Ec. 62)

$$U_{ft} = \frac{1,005 \cdot 10^{-3}}{998,2 \cdot 0,839 \cdot 10^{-3}} \left[ \sqrt{(24)^2 + 0,0546 \cdot 9.448} - 24 \right]$$

$$U_{ft} \approx 0,01085 \text{ m/s} = 937,6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot d = 65,11 \text{ cm/min.}$$

\* Según Cleasby y Fan para  $D_{90} = 1,1 \text{ mm}$  = tamaño de las mallas por donde pasa el 90% de los granos del medio filtrante (ver **Figura 12**).

$$G_a = \frac{(1,1 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 998,2 \cdot (2650 - 998,2) \cdot 9,8}{(1,005 \cdot 10^{-3})^2} = 21293,5$$

$$U_{mf} = \frac{1,005 \cdot 10^{-3}}{998,2 \cdot 1,1 \cdot 10^{-3}} \left[ \sqrt{(33,7)^2 + 0,0408 \cdot 21293,5} - 33,7 \right]$$

$$U_{mf} \approx 0,01013 \text{ m/s} \approx 875 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d} = 60,8 \text{ cm/min.}$$

**d) Comentarios**

En base al  $D_{eq} = D_{90}$  propuesto por Cleasby y Fan, se debería prever una velocidad ascensional mayor que 0,01013 m/s (875 m/d) para garantizar que todo el medio filtrante fluidifique. Por otra parte para que exista fluidificación total según Vaid y Gupta, la velocidad ascensional debería ser del orden de 0,01085 m/s (937,6 m/d).

Si se considerasen los granos menores, la velocidad mínima de fluidificación sería de 0,00238 m/s (205,6 m/d). En tanto para Vaid y Gupta en un medio granular no uniforme y totalmente mezclado la velocidad mínima de fluidificación sería de 0,00535 m/s (462,24 m/d).

Ese último resultado es muy importante cuando se considera la filtración directa ascendente, pues generalmente se adoptaban los granos menores para el cálculo de la velocidad mínima de fluidificación y para establecer la velocidad de filtración. Eso conducía a situaciones irreales, pues en la práctica han sido verificadas velocidades de hasta 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d, sin la existencia de fluidificación cuando la arena se encuentra totalmente mezclada, pues los granos mayores arriba de los menores impiden que estos fluidifiquen.

Otro resultado importante es la determinación de la velocidad mínima necesaria para causar la fluidificación que permita fijar la velocidad ascensional del agua para lavado.

Utilizando los datos de Fan y complementándolos en estudios experimentales con materiales granulares de diferentes valores de esfericidad y de masa específica, Dharmarajah y Cleasby obtuvieron la siguiente ecuación que relaciona el número de Reynolds con el de Galileo para diferentes grados de expansión:

$$\log \left[ \frac{\varepsilon^3 \rho_a (\rho_s - \rho_a) g \cdot C_e \cdot D_{eq}}{6^3 (1-\varepsilon)^2 \cdot \mu^2} \right] = 0,56543 + 0,9348 \log \left[ \frac{\rho_a \cdot U_a \cdot C_e \cdot D_{eq}}{6 (1-\varepsilon) \cdot \mu} \right] +$$

$$+ 0,17979 \left[ \log \left[ \frac{\rho_a \cdot U_o \cdot C_e \cdot D_{eq}}{6 (1-\varepsilon) \cdot \mu} \right] \right]^2 + 1,5 [\log (C_e)]^2 - 0,00392 \left[ \log \left[ \frac{\rho_a \cdot U_a \cdot C_e \cdot D_{eq}}{6 (1-\varepsilon) \cdot \mu} \right] \right]^4 \quad (65)$$

Dharmarajah y Cleasby propusieron una solución de la ecuación (65) a través del cálculo electrónico y también diseñaron gráficos que permiten estimar la porosidad  $\varepsilon_{oi}$  de cada subcapa y la del medio granular expandido  $\varepsilon_e$ , para diferentes valores del coeficiente de esfericidad. Si se tiene la curva de distribución granulométrica, indicada en la **Figura 12**,

se determina el tamaño equivalente de cada subcapa  $D_{eqi}$ , para la velocidad ascensional fija, a fin de calcular los números de Reynolds y Galileo. Eso permite para el valor de  $C_e$  del medio granular, estimar el valor de  $\varepsilon_{ei}$  en la **Figura 28 a, b, c, d, e**.

La porosidad del medio granular expandido está dada por:

$$[1 - \varepsilon_e]_{medio\ granular} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{X_i}{(1 - \varepsilon_{ei})}} \quad (66)$$

La expansión producida en un medio granular está dada por:

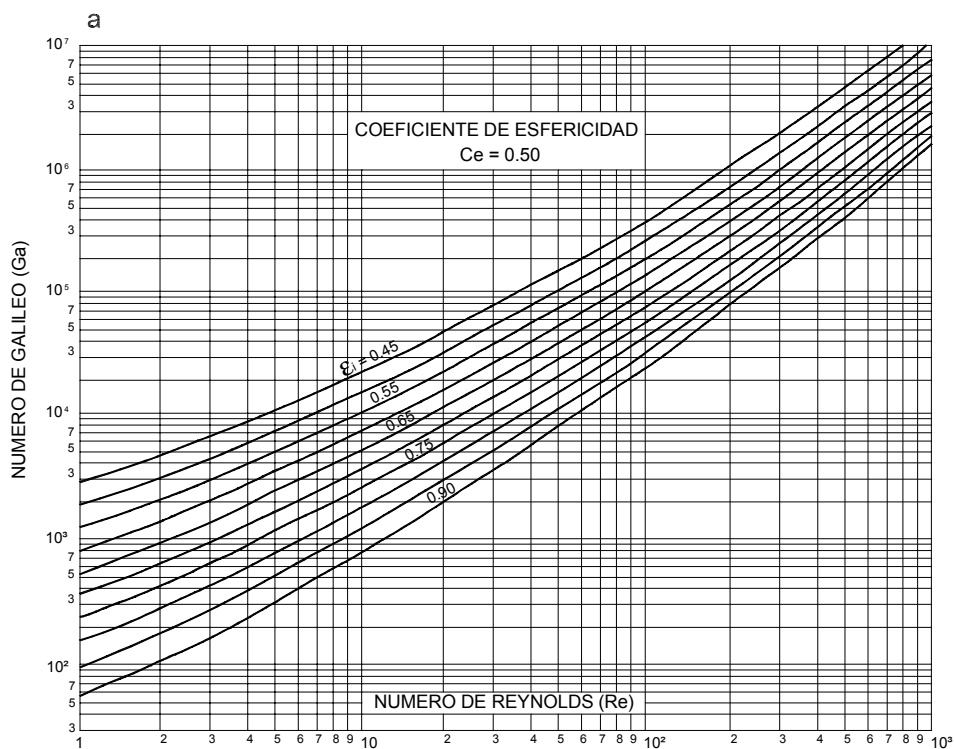
$$E (\%) = \frac{L_{fe} - L_{fo}}{L_{fo}} 100 \quad (67)$$

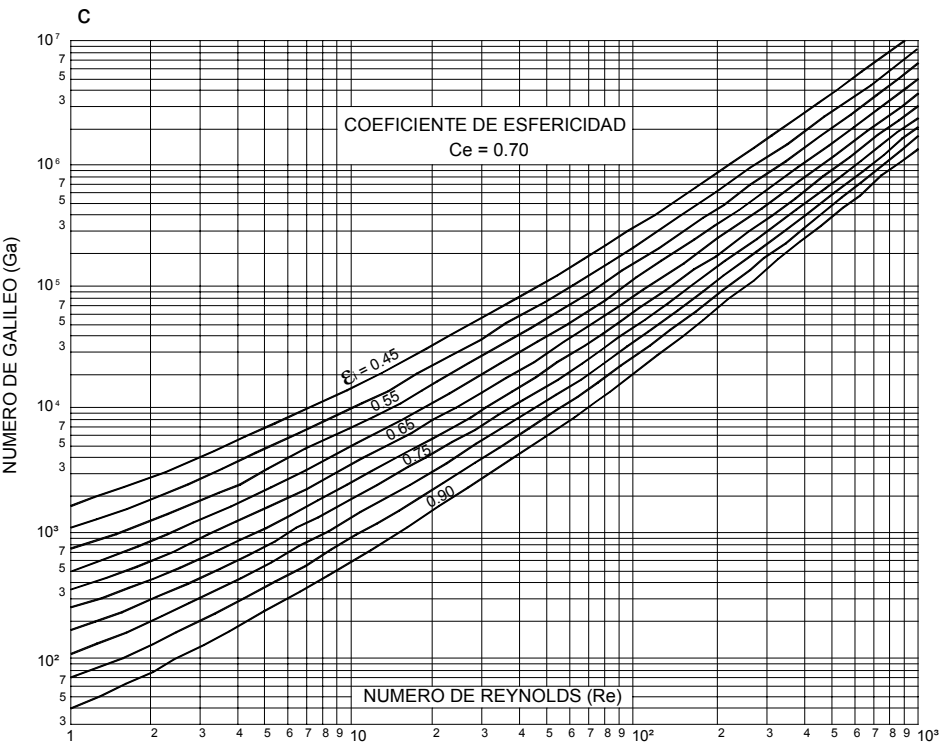
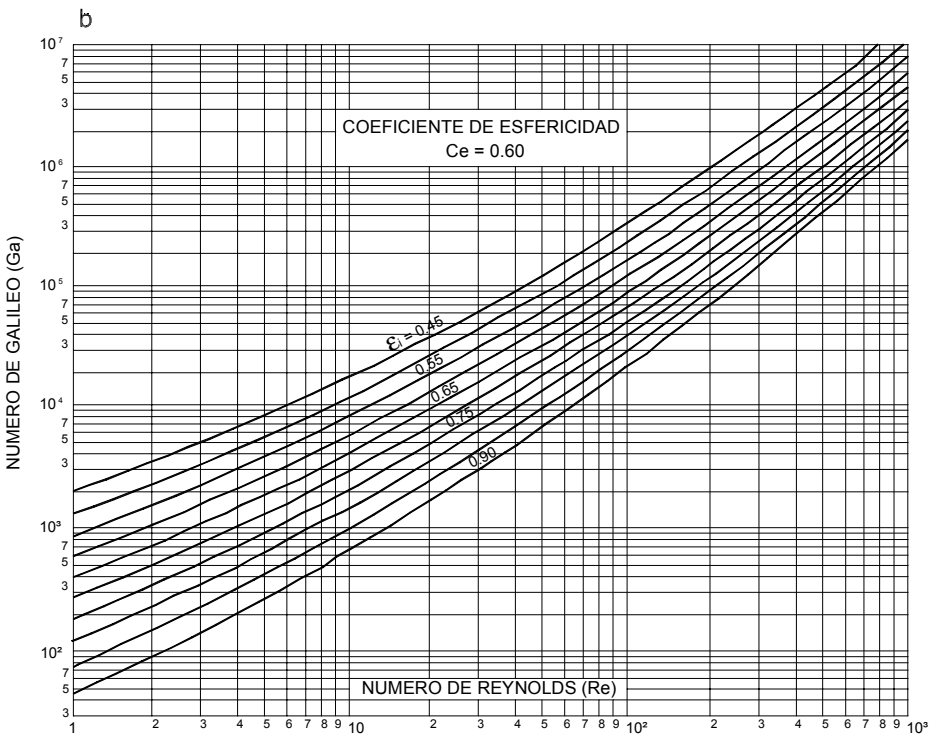
ó

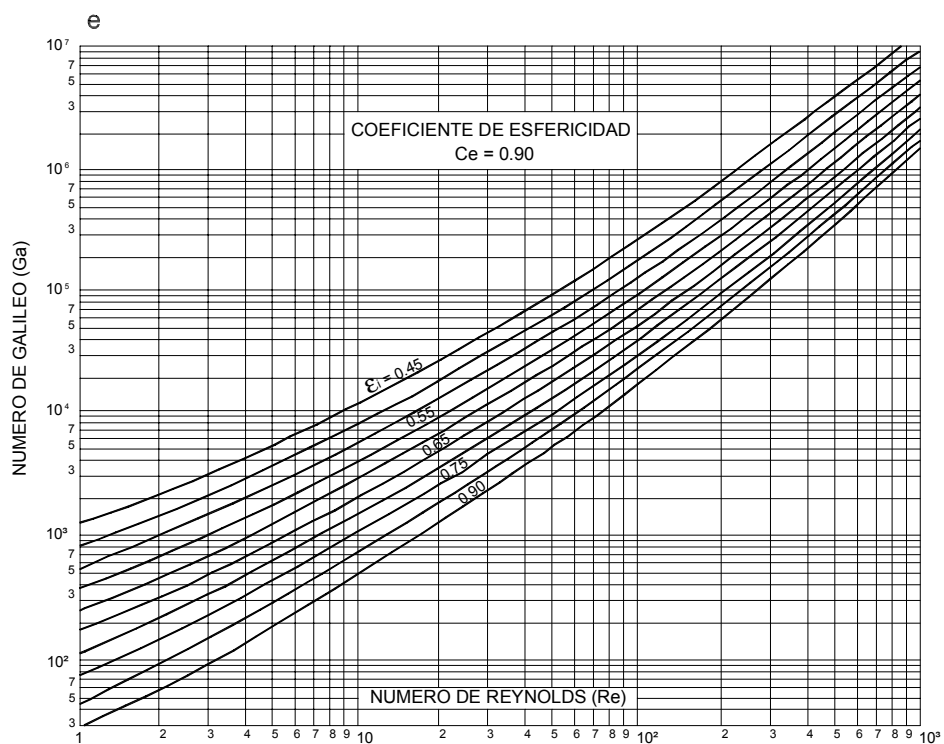
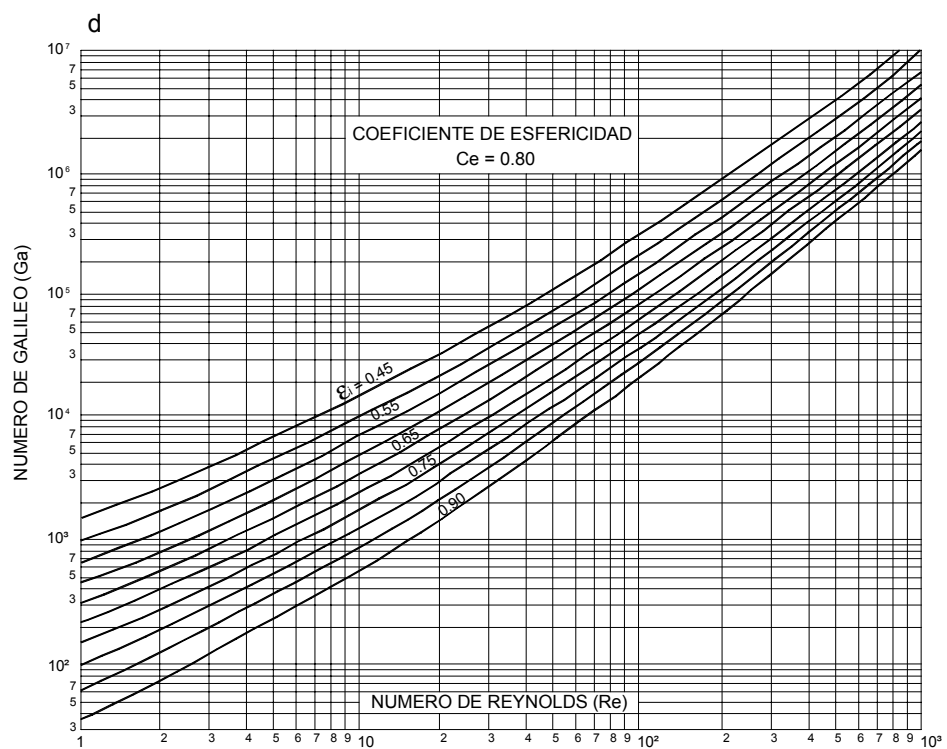
$$E (\%) = \frac{\varepsilon_e - \varepsilon_o}{1 - \varepsilon_o} 100 \quad (68)$$

y

$$L_{fo}(1 - \varepsilon_o) = (1 - \varepsilon_e) L_{fe} \quad (69)$$







**Figura 28.** Porosidad del lecho expandido ( $\epsilon_e$ ) en función del número de Reynolds ( $Re$ ) y del número de Galileo ( $G_a$ )

#### Ejemplo 4

Calcular la expansión total del medio granular cuyas características granulométricas son las indicadas en la **Figura 12** para las siguientes condiciones:

- Velocidad ascensional:  $U_a = 0,75 \text{ m/min} = 0,0125 \text{ m/s}$ ;
- Temperatura del agua:  $T = 20^\circ\text{C}$ ;
- Coeficiente de esfericidad:  $C_e = 0,80$ ;
- Espesor de la capa de arena = 70 cm;
- Porosidad media del medio filtrante limpio = 0,42.

*Solución:*

a) *Porosidad del Medio Granular Expandido*

Subcapa (*)	$D_i (10^{-3} \text{ m})$ (*)	$D_{eq,i}$ (*)	$X_i = \Delta L f_i$ (*)	$X_i/D_{eq,i}$ (*)	$R_e$ (**)	$G_a$ (***)	$\varepsilon_{ei}$ (****)	$X_i/(1-\varepsilon_{ei})$
1	0.42-0.59	0.498	0.10	0.201	6.18	1.975	0.65	0.2857
2	0.59-0.71	0.647	0.10	0.155	8.03	4.333	0.60	0.2500
3	0.71-0.84	0.772	0.10	0.130	9.58	7.361	0.55	0.2222
4	0.84-1.00	0.916	0.40	0.437	11.37	12.296	0.51	0.8163
5	1.00-1.19	1.091	0.25	0.229	13.54	20.775	0.48	0.4808
6	1.19-1.41	1.295	0.05	0.039	16.08	34.744	0.44	0.0893
Sumatoria $\Sigma$			1.00					$\Sigma$ 2.1443

**Tabla 8.** Valores de  $R_e$  ;  $G_a$  y  $X_i / 1 - \varepsilon_{ei}$

Referencia:

(\*) Valores extraídos de la **Figura 12** (Granulometría)

(\*\*)  $R_e = (\rho_a \cdot U_a / \mu) \cdot D_{eq,i} = 12.415 D_{eq,i}$  = número de Reynolds (Ecuación 46)

$\rho_a = 998,2 \text{ Kg/m}^3$  masa específica del agua para  $T = 20^\circ\text{C}$

$\mu = 0,001005 \text{ Kg/s.m}$  = viscosidad dinámica del agua para  $T=20^\circ\text{C}$

$D_{eq,i} = (D_{im\acute{a}x} \cdot D_{im\acute{i}n})^{1/2}$  = tamaño equivalente (mm), de la subcapa i con tamaños extremos  $D_{m\acute{a}x}$  y  $D_{m\acute{i}n}$  (mm)

(\*\*\*)  $G_a = [\rho_a(\rho_s - \rho_a) \cdot g / \mu^2] \cdot D_{eq,i}^3 = 15.998 D_{eq,i}^3$  = número de Galileo de la subcapa i, con tamaño equivalente  $D_{eq,i}$  (mm)

(\*\*\*\*)  $\varepsilon_{ei}$  = porosidad expandida de cada subcapa  $i$  (adimensional), deducida de la **Figura 28d** siendo función del número de Galileo  $G_a$  y del número de Reynolds  $Re = \rho_a \cdot U_a \cdot D_{eqi} / \mu$  para el coeficiente de esfericidad  $c_e = 0,80$ , siendo  $U_a$  = velocidad ascensional fija  $U_a = 0,0125$  m/s.

Según la ecuación 66:

$$(1 - \varepsilon_{ei}) = 1 / \left[ \sum_{i=1}^n x_i / (1 - \varepsilon_{ei}) \right] = 1 / 2,1443 = 0,466$$

En consecuencia:

$\varepsilon_e = 1 - 0,466 = 0,534$  = porosidad expandida del medio granular de 6 subcapas

*b) Expansión del Medio Granular*

$L_{fe} = L_{fo} (1 - \varepsilon_o) / (1 - \varepsilon_e) = 0,70 (1 - 0,42) / (1 - 0,532) = 0,868$  m = espesor del medio expandido – (Ec.69)

$E = [(L_{fe} - L_{fo}) / L_{fo}] \cdot 100 = [0,868 - 0,70] / 0,70 \cdot 100 = 24,0\%$  = expansión del medio fluidificado – (Ec. 67)

$E = [(\varepsilon_e - \varepsilon_o) / (1 - \varepsilon_e)] \cdot 100 = [(0,534 - 0,42) / (1 - 0,534)] \cdot 100 = 24,5\%$  = porcentaje de incremento de la porosidad del medio fluidificado – (Ec. 68)

*c) Pérdida de carga en el medio granular expandido*

$H_{fe} = L_{fe} (\rho_s - \rho_a) (1 - \varepsilon_e) / \rho_a = 0,868 (2650 - 998,2) (1 - 0,534) / 998,2 = 0,67$  m = pérdida de carga en el medio granular expandido – (Ec. 53)

*d) Comentarios*

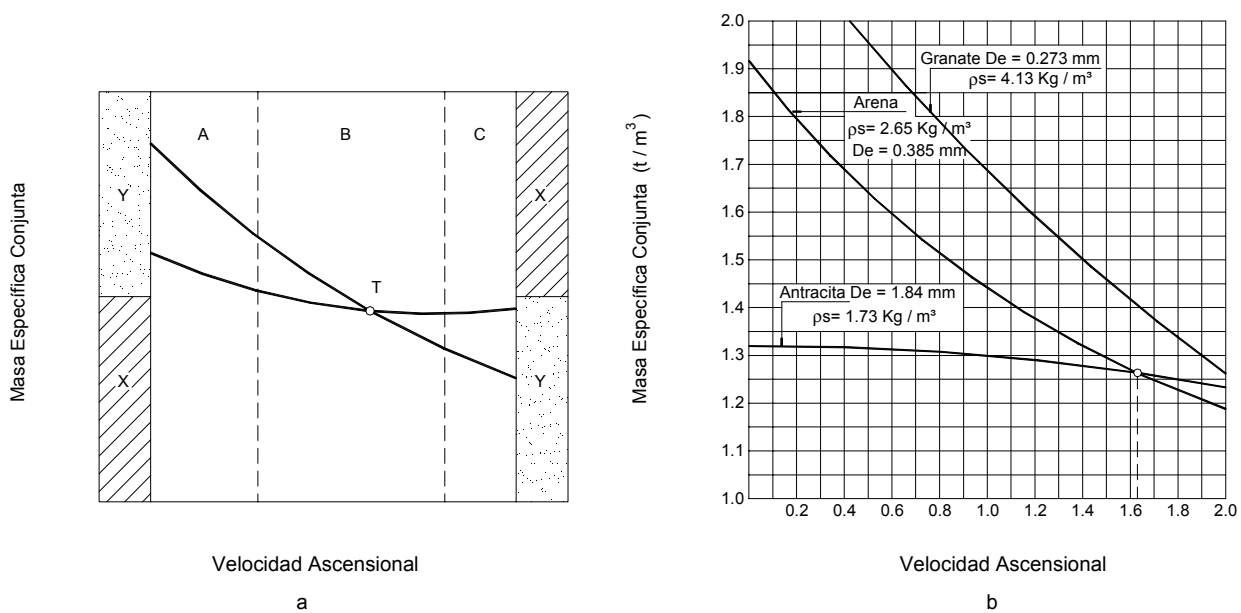
Con el método propuesto por Dharmarajah y Cleasby se obtienen resultados muy próximos a los observados experimentalmente. Para mayor precisión se podría utilizar el cálculo por computadora para resolver la ecuación 65. Sin embargo para fines más prácticos, en los gráficos de la **Figura 28**, se suministran valores satisfactorios.

Los resultados obtenidos permiten determinar la distancia entre las cámaras de recolección del agua de lavado y la parte superior del medio filtrante en reposo, a fin de evitar la pérdida de material durante el lavado.

Con la pérdida de carga en el medio granular expandido y las pérdidas en los conductos, es posible determinar la carga hidráulica necesaria para el lavado para alcanzar la velocidad ascensional deseada.

Como se vio anteriormente, Vaid y Gupta sugirieron una forma de estimar la masa específica media de un manto granular constituido por materiales de diferentes masas específicas para prever la expansión.

Cuando se tiene materiales granulares distintos, como antracita ( $\rho_s = 1,4 - 1,7 \text{ t/m}^3$ ), sobre arena ( $\rho_s = 2,6 \text{ a } 2,7 \text{ t/m}^3$ ) o granate ( $\rho_s = 4,1 \text{ a } 4,5 \text{ t/m}^3$ ) sobre arena, el grado de mezcla deseable entre los materiales determinará la granulometría a ser empleada. Una vez seleccionada la velocidad ascensional se procede como en el *ejemplo 4* para estimar la expansión de cada material.



**Figura 29.** Variación de la masa específica conjunta o en función de la velocidad ascensional

Según Cleasby y Woods, pueden existir tres situaciones durante el lavado de un medio filtrante constituido de un material granular X ( $\rho_{sx}$ ,  $D_x$ ) y otro material Y ( $\rho_{sy}$ ,  $D_y$ ), siendo  $\rho_{sx} > \rho_{sy}$  y  $D_x < D_y$  como se indica en la **Figura 29 a**.

Para la fluidificación con velocidades ascensionales bajas (gráfico a), el material X con mayor  $\rho_s$ , se ubica debajo del material Y. Con el aumento de  $U_a$  se alcanza una situación en la que se tiene una mezcla total de los materiales (punto T de la **Figura 29 a**).

Aumentándose más  $U_a$  existe la inversión de la posición de los materiales con el material Y de menor  $\rho_s$ , ocupando la posición inferior. Ese fenómeno según dichos investigadores, se explica a través de la teoría de la masa específica conjunta ( $\rho_c$ ) del material granular y del agua: para velocidades ascensionales bajas, el material X posee  $\rho_{cx}$  mayor que  $\rho_{cy}$ . En consecuencia ocupa la posición inferior.

Para velocidades ascensionales elevadas se tiene el fenómeno inverso con  $\rho_{cx}$  menor que  $\rho_{cy}$ , existiendo de este modo el cambio de posición de los materiales granulares.

Para un dado material la masa específica conjunta está dada por:

$$\rho_c = (1 - \varepsilon_e) \rho_s + \rho_a \varepsilon_e = (1 - \varepsilon_e)(\rho_s - \rho_a) + \rho_a \quad (70)$$

Conociéndose la porosidad del medio granular expandido  $\varepsilon_o$  en función de la velocidad ascensional, para cada material granular se determina  $\rho_c$ . En la **Figura 29b** se muestra la variación de  $\rho_c$  con  $U_a$  para antracita, arena y granate. Conociéndose  $\rho_c$  para cada material, se puede determinar  $U_a$  sin que exista mezcla excesiva entre los mismos.

### Ejemplo 5

Calcular las masas específicas media y conjunta para cada material constituido por:

- Arena:  $\rho_{sar} = 2,65 \text{ t/m}^3$ ;  $L_{far} = 0,25 \text{ m}$  y  $\varepsilon_{oar} = 0,54$
- Antracita:  $\rho_{sant.} = 1,55 \text{ t/m}^3$ ;  $L_{fant} = 0,50 \text{ m}$  y  $\varepsilon_{oant} = 0,57$
- $T = 20^\circ\text{C}$  temperatura del agua

### Solución

#### a) Masa específica equivalente (ver numeral 6.3)

$X_{Liar} = L_{far} / (L_{far} + L_{fant}) = 0,25 / (0,25 + 0,75) = 0,333$  = relación entre el espesor de la arena  $L_{far} = 0,245 \text{ m}$  y el total del manto filtrante ( $L_{far} + L_{fant} = 0,75 \text{ m}$ )

$X_{Liant} = L_{fant} / (L_{far} + L_{fant}) = 0,50 / (0,25 + 0,75) = 0,667$  = relación entre el espesor de la antracita  $L_{fant} = 0,50$  y el total del manto filtrante ( $L_{far} + L_{fant} = 0,75$ )

$\rho_{eq} = \sum (X_{Li} \cdot \rho_{si}) = X_{Liar} \cdot \rho_{sar} + X_{Liant} \cdot \rho_{sant} = 0,333 \cdot 2,65 + 0,667 \cdot 1,55 = 1,92 \text{ t/m}^3$  = masa específica equivalente

#### b) Masa específica conjunta: Según Cleasby y Woods

• Arena:  $\rho_{c.ar} = (1 - \varepsilon_{o.ar}) \cdot \rho_{s.ar} + \rho_a \cdot \varepsilon_{oar} = (1 - 0,54) \cdot 2,65 + (998,2/1000) \cdot 0,54 = 1,758 \text{ t/m}^3$  = masa específica conjunta de la arena

• Antracita:  $\rho_{c.ant} = (1 - \varepsilon_{o.ant}) \cdot \rho_{s.ant} + \rho_a \cdot \varepsilon_{oant} = (1 - 0,57) \cdot 1,55 + (998,2/1000) \cdot 0,57 = 1,235 \text{ t/m}^3$  = masa específica conjunta de la antracita

#### c) Comentario

En base a los valores de la masa específica conjunta de la arena y de la antracita, el primer material estará situado abajo del segundo, no existiendo inversión.

## 7.4. MECANISMOS RESPONSABLES DE LA REMOCIÓN DE IMPUREZAS DURANTE EL LAVADO

La disipación de energía necesaria para producir una determinada expansión del medio filtrante durante el lavado con agua solamente, puede calcularse considerando que la potencia disipada por unidad de volumen del medio filtrante es igual a la fuerza de arrastre multiplicada por la velocidad intersticial.

$$P_D = \frac{F_a \cdot U_a}{V_{fte} \cdot \varepsilon_e} \quad (71)$$

donde:

$F_a$  = fuerza de arrastre (N)

$U_a$  = velocidad ascensional (m/s)

$V_{fte}$  = volumen total del medio filtrante expandido  $\rightarrow$  vacíos + sólidos ( $m^3$ )

$\varepsilon_e$  = porosidad del medio filtrante expandido

$P_D$  = potencia disipada por unidad de volumen ( $N \cdot m/m^3 \cdot s$ )

Como se vio anteriormente los valores de  $V_{fte}$  y  $\varepsilon_e$  están relacionadas con  $U_a$ .

La fuerza de arrastre deberá ser suficiente para mantener los granos en suspensión y está dada por:

$$F_a = (\rho_s - \rho_a) V_{fte} (1 - \varepsilon_e) g \quad (72)$$

Como el peso de los granos del medio granular fijo es igual al del medio granular fluidificado, se tiene:

$$V_{fte} (1 - \varepsilon_e) = V_{fto} (1 - \varepsilon_o) \quad (73)$$

Combinando las ecuaciones (71), (72) y (73) resulta:

$$P_D = (\rho_s - \rho_a) g \cdot U_a \cdot \frac{(1 - \varepsilon_e)}{\varepsilon_e} \quad (74)$$

El gradiente de pérdida de carga  $H_{fe}/L_{fe}$  en un medio granular fluidificado está dado por la ecuación (53) que, combinada con la ecuación (74), resulta:

$$P_D = \frac{H_{fe}}{L_{fe}} \cdot \rho_a \cdot g \cdot \frac{U_a}{\varepsilon_e} \quad (75)$$

La potencia  $P_D$  se disipa produciendo:

- Esfuerzo de corte para desprender las partículas adheridas a los granos.

- Aumento de la temperatura del agua.
- Ruidos por las colisiones entre los granos.
- Combinación de los tres fenómenos anteriores.

Las investigaciones y experiencias de Camp y Amirtharajah mostraron que los esfuerzos de corte son los principales responsables del lavado de un medio granular y, por lo tanto, se deben tener en cuenta los gradientes de velocidad producidos.

Como  $\tau = \mu G_m$  (siendo  $\tau$  el esfuerzo de corte y  $G_m$  el gradiente de velocidad medio) y  $G_{me} = \sqrt{P_D / \mu}$ , el gradiente de velocidad en el medio granular expandido resulta:

$$G_{me} = \sqrt{P_D / \mu} = \sqrt{\frac{\rho_a \cdot g \cdot U_a \cdot H_{fe}}{\mu \cdot \epsilon_e \cdot L_{fe}}} \quad (76)$$

Para cada valor de  $\epsilon_e$ , calculado de acuerdo con el procedimiento anteriormente analizado, se tiene la relación  $H_{fe}/L_{fe}$  y en consecuencia se puede calcular  $G_{me}$ .

Según Amirtharajah parece que hay un gradiente óptimo de fluidificación que conduce a una mayor eficiencia del lavado con agua y que está relacionado con la porosidad óptima,  $\epsilon_{e,opt}$ .

Amirtharajah encontró experimentalmente los valores de  $\epsilon_{e,opt}$  para antracita y arena, que se indican en la **Tabla 9**.

Tamaño (mm) Material	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	1,1
Arena	0.756	0.742	0.727	0.716	0.704	0.694	0.684
Antracita	0.731	0.722	0.714	0.706	0.700	0.694	0.688

**Tabla 9.** Porosidades óptimas del medio granular expandido

El gran inconveniente para obtener la porosidad óptima al efectuar el lavado de un medio filtrante lo presenta la velocidad ascensional que resulta excesivamente alta, generalmente comprendida entre 0,02 y 0,4 m/s (1.680 a 3.360 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d), razón por la cual el lavado del medio filtrante con agua ha sido desplazado por el lavado con aire y agua (a considerar en el numeral 10.2.1).

## 8. PROYECTO DE FILTROS RÁPIDOS A GRAVEDAD

### 8.1. INTRODUCCIÓN

En los numerales anteriores se indican los diversos parámetros responsables de la eficiencia de remoción de partículas durante la filtración y del desprendimiento de las impurezas retenidas en los granos durante el lavado.

En el presente numeral se presentan y analizan las características hidráulicas de los filtros rápidos a gravedad. El afluente a los filtros es el agua decantada, luego de la coagulación/floculación con sales de aluminio y hierro, con o sin uso de polímeros como auxiliares de coagulación o de floculación.

### 8.2. MEDIOS FILTRANTES

#### 8.2.1. Especificaciones de Materiales Filtrantes

Tanto la arena como la antracita se especifican en función de sus características granulométricas. También se presentan las características de la grava utilizada como capa soporte.

##### **Arena**

La arena debe estar constituida esencialmente por granos de cuarzo resultantes de la desagregación o descomposición de rocas encontradas en lechos de ríos que contengan aproximadamente 99% de sílice. Se debe proveer en bolsas de 40 a 50 Kg., resistentes al manipuleo, transporte y almacenamiento.

La solubilidad en ácido clorhídrico concentrada ( $1,18 \text{ g/cm}^3$ ) no debe exceder el 5% y su masa específica debe estar comprendida entre 2,5 y  $2,7 \text{ t/m}^3$ .

##### **Grava**

La grava (o canto rodado) está constituida por fragmentos de rocas, redondeados, encontrados en lechos de ríos o en yacimientos cuyos tamaños varían de 2 a 250 mm. En general la grava es provista en bolsas de 40 a 50 Kg, que deben ser resistentes al manipuleo, transporte y almacenamiento y contener una identificación relativa de sus tamaños.

En general se aceptan las siguientes condiciones para la grava:

- No más del 8%, en peso, debe tener tamaño mayor o menor que los límites especificados.
- La masa específica debe ser mayor o igual a  $2,5 \text{ t/m}^3$ .

- El porcentaje en peso, de los cantos rodados pequeños, laminares o alargados, debe ser como máximo del 2%;
- No más del 25% de los granos en peso, con tamaños superiores a 12,7 mm, podrán corresponder a piezas trituradas o angulares;
- La solubilidad en ácido clorhídrico concentrado no deberá exceder el 5% para grava de tamaño menor que 9,5 mm y 10% para gravas de tamaño mayor que 9,5 mm.

### Antracita

A efectos de poder comparar se incluyen en la **Tabla 10** algunos valores usados en Brasil y valores recomendados por la OMS – Organización Mundial de la Salud y la AWWA – American Water Works Association.

Característica		Carbón Brasileño		Antracita Origen Estados Unidos	Especificaciones OMS      AWWA	
		Rango				
Humedad	%	2	5	4,40		
Material volátil	%	7	12	7,90		
Cenizas (a)	%	10	40	12,50		
Carbono fijo	%	60	85	75,10	85,00	
Azufre total	%	0,5	1,0	0,49		
Materia Soluble	%					
(b)		0,5	0,6	1,40	despreciable	1,00
(c)		0,1	0,6	0,80		
$\rho_s$	Kg/m <sup>3</sup>	1,4	1,7	1,59		
$\varepsilon_o$	%	45	60	56,00		
$C_{u..}$		1,5	2,0	-	-	1,70
$D_{10}$	mm	0,9	1,2	-	-	
$C_e$		0,55	0,70	-	-	-
Dureza (d)		2,5	3,0	> 3		

(a) material seco

(b) en ácido clorhídrico (densidad  $\cong 1,2$ ) a 20 °C

(c) en hidróxido de sodio a 0,1 N y 20 °C

(d) Escala Mohs

**Tabla 10.** Características de carbones y antracita

### 8.2.2. Medios Filtrantes

Hasta mediados de la década del 60, los filtros denominados convencionales eran comúnmente operados con velocidad de filtración constante, inferior a 150 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d y con medio filtrante constituido únicamente de arena.

Con el desarrollo de investigaciones, especialmente en los Estados Unidos, se comenzó a usar medios filtrantes de doble capa – antracita y arena, empleándose velocidades de filtración más elevadas de hasta 400 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d, especialmente cuando se reformaron y ampliaron plantas de potabilización de agua existentes.

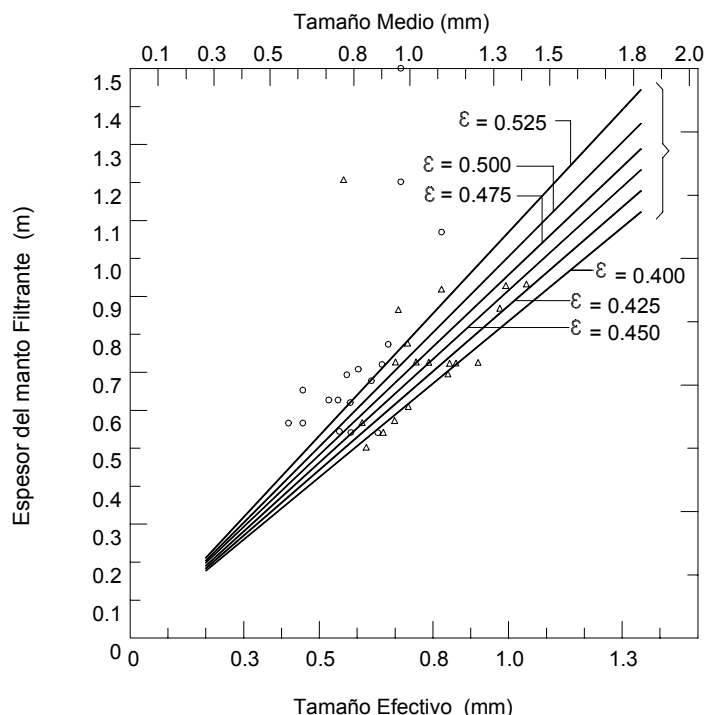
Esos filtros pasaron a denominarse filtros de alta velocidad. Los filtros de capa triple en donde el granate se coloca bajo la arena, no son comunes en plantas de potabilización de agua para consumo humano.

En algunos casos el uso de arena prácticamente uniforme ( $C_u < 1,2$ ) en capas de mayor espesor que las convencionales, puede resultar más ventajoso que el empleo de la doble capa en la filtración de agua decantada.

Los mecanismos de transporte y adherencia durante la filtración están relacionados a la superficie específica del medio filtrante. La eficiencia de la filtración está en función de las características físicas del medio filtrante, incluyendo la porosidad y la relación entre su espesor y el tamaño medio de los granos. Corrientemente hay dos formas para seleccionar adecuadamente el espesor del manto y el tamaño de los granos:

- a) Estudios en planta piloto.
- b) Utilización de parámetros de instalaciones existentes.

En las cuatro últimas décadas se realizaron varios estudios en instalaciones pilotos que produjeron valiosas informaciones, las cuales se pueden utilizar en la selección de los parámetros del medio filtrante.



**Figura 30.** Relación entre el espesor de la capa filtrante y tamaño de los granos del medio filtrante

Existen muchas combinaciones entre el tamaño de los granos del medio filtrante y su espesor. La relación entre el tamaño efectivo  $D_{10}$  y el espesor de la capa  $L_f$  en la filtración

rápida, se puede observar en la **Figura 30**, en donde el tamaño medio de los granos de medios filtrantes de capa doble o triple se computó como la media ponderada.

Los datos muestran que hay una relación definida entre el tamaño de los granos y el espesor de la capa filtrante con algunas excepciones, que se atribuyen a la porosidad del medio filtrante y a las características del afluente a los filtros.

El área superficial total de los granos (en planta) por unidad de área del medio filtrante (en planta), se puede expresar por:

$$A_{sp} = \frac{6(1 - \varepsilon) \cdot L_f}{C_e \cdot D_{mg}} \quad (77)$$

donde:

$A_{sp}$  = área superficial total de los granos por unidad de área del filtro, en planta ( $m^2/m^3$ )

$D_{mg}$  = tamaño medio de los granos (correspondiente al 50% del material en peso que pasa, siendo el eje de las ordenadas en escala normal de probabilidad y el de las abscisas en escala logarítmica) (m)

Considerando  $\varepsilon = 0,45$ ,  $C_e = 0,8$  y  $L_f / D_{mg} = 950$ ,

$A_{sp}$  resulta aproximadamente a  $2800 m^2/m^3$ .

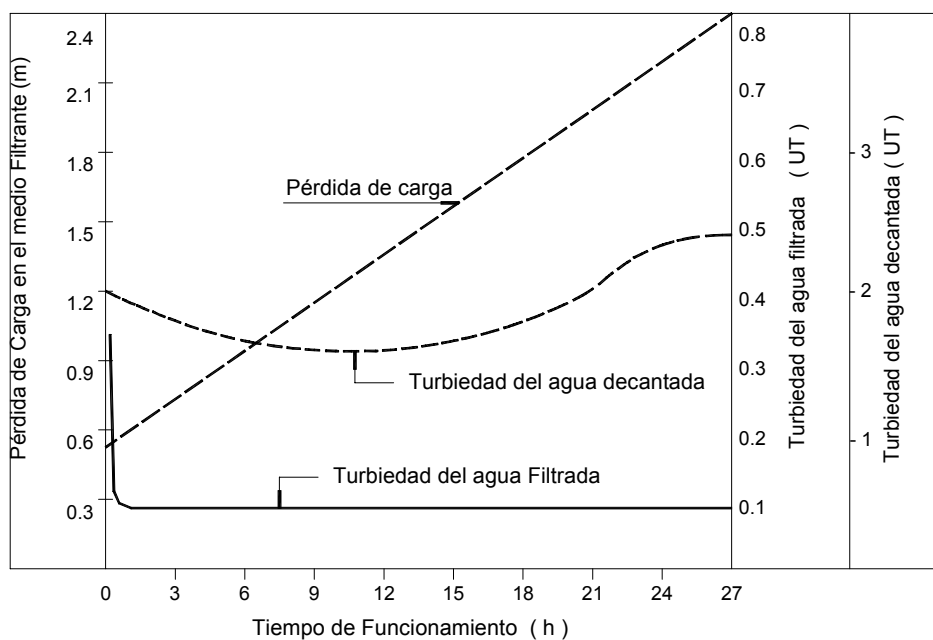
En la **Figura 30**, que relaciona  $L_f$  con  $D_g$  para diferentes valores de  $\varepsilon$ , se observa que cuanto menor es el tamaño de los granos, menor es el espesor de la capa filtrante requerida para obtener la misma eficiencia de remoción. No se debe olvidar que a medida que se aumenta el tamaño de los granos y el espesor de la capa filtrante, mayor es el volumen destinado al almacenamiento de las partículas y el tamaño de los vacíos intergranulares, obteniéndose así carreras de filtración más prolongadas, pero que también pueden provocar mayores volúmenes de agua de lavado.

En la **Figura 31** y la **Figura 32**, para el medio filtrante constituido por arena convencional de: ( $D_g = 0,41 - 1,41$  mm;  $D_{10} = 0,55$  mm;  $L_f = 0,70$  m y  $C_u = 1,5$ ), se observan las variaciones de la pérdida de carga, de la turbiedad del agua afluente (agua decantada) y del agua filtrada, respectivamente para velocidades de 160 y 280  $m^3/m^2.d$ .

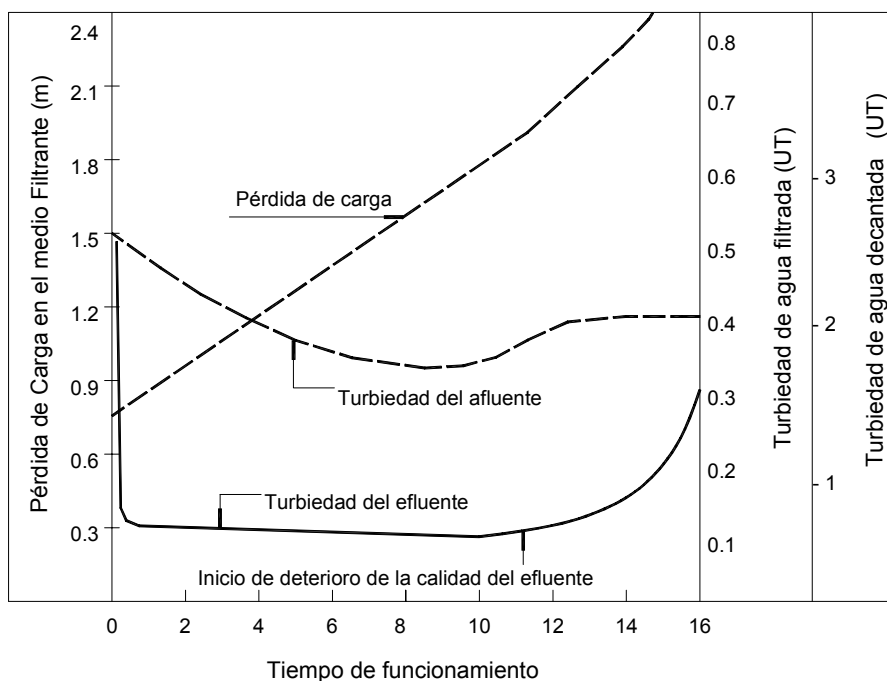
Se nota que para la velocidad de filtración de 280  $m^3/m^2.d$ , el deterioro de la calidad del efluente se produce aún tratando con arena relativamente fina. Ese comportamiento citado anteriormente es comúnmente observado en filtros que funcionan con velocidad constante.

Es evidente que hasta un cierto límite de turbiedad del agua decantada, la turbiedad del agua filtrada es muy baja, independientemente de la velocidad de filtración. Como era de esperar, la velocidad del incremento de la pérdida de carga debida a retención de impurezas en el medio filtrante, es mayor cuanto mayor es la velocidad de filtración, resultando en concordancia carreras más cortas.

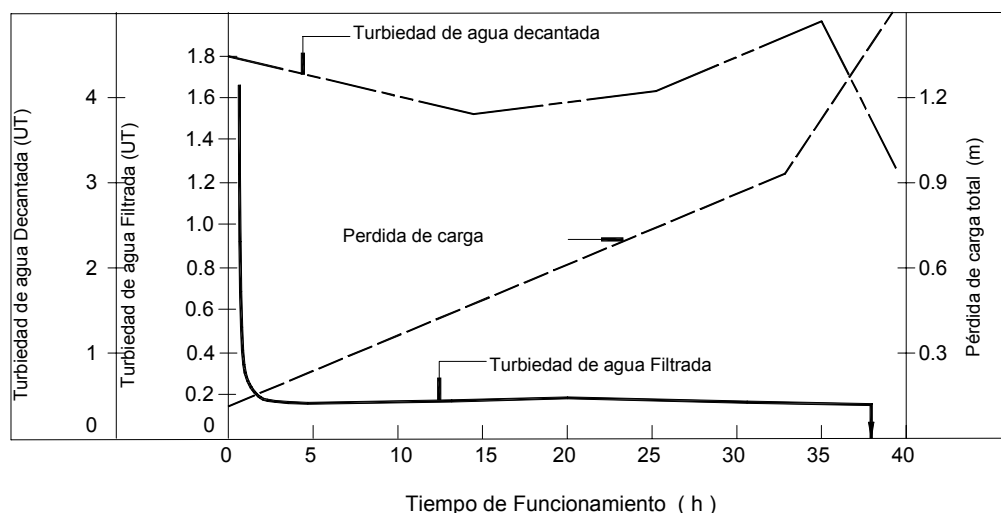
En filtros con medio filtrante semejante al aplicado, la retención de impurezas se produce, prácticamente en el comienzo de la capa de arena (cerca de 10-15 cm).



**Figura 31.** Variación de la turbiedad del afluente (agua decantada) y del efluente (agua filtrada) y de la pérdida de carga en filtros convencionales de arena – Velocidad de filtración de  $160 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$



**Figura 32.** Variación de la turbiedad del afluente (agua decantada) y del efluente (agua filtrada) y de la pérdida de carga en filtros convencionales de arena para velocidad de filtración de  $280 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$



**Figura 33.** Variación de la turbiedad del agua decantada del agua filtrada y de la pérdida de carga en un filtro piloto con lecho filtrante de antracita y arena operado con tasa constante e igual a  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

En la **Figura 33** se indica la variación de la turbiedad del agua decantada y del agua filtrada en un filtro piloto operado con velocidad constante, igual a  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ , con un lecho filtrante constituido de antracita ( $D_g = 0,59$  a  $2,00 \text{ mm}$ ,  $D_{10} = 0,94 \text{ mm}$ ,  $C_u = 1,47$  y  $L_f = 0,5 \text{ m}$ ) y arena ( $D_g = 0,42$  a  $1,41 \text{ mm}$ ,  $D_{10} = 0,56 \text{ mm}$ ,  $C_u = 1,5$  y  $L_f = 0,3 \text{ m}$ ).

Paralelamente al filtro piloto de doble capa se operaron otros tres filtros pilotos, conteniendo arena prácticamente uniforme con una velocidad de  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ . Las características de los medios filtrantes fueron las siguientes:

- Filtro  $F_1$  ( $D_g = 0,84$  a  $1,19 \text{ mm}$ ,  $D_{10} = 0,88 \text{ mm}$ ,  $C_u = 1,16$  y  $L_f = 1,2 \text{ m}$ )
- Filtro  $F_2$  ( $D_g = 1,00$  a  $1,41 \text{ mm}$ ,  $D_{10} = 1,15 \text{ mm}$ ,  $C_u = 1,18$  y  $L_f = 1,2 \text{ m}$ )
- Filtro  $F_3$  ( $D_g = 1,19$  a  $1,68 \text{ mm}$ ,  $D_{10} = 1,3 \text{ mm}$ ,  $C_u = 1,10$  y  $L_f = 1,2 \text{ m}$ )

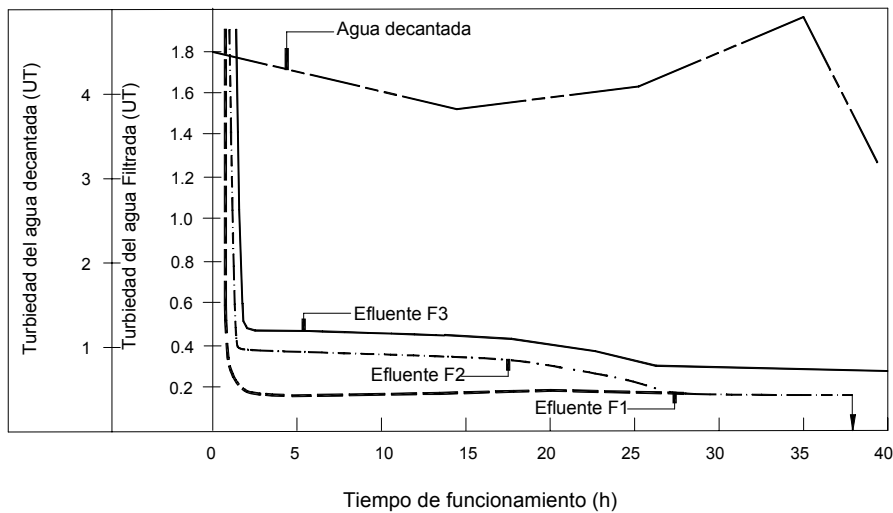
En la **Figura 34** se muestra la variación de la turbiedad del afluente y de los efluentes de los tres filtros y, en la **Figura 35**, **Figura 36** y **Figura 37** la variación de la pérdida de carga en los medios filtrantes en función del espesor del manto y del tiempo de funcionamiento de los tres Filtros Pilotos. En esas tres figuras, también se dibujaron las curvas que representan el desarrollo del frente de impurezas.

Comparando las **Figura 33** y la **Figura 34**, se nota que la calidad del efluente del filtro de antracita y arena es prácticamente igual a la del filtro  $F_1$  y un poco mejor a la de los filtros  $F_2$  y  $F_3$ .

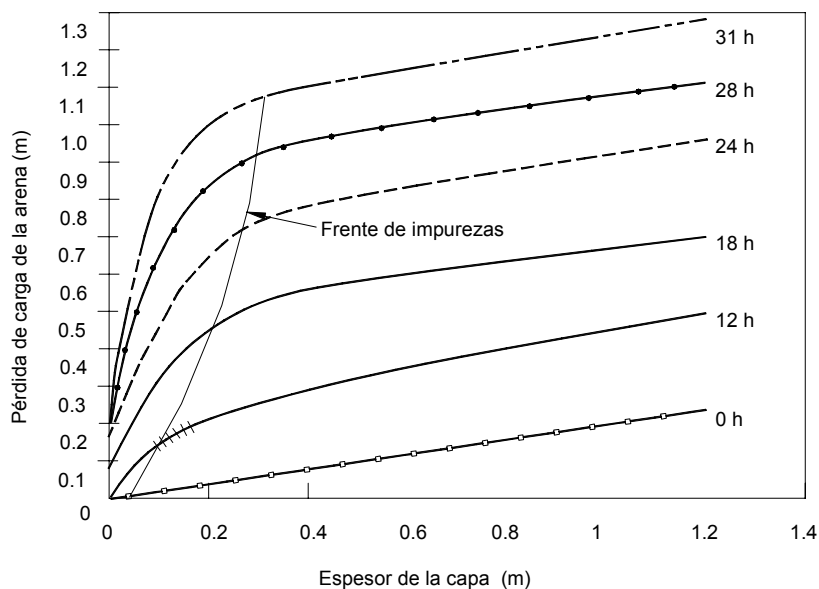
En cuanto a las carreras de filtración, el filtro  $F_3$  presentó la de mayor duración. Sin embargo en el filtro de antracita y arena la duración resultó casi la misma.

Dentro de los tres filtros de arena prácticamente uniforme, la penetración más profunda de impurezas se produjo en el filtro F<sub>3</sub>.

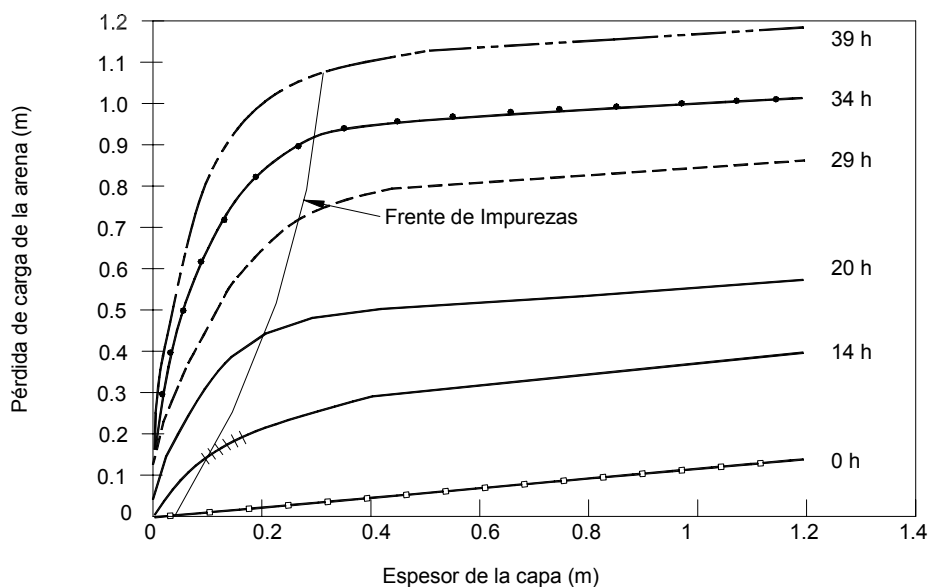
Parece que para velocidades de filtración bajas, la duración de la carrera resulta semejante para filtros de arena prácticamente uniforme, como la de los filtros F<sub>2</sub> y F<sub>3</sub>, y también para filtros de antracita y arena.



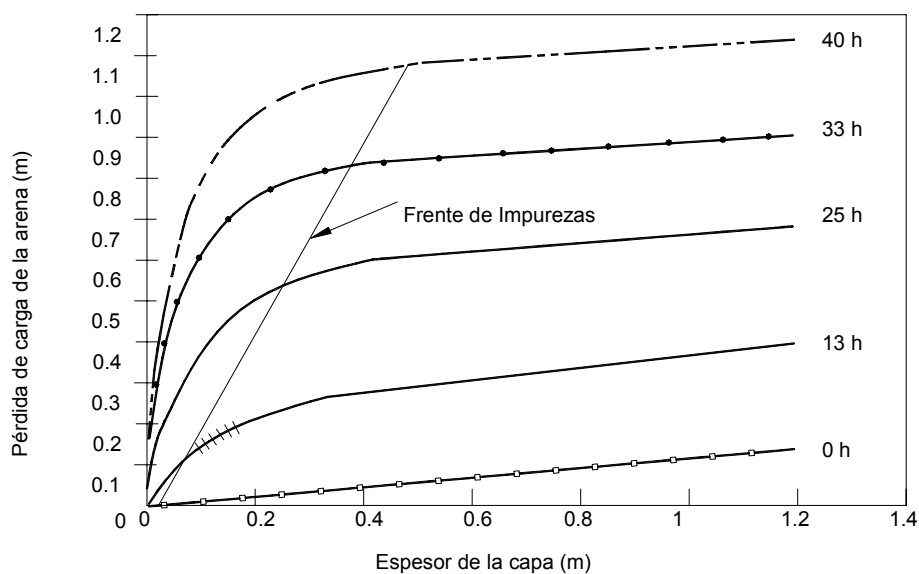
**Figura 34.** Variación de la turbiedad del afluente (agua decantada) y de los efluentes de filtros con arena prácticamente uniforme, para la velocidad de filtración de  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .



**Figura 35.** Variación de la pérdida de carga en función del espesor del manto filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro F<sub>1</sub>, con velocidad de filtración =  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .



**Figura 36.** Variación de la pérdida de carga en función del espesor del manto filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro F<sub>2</sub>, con velocidad de filtración = 200 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>. d



**Figura 37.** Variación de la pérdida de carga en función del espesor del manto filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro F<sub>3</sub>, con velocidad de filtración = 200 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>. d

Los mismos filtros pilotos se operaron con velocidad de filtración igual a 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d, mostrándose sus resultados en la **Figura 38**, la **Figura 39**, la **Figura 40**, la **Figura 41** y la **Figura 42**.

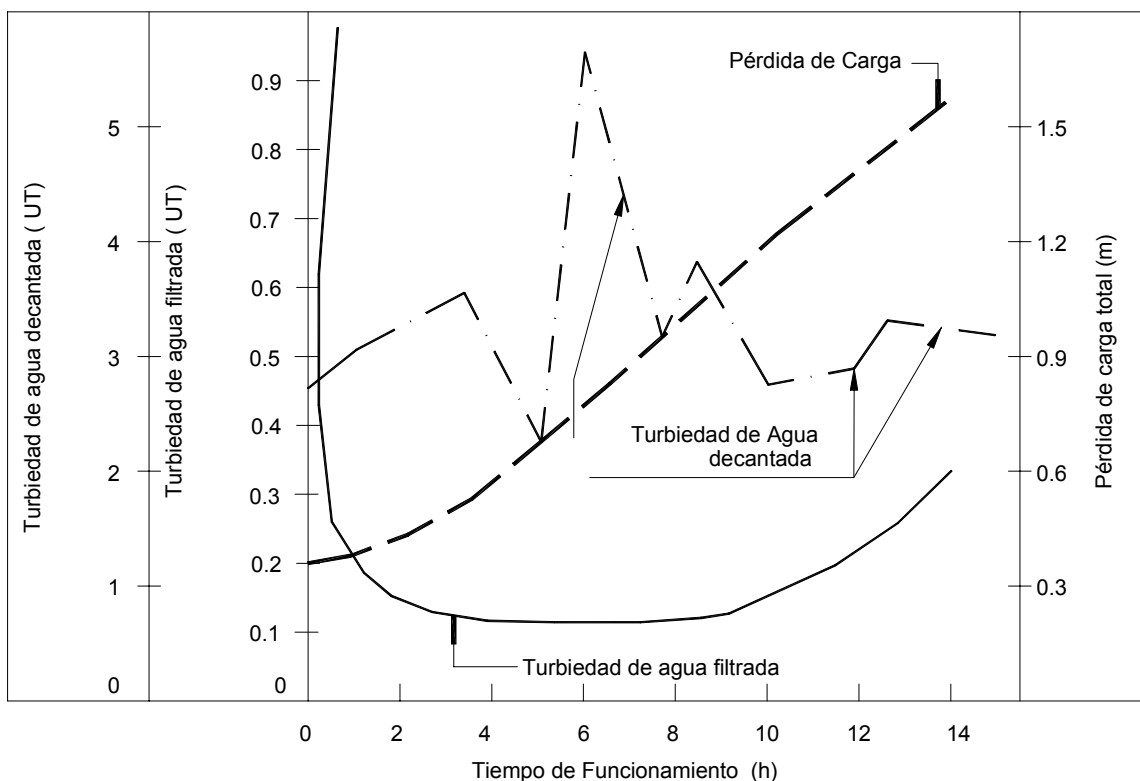
Comparando la **Figura 38** y la **Figura 39** se observa que la turbiedad del agua filtrada en el filtro de antracita y arena es ligeramente peor a la del filtro de arena  $F_3$ , y prácticamente igual a la del filtro  $F_1$  y a la del filtro  $F_2$  durante un cierto tiempo de funcionamiento de este último filtro.

Se observa en la **Figura 38** el inicio del deterioro de la calidad del efluente, lo que no sucede en los tres filtros de arena, debido probablemente, a que a pesar de tener mayor granulometría poseen mantos de mayor espesor.

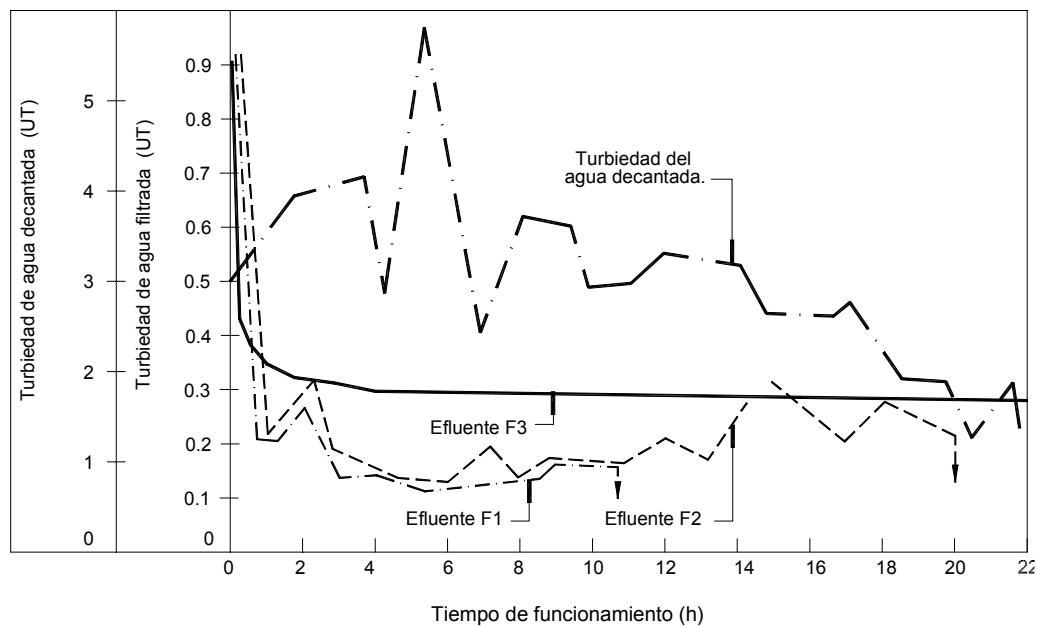
La duración de la carrera del filtro  $F_1$  resultó un poco menor que la del filtro de antracita y arena por lo tanto mucho más corta que la de los filtros  $F_2$  y  $F_3$ , cuando la velocidad de filtración fue relativamente alta. Posiblemente, el filtro de antracita y arena presentaría carrera con mayor duración si el manto de antracita se aumentase a 0,8 - 1,0 m.

Si se comparan la **Figura 35**, la **Figura 36** y la **Figura 37**, con la **Figura 40**, la **Figura 41** y la **Figura 42**, respectivamente, se observa que la penetración de impurezas es mayor para la velocidad de filtración más elevada.

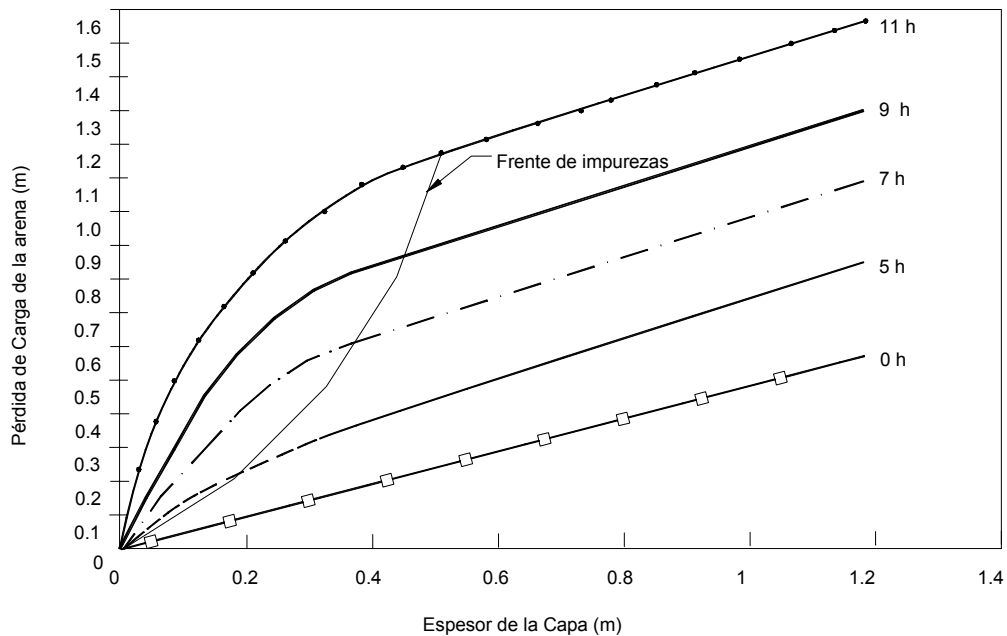
Adicionalmente cuando mayor es la granulometría del medio filtrante, más profunda resultó la penetración de impurezas. Este hecho no comprometió la calidad del agua filtrada, la cual se mantuvo prácticamente constante en el filtro  $F_3$ .



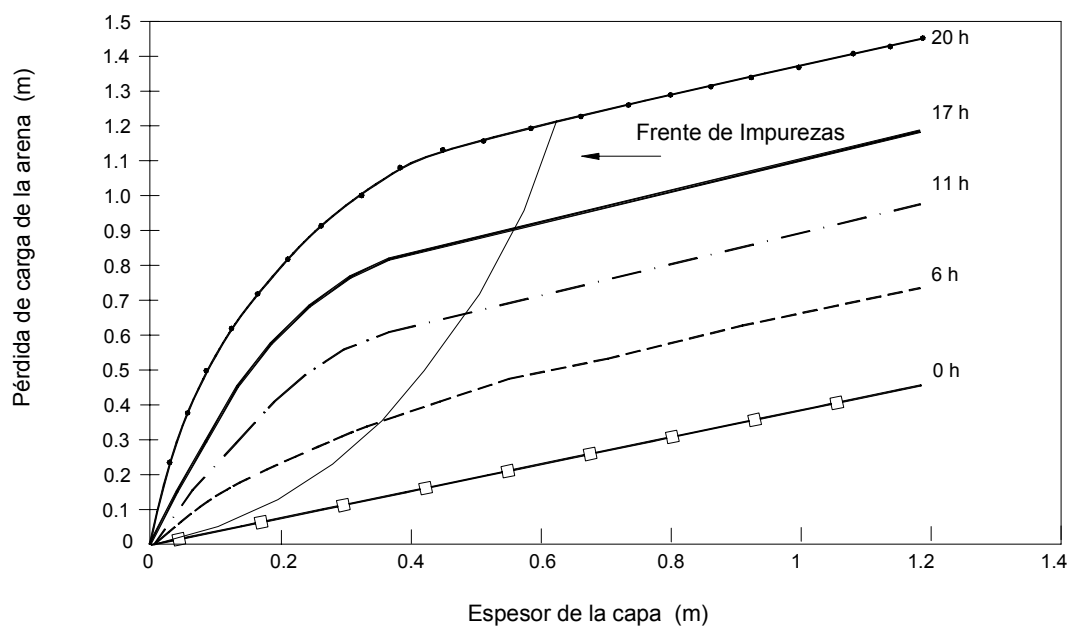
**Figura 38.** Variación de la turbiedad del agua decantada, del agua filtrada y de la pérdida de carga en filtro piloto con manto filtrante constituido de arena y antracita, operado con velocidad de filtración de  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .



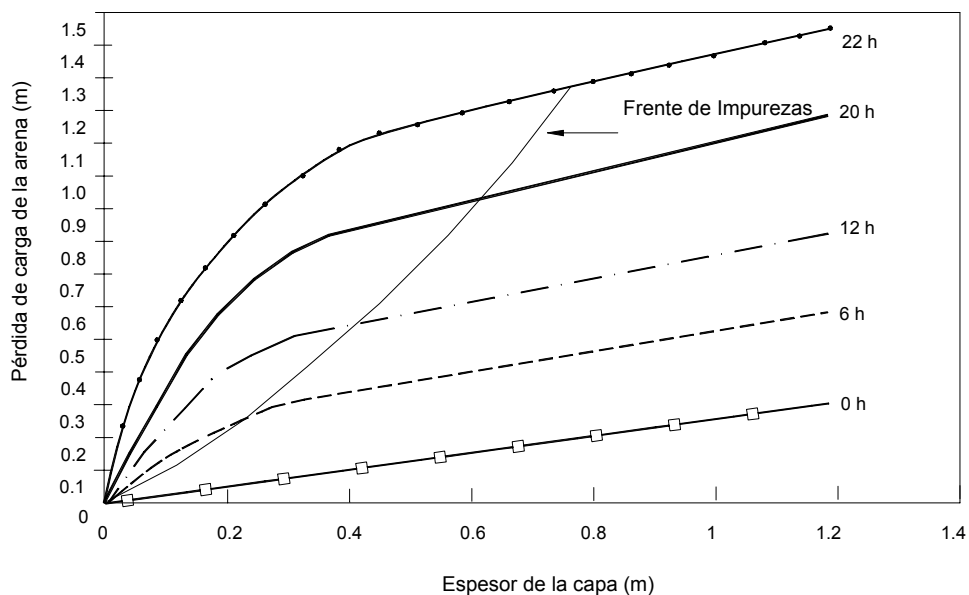
**Figura 39.** Variación de la turbiedad del agua decantada, del agua filtrada en filtros de arena prácticamente uniforme, con velocidad de filtración de  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$



**Figura 40.** Variación de la pérdida de carga en función del espesor de capa filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro  $F_1$ , con velocidad de filtración de  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$



**Figura 41.** Variación de la pérdida de carga en función del espesor del manto filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro F<sub>2</sub>, con velocidad de filtración de 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d (38)



**Figura 42.** Variación de la pérdida de carga en función del espesor del manto filtrante y del tiempo de funcionamiento – filtro F<sub>3</sub>, con velocidad de filtración 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d

### 8.2.3. Filtros Convencionales de Capa Unica de Arena

Las principales características de la arena utilizada en los filtros convencionales operados con velocidades de filtración inferiores a  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ , se indican a continuación:

- Espesor del manto: 0,6 a 0,8 m
- Coeficiente de uniformidad:  $\leq 1,6$
- Tamaño de los granos: 0,42 a 1,41 mm
- Tamaño efectivo: 0,45 a 0,55 mm

Es usual colocar una capa de arena más gruesa entre la filtrante y la soporte, con el objeto de uniformar el flujo de lavado y evitar que la subcapa inferior del manto de arena penetre en los vacíos del manto soporte conocida como arena torpedo, con las siguientes características:

- Espesor de la capa: 0,1 a 0,2 m
- Coeficiente de uniformidad:  $\leq 1,7$
- Tamaño de los granos: 0,84 a 2,00 mm
- Tamaño efectivo: 0,9 a 1,0 mm

Cuando la filtración se realiza con velocidad declinante, la velocidad máxima será limitada a  $300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ .

### 8.2.4. Filtros de Manto Unico de Arena Prácticamente Uniforme

Los resultados de investigaciones recientes han indicado el uso de arena más uniforme y de mayor granulometría que la convencional en filtros operados con velocidades de filtración constantes, inferiores a  $360 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$  y con las siguientes características:

- Espesor del manto:  $\geq 1,0 \text{ m}$
- Coeficiente de uniformidad:  $\leq 1,2$
- Tamaño de los granos: 0,84 a 1,68 mm
- Tamaño efectivo: 0,9 a 1,3 mm

En los sistemas de filtración con velocidad declinante, la velocidad máxima de filtración se debe limitar a  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ .

### 8.2.5. Filtros de Manto Dual

Para filtros de manto dual constituido con antracita y arena se recomiendan los parámetros que se indican en la **Tabla 11**.

Característica	Arena	Antracita
Espesor del manto (m)	0.20-0.30	0.45-0.60
Tamaño de los granos (mm)	0.42-1.41	0.71-2.00
Tamaño efectivo (mm)	0.40-0.60	0.90-1.10
Coefficiente de uniformidad	$\leq 1.6$	$\leq 1.6$

**Tabla 11.** Características de los materiales granulares de filtros de manto dual – antracita y arena

Para que se efectúe una mezcla parcial entre los granos mayores de antracita con los menores de arena y se garantice una expansión mínima de los mayores granos de ambos materiales granulares durante el lavado, se recomienda adoptar las siguientes relaciones:

- a)  $D_{90}(\text{antracita}) = 3 \text{ a } 3,5 D_{10}(\text{arena})$   
b)  $U_{a90}(\text{antracita}) = 1,1 \text{ a } 1,2 U_{a90}(\text{arena})$

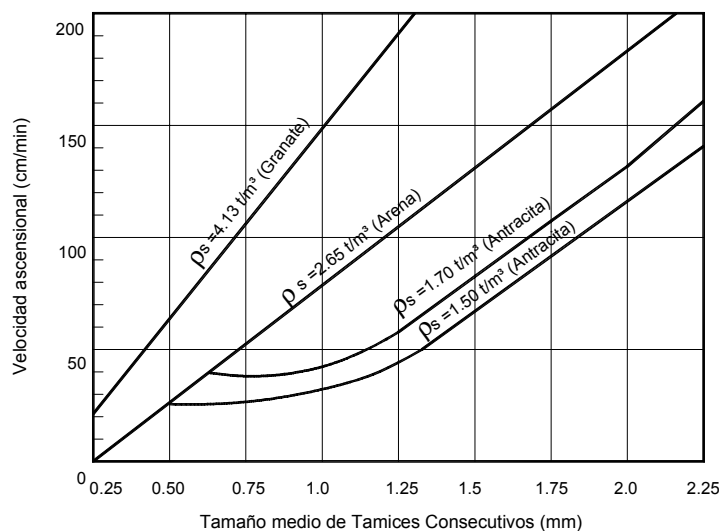
Donde:

$D_{10}$ : tamaño efectivo de los materiales filtrantes (mm)

$D_{90}$ : tamaño correspondiente a la fracción del 90% del material que pasa (mm)

$U_{a90}$ : velocidad ascensional que produce expansión de 5 al 10% en los granos de tamaño (mm) correspondiente al 90% del material que pasa.

En la **Figura 43** se muestra la variación de la velocidad ascensional para promover una expansión del 10% del material granular considerado para una temperatura de 25°C. Este gráfico se puede utilizar para estimar la relación entre los tamaños de los granos. Por ejemplo si el  $D_{90}$  de la antracita fuese igual a 1,75 mm y el de la arena de 1,05 mm, la velocidad ascensional para la antracita será del orden de 0,95 m/min, en tanto que para la arena resultará en aproximadamente 0,85 m/min.



**Figura 43.** Velocidad ascensional de lavado en función del tamaño de los granos de diferentes materiales granulares

## 9. FONDO DE FILTROS

### 9.1. CONSIDERACIONES INICIALES

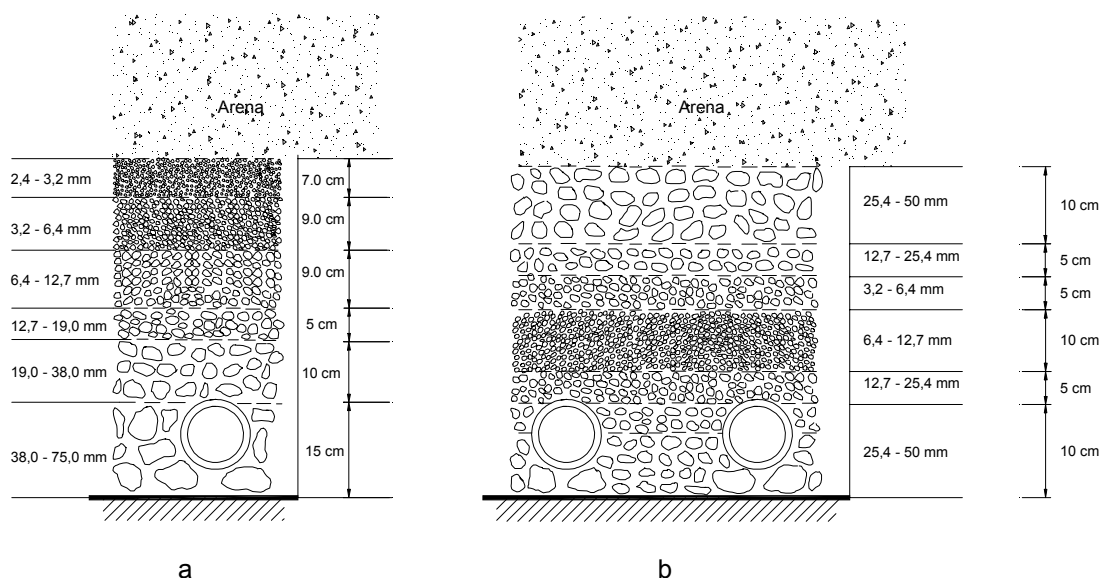
El sistema de drenaje de los filtros rápidos descendentes debe cumplir las siguientes condiciones:

- Colectar el agua filtrada.
- Distribuir uniformemente el agua y eventualmente el aire para lavado.

El sistema de drenaje está relacionado con la conformación de la capa soporte que en algunos casos puede desaparecer cuando se emplean placas porosas para soportar el medio filtrante o boquillas con ranuras pequeñas ( $\leq 0,35$  mm).

A continuación se presentan los principales tipos de sistemas de drenaje y la conformación del manto soporte recomendado para cada caso. La capa soporte está generalmente constituida por grava de río o canto rodado. Según Baylis y colaboradores, existe una relación directa entre el espesor de la subcapa considerada y el tamaño de la grava (que comúnmente disminuye desde el fondo hacia arriba).

Para evitar alteraciones de la granulometría en las subcapas superiores, el tamaño de las gravas disminuye a partir del fondo, para luego aumentar de tamaño en sistemas de drenaje constituidos de cañerías previstos de orificios, tal como se muestra en la **Figura 44b**.



**Figura 44.** Disposición de la capa soporte según Baylis

Cuando se realiza el lavado con aire y agua, se adopta un esquema semejante al de la **Figura 44b**, para evitar problemas relacionados a la mezcla de la grava más fina con la arena o el ingreso de esa grava hacia la parte superior del medio filtrante, como se observa en algunas plantas de tratamiento con distribución insatisfactoria de aire.

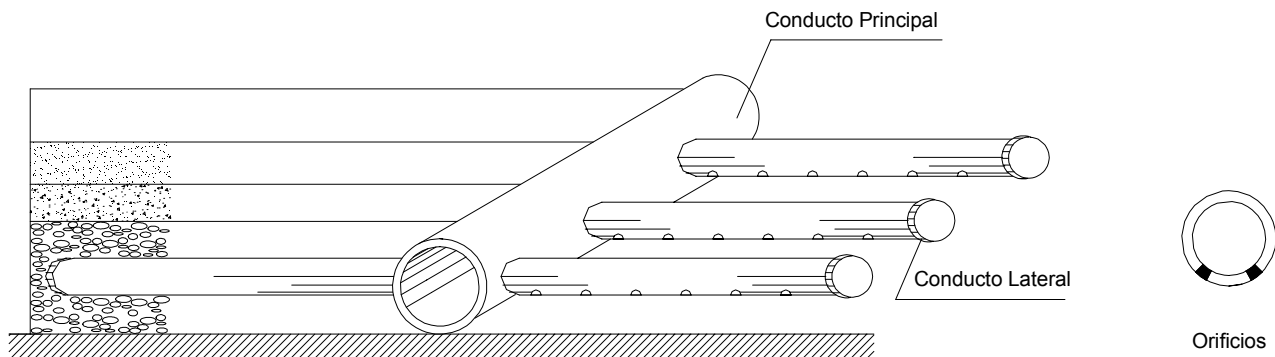
La conformación del manto soporte depende fundamentalmente del sistema de drenaje utilizado, el cual está en función del método de lavado adoptado.

## 9.2. FONDO CON CAÑERÍAS PERFORADAS

El sistema de cañerías perforadas está constituido de un conducto principal (canal bajo presión o tubería) de donde parten cañerías secundarias (laterales). En la **Figura 45** se muestran esquemas de un sistema de cañerías con orificios.

Tradicionalmente los sistemas convencionales, con velocidades de filtración inferiores a  $7,5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$ , el sistema de ingreso de agua de lavado, coincidente con el de drenaje de agua filtrada se dimensionaron de acuerdo a las especificaciones de Jenks y Ellms.

Generalmente, los orificios distribuidores cuyos diámetros varían entre 6,4 y 12,7 mm, están separados entre 5 y 20 cm. La pérdida de carga en los orificios se calcula utilizando la ecuación 78. La composición del manto soporte recomendada es la que se muestra en la **Figura 44**.



**Figura 45.** Sistema de cañerías con orificios

Estas disposiciones tratan de lograr la uniformidad de la distribución del agua de lavado en toda la superficie del filtro.

La velocidad variable en un conducto con derivación en ruta hace que la presión aumente a medida que disminuye su caudal (recuperación de energía cinética en potencial) con lo cual existe la tendencia a que salga más agua en los orificios más alejados que los más próximos.

Disminuyendo la velocidad de circulación del agua dentro de los conductos, este fenómeno se atenúa.

Además debe tratarse que el espaciamiento de los orificios en los dos sentidos sea lo más regular posible.

Estos factores fueron tomados en cuenta y experimentados por Jenks y dieron como resultado las especificaciones siguientes:

- La relación de la longitud del lateral a su diámetro no deberá ser mayor de 60.
- Los diámetros de las perforaciones de los laterales deberán estar comprendidos entre 0,006 m y 0,013 m.
- El espaciamiento de las perforaciones a lo largo del lateral puede variar desde 0,076 para una perforación de 0,006 m de diámetro a 0,20 m para una perforación de 0,013 m de diámetro.
- La relación del área total de perforaciones del sistema de drenaje al área transversal total de los laterales no deberá extender de 0,5 para perforaciones de 0,013 m de diámetro y decrecerá a 0,25 para perforaciones de 0,006 m de diámetro.
- La relación del área total de las perforaciones de drenaje al área total del filtro puede ser tan baja como 0,002.
- El espaciamiento de los laterales puede ser hasta de 0,305 m (entre centros) para una distribución satisfactoria, pero está limitado por la carga total disponible.

Es de observar que Jenks no estipulaba ninguna relación entre el área de los laterales y la del múltiple, lo que efectuó Ellms, además de la relación del área de las perforaciones a la del lateral, siendo las siguientes:

- Que el área transversal de los laterales deberá ser por lo menos, doble del área de las perforaciones en los laterales.
- Que las áreas transversales del múltiple deberán ser 1,75 a 2 veces la suma de la áreas transversales de los laterales que alimenta.

Estas especificaciones probaron su eficacia en la práctica en numerosas plantas y es aconsejable además que las velocidades en el múltiple y en los laterales verifiquen respectivamente valores inferiores a 2,5 m/s y 1,80 m/s y que se coloquen dispositivos que permitan eliminar el aire de los mismos, así como evitar que puedan entrar en depresión.

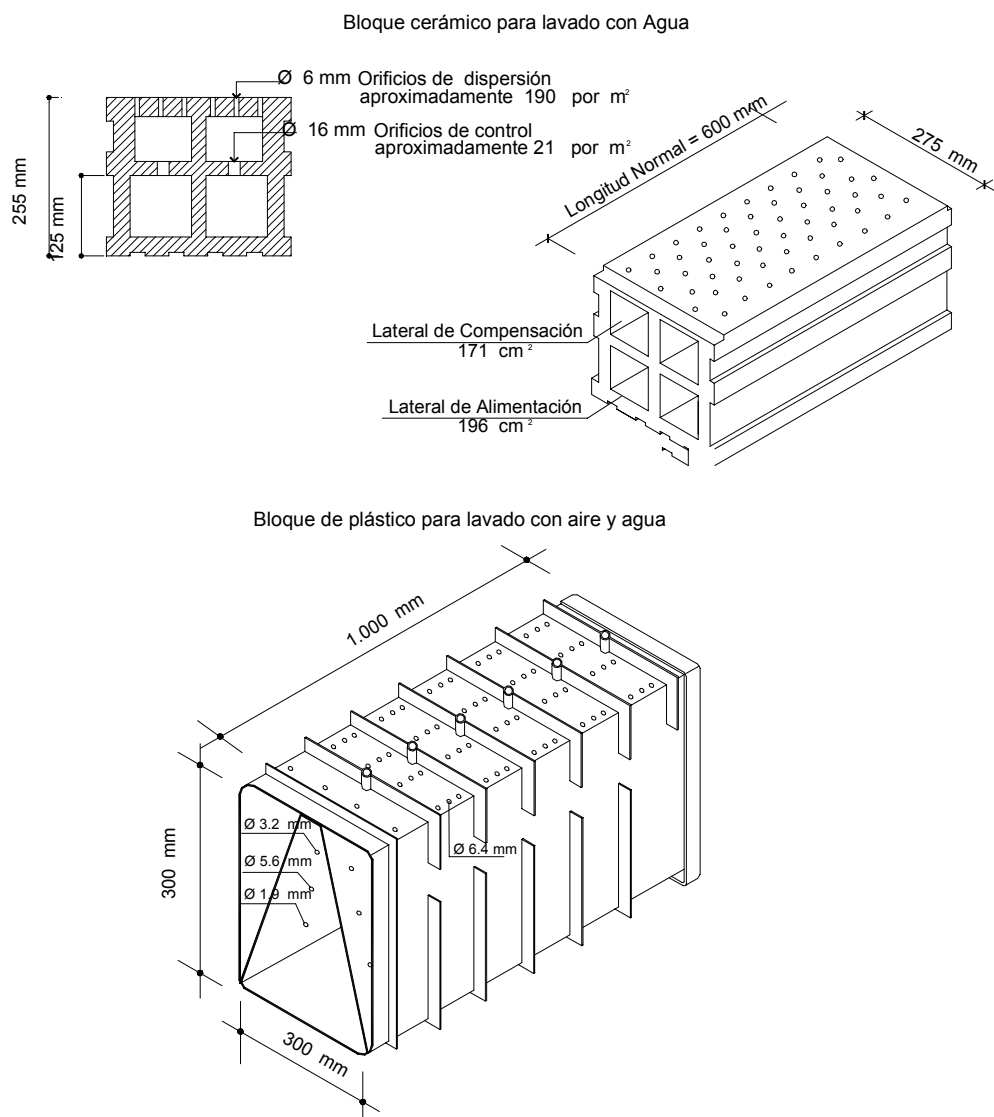
### **9.3. FONDO CON BLOQUES**

Los bloques están constituidos por conductos paralelos con el objeto de mejorar las condiciones de distribución de agua para lavado. En Brasil existen dos tipos básicos de bloques ejecutados:

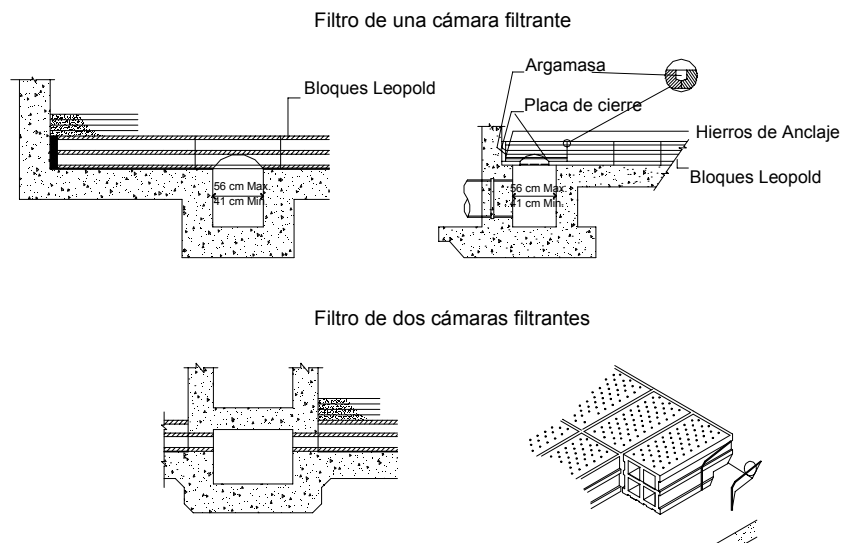
- Bloque de cerámica destinado al lavado solamente con agua.
- Bloque de plástico, denominado “bloque universal” destinado al lavado con aire y agua o al lavado sólo con agua.

En la **Figura 46** se muestran los bloques mencionados y en la **Figura 47** se muestra la disposición de los bloques cuando el canal colector de agua filtrada alimenta a uno o dos filtros.

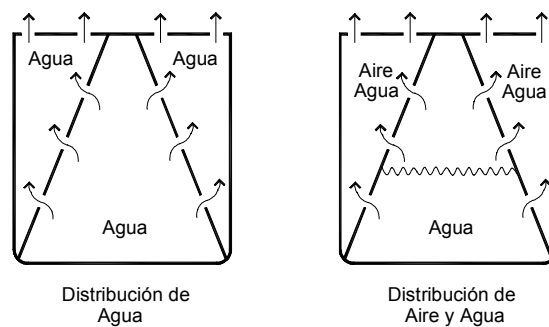
En la **Figura 48** se muestran los bloques universales, usados para lavado con aire y agua o solamente con agua.



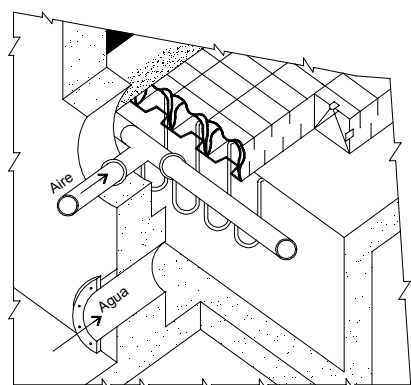
**Figura 46.** Bloques tipo Leopold



**Figura 47.** Disposición de los bloques cerámicos



Esquema Típico de la Entrada de Aire y de Agua



**Figura 48.** Características del bloque universal y disposición típica de la entrada de agua y de aire para lavado

En la **Tabla 12** se muestra la composición del manto soporte para bloques cerámicos y bloque universal. Para el bloque universal el manto soporte es semejante al que se muestra en la **Figura 44b**.

Subcapa	Bloque Cerámico		Bloque Universal	
	Espesor (cm)	Tamaño (mm)	Espesor (cm)	Tamaño (mm)
(superior) 1	5	1.6-3.2	5	19.0-12.7
2	5	3.2-6.4	5	12.7-6.4
3	5	6.4-12.7	5	6.4-3.2
4	15	12.7-19.0	5	3.2-1.6
5	--	---	5	3.2-6.4
6	--	---	5	6.4-12.7
7	--	---	5	12.7-19.0

**Tabla 12.** Composición del manto – bloques Leopold

## 9.4. FALSO FONDO

Se denomina falso fondo a la estructura ejecutada sobre el fondo del filtro que tiene por objeto sostener las boquillas y bloques especiales que se utilizan para distribuir el agua y el aire para el lavado ascensional y también coleccionar el agua filtrada. Asimismo permite formar una cámara donde el agua circula con muy baja velocidad (prácticamente sin pérdida de carga) lo que facilita la distribución uniforme tanto del agua de lavado como de la velocidad de filtración en toda la superficie del filtro.

### 9.4.1. Falso Fondo con Boquillas

En función del método de lavado, las boquillas pueden ser simples, utilizadas cuando se procede al lavado con agua, o especiales cuando vehiculizan aire y agua. Existen muchos fabricantes de boquillas simples y especiales. A título de ejemplo se muestran en la **Figura 49** algunos tipos de boquillas simples y detalles de su fijación. En la **Tabla 13** se muestra la composición del manto soporte para las boquillas simples.

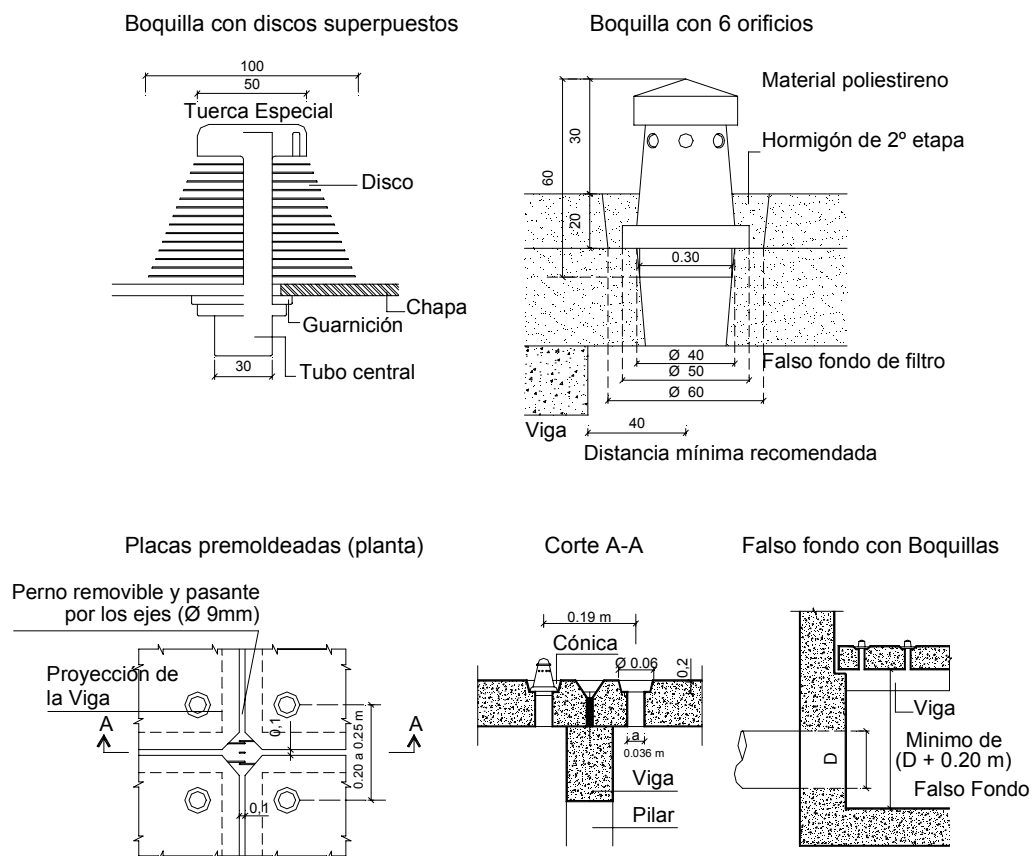
Generalmente las boquillas simples se disponen separadas 20 cm entre sí, resultando 20 a 25 unidades por metro cuadrado. En el caso del sistema de drenaje constituido de boquillas especiales, la distancia entre ellos es del orden de 10 a 15 cm, resultando cerca de 50 a 60 boquillas por metro cuadrado.

En la **Figura 50** se muestra el esquema de una boquilla especial con ranuras de 0,35, 0,70 y 3,00 mm de ancho y cerca de 20 mm de longitud. El falso fondo de los filtros que poseen boquillas especiales se debe poder inspeccionar.

En estos casos la altura del falso fondo es generalmente mayor que la de las boquillas simples, ya que las especiales poseen un largo total del orden de 30 cm. En algunos casos se instalan cañerías en el falso fondo para auxiliar la formación rápida de colchón de aire, el cual es responsable de la distribución uniforme sobre las placas en donde se

encuentran fijadas las boquillas. Las placas premoldeadas reciben las boquillas especiales y se fijan en un sistema de apoyo formado por pilares y vigas.

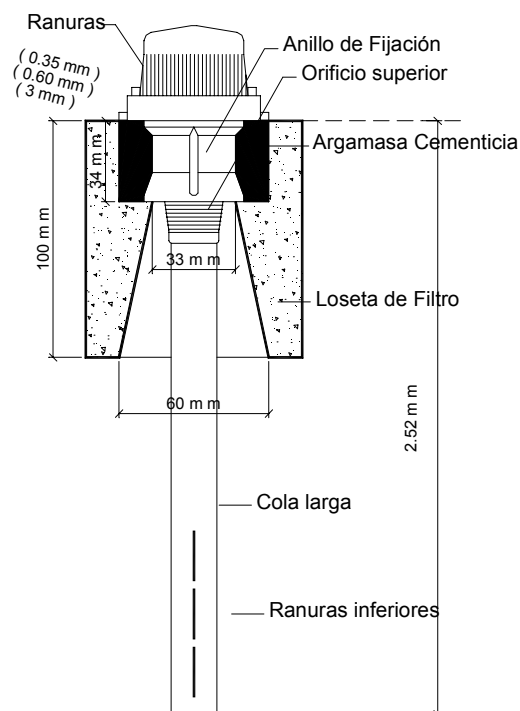
Cuando se utilizan boquillas especiales con ranura de ancho igual a 0,6 ó 0,7 mm, no hay necesidad de capa soporte pero sí de arena con un manto de aproximadamente 10 cm de altura y granos con tamaño superior al de los mayores granos de arena (filtros de arena convencional; filtros de capa doble – antracita y arena). Cuando se utiliza arena prácticamente uniforme es innecesario ese manto.



**Figura 49.** Boquillas simples utilizadas en filtros rápidos

Subcapa	Boquillas Simples	
	Altura (cm)	Tamaño (mm)
(parte superior) 1	5.0-7.5	4.8-2.4
2	5.0-7.5	12.7-4.8
3	7.5-10.0	19.0-12.7
4	7.5-10.0	38.0-19.0
(fondo) 5	10.0-15.0	63.0-38.0

**Tabla 13.** Composición de la capa soporte – Falso fondo con boquillas



**Figura 50.** Esquema de una boquilla especial para lavado con aire y agua

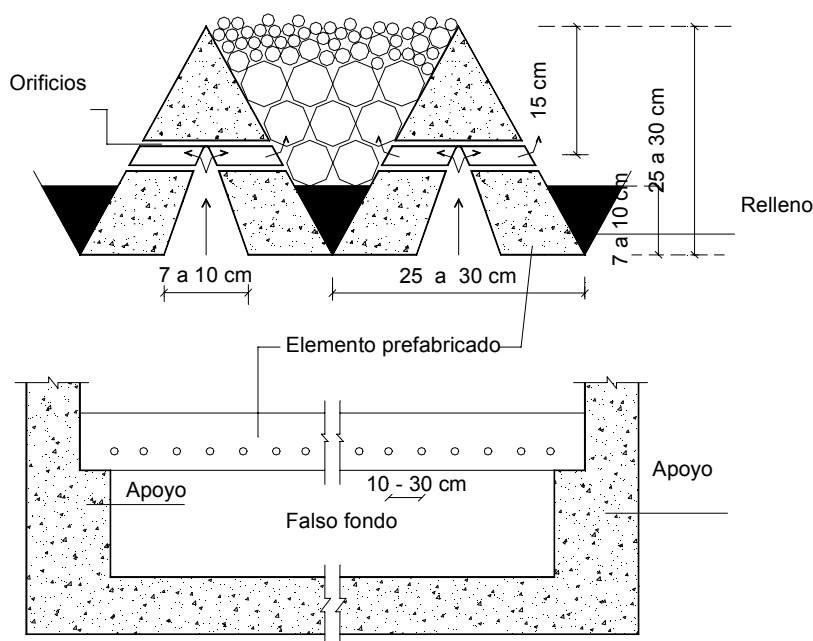
#### 9.4.2. Fondo con Vigas en V

Ese tipo de falso fondo constituido de vigas en forma de V invertido, mostrado en la **Figura 51**, se denomina, falso fondo californiano. La capa soporte recomendada se presenta en la **Tabla 14**.

Subcapa	Boquillas Simples	
	Espesor (cm)	Tamaño (mm)
(tope) 1	10.0-15.0	25.4-50.0
2	7.5-10.0	12.7-25.4
3	7.5-10.0	6.4-12.7
4	7.5-10.0	3.2-6.4
(fondo) 5	7.5-10.0	1.7-3.2

**Tabla 14.** Composición de la capa soporte – Falso fondo californiano

Los orificios en las vigas, cuyos diámetros varían de 9,6 a 19,0 mm, están espaciados entre 10 y 30 cm. La longitud máxima de las vigas se ha limitado a 4 m para evitar problemas en las juntas entre vigas vecinas.



**Figura 51.** Falso fondo con vigas en forma de V invertida

Han surgido varias alternativas como ser la colocación de telas metálicas en su parte inferior durante la etapa de fabricación, las que se unen luego a las vigas colocadas al filtro para su posterior pre-llenado. Otra posibilidad es colocar vigas con partes que se superponen en el sentido longitudinal.

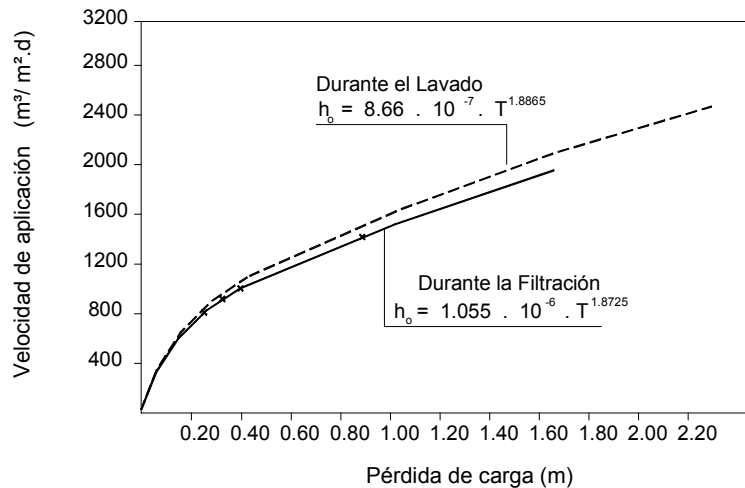
Se ha propuesto adaptar la viga para utilizarla también en la distribución de aire, en cuya parte inferior se continúan ubicando los orificios para distribución del agua para lavado. En la parte superior están situados los orificios con diámetro de 3,2-6,4 mm para la distribución de aire proveniente de cañerías situadas sobre las vigas.

## 9.5. PÉRDIDA DE CARGA EN LOS SISTEMAS DE DRENAJE

A continuación se presentan las ecuaciones de pérdida de carga y las curvas facilitadas por los fabricantes para algunos tipos de dispositivos utilizados como fondo de filtros rápidos.

### a) Boquillas comunes

En la **Figura 52** se presenta la curva de pérdida de carga en boquillas comunes, con 6 orificios de 6,4 mm de diámetro, utilizadas para lavado sólo con agua.



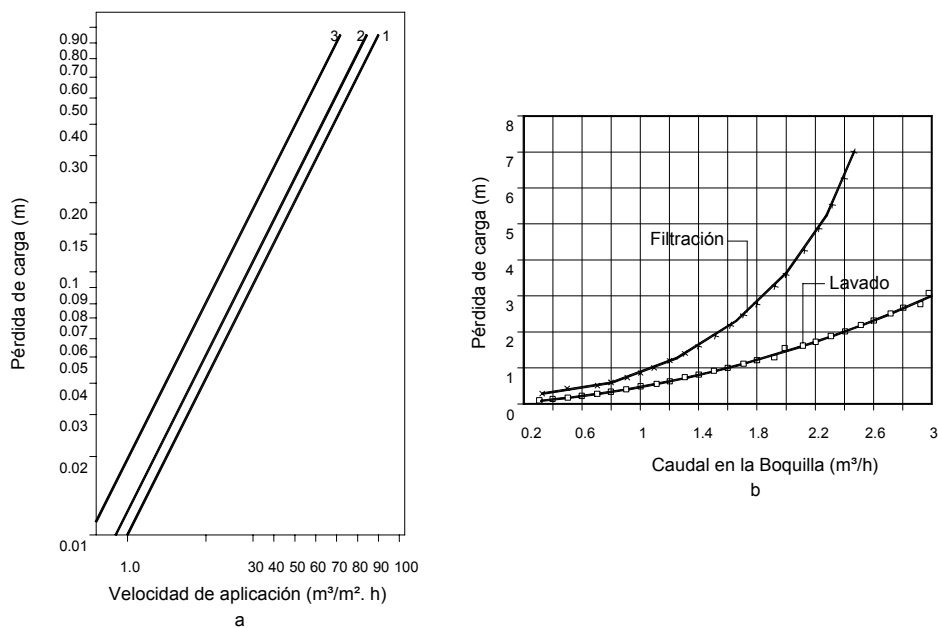
**Figura 52.** Pérdida de carga en boquillas comunes

### b) Boquillas especiales

La pérdida de carga en las boquillas especiales depende principalmente del ancho de la ranura.

La **Figura 53** presenta el gráfico donde puede aplicarse las pérdidas de carga de un tipo de boquillas fabricadas por una firma comercial. La curva 1 se refiere a un modelo determinado previendo la colocación de 55 boquillas por metro cuadrado. En tanto la **Figura 53b** presenta la curva de pérdida de carga en otra boquilla, que tiene ranuras de 0,35 mm.

Otros fabricantes proveen las curvas de pérdida de carga de sus boquillas y deben ser consultados para la ejecución de los diseños.



**Figura 53.** Pérdida de carga en boquillas especiales

### c) Orificios de tuberías y vigas en V

El caudal en el orificio de la viga se calcula por la siguiente ecuación:

$$q_o = C_d \cdot S_o \sqrt{2g \cdot h_o} \quad (78)$$

donde:

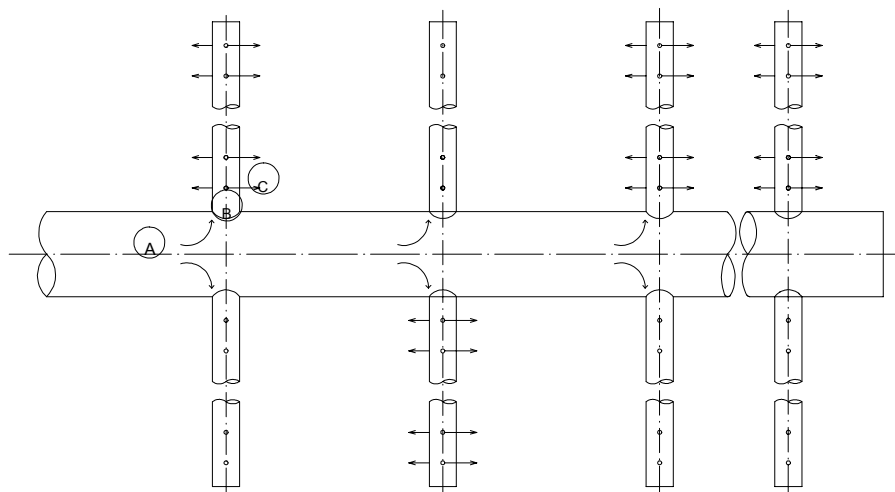
$q_o$  = caudal en el orificio ( $m^3/s$ )

$C_d$  = coeficiente de descarga ( $\sim 0,6$ )

$S_o$  = área del orificio ( $m^2$ )

$g$  = aceleración de la gravedad ( $m/s^2$ )

$h_o$  = pérdida de carga en el orificio (m)



**Figura 54.** Sistema de cañerías provistas de orificios

En el sistema de cañerías con orificios, como se muestra en la **Figura 54**, se tienen dos “manifolds” distintos: en el primero se tiene el principal de la distribución y como laterales los colectores perforados largos, en el segundo el principal es el colector perforado del sistema anterior y los orificios son laterales cortos. La pérdida de carga total (punto A - punto B o punto B - punto C) está dada por:

$$h_{of} = \beta \cdot U^2 / 2g \quad (79)$$

donde:

$$\beta_{pi} = 0,9 \left[ \frac{U_{pi}}{U_{Li}} \right]^2 + 1,4 \quad \rightarrow \text{para el conducto principal de distribución}$$

$$\beta_{pi} = 1,67 \left[ \frac{U_{Lj}}{U_{oj}} \right]^2 + 1,7 \quad \rightarrow \text{para el lateral de distribución}$$

donde:

$U_{pi}$  = velocidad en el distribuidor principal aguas arriba del lateral i (m/s)

$U_{Li}$  = velocidad de escurrimiento en el lateral aguas arriba del distribuidor principal (m/s)

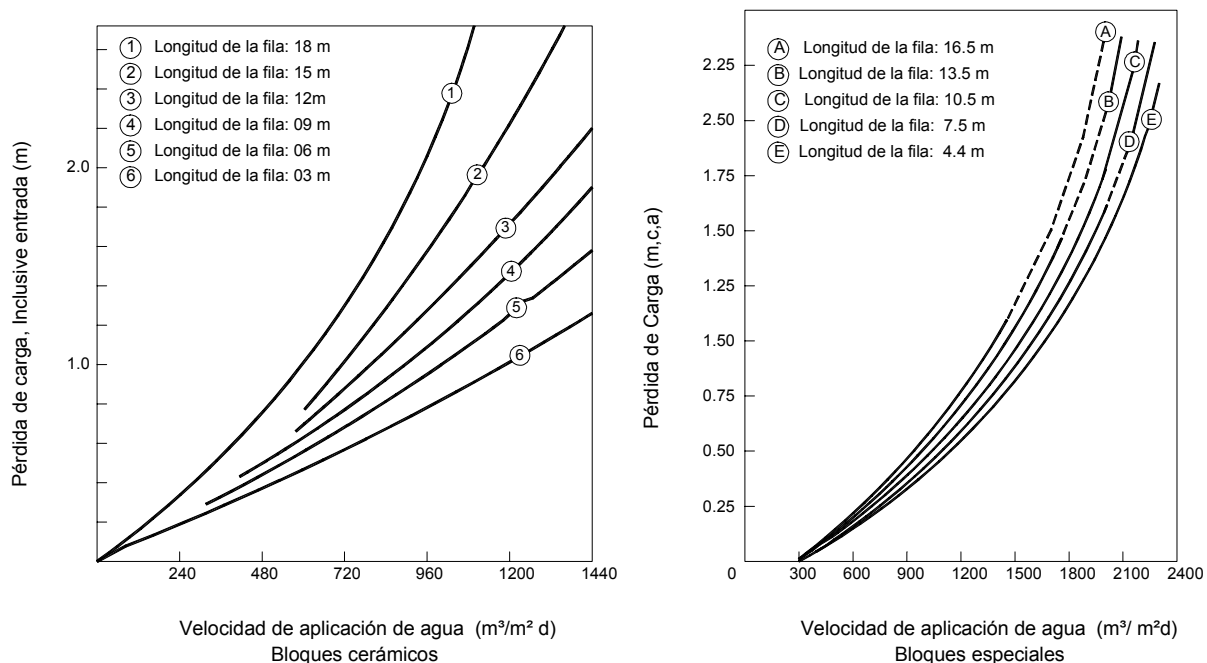
$U_{Lj}$  = velocidad en el lateral de distribución aguas arriba del orificio j (m/s)

$U_{oj}$  = Velocidad de escurrimiento en el orificio j (m/s)

El dimensionamiento se realiza por el método de Hudson H.E. (Water Clasification Processes – Design and Evaluation – Litton Educational Publishing, Inc, USA, 1988) de modo que la diferencia de caudal entre dos orificios cualquiera resulte inferior al 10%.

#### d) Bloques Leopold

En la **Figura 55** se muestra la variación de la pérdida de carga en los bloques cerámicos y bloques especiales en función de la velocidad de agua y longitud de la línea:

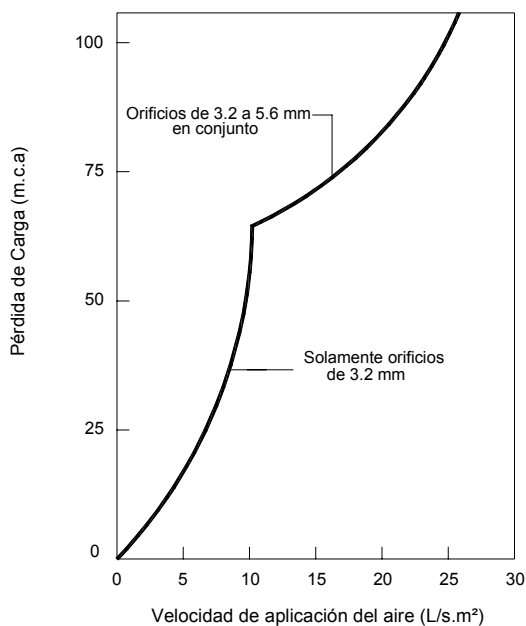


**Figura 55.** Pérdida de carga en bloques Leopold

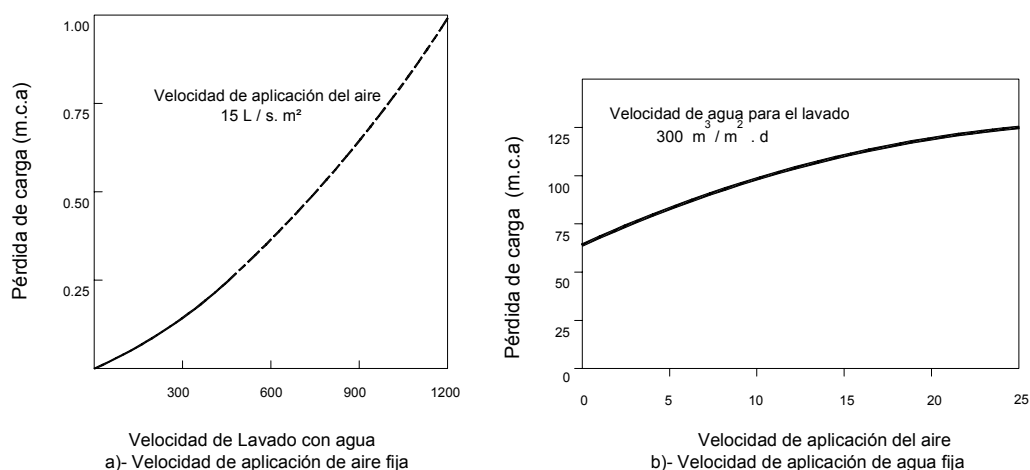
En la **Figura 56** se observa la variación de la pérdida de carga en los bloques especiales en función de la velocidad de aplicación del aire.

En la **Figura 57a** se muestra la variación de la pérdida de carga en los bloques especiales en función de la velocidad del agua de lavado (velocidad del aire fijo igual a  $15 \text{ l/s} \cdot \text{m}^2$ ), cuando el lavado se realiza simultáneamente con aire y agua.

En la **Figura 57b**, la pérdida de carga es función de la velocidad del aire cuando la velocidad del agua es constante e igual a  $300 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .



**Figura 56.** Pérdida de carga en función de la velocidad del aire



**Figura 57.** Pérdida de carga en el bloque universal durante el lavado simultáneo con aire y agua

## 10. LAVADO DE LOS FILTROS

### 10.1. MÉTODOS DE LAVADO

El lavado del medio filtrante se puede efectuar de diversas maneras. En la **Tabla 15** se describen los métodos usuales.

Independientemente del método de lavado utilizado se recomienda ubicar una toma de agua con presión superior a 20 m en un lugar próximo a los filtros para que el operador pueda al final del lavado, dirigir el chorro de una manguera hacia el interior de la caja del filtro para completar su limpieza.

El lavado inadecuado de los filtros presenta diversos problemas, tales como:

- Bolas de barro en el interior del manto filtrante.
- Menor volumen de agua producido en la carrera de filtración.
- Agua filtrada de peor calidad.
- Aumento de la pérdida de carga en el manto filtrante.

La calidad del agua filtrada al inicio del funcionamiento de un filtro recién lavado depende fundamentalmente de las características del agua remanente y del estado del medio filtrante luego del lavado y sin duda un lavado inadecuado perjudica el desempeño de la filtración.

Método de Lavado	Medio Filtrante
A) Lavado solamente con agua en sentido ascendente	Arena convencional y en plantas pequeñas
B) Lavado auxiliar superficial con cañería fija o con molinetes hidráulicos y lavado simultáneo (o no) con agua en sentido ascensional	Arena convencional y en plantas con operación calificada
C) Lavado auxiliar sub-superficial con cañería fija o con torniquetes hidráulicos y lavado simultáneo (o no) con agua en sentido ascensional	Antracita y arena y en plantas con operación calificada
D) Inyección de aire seguida de lavado con agua en sentido ascensional	Antracita y arena o arena prácticamente uniforme y en plantas con operación calificada
E) Inyección de aire e introducción simultánea de agua en sentido ascensional	

**Tabla 15.** Métodos principales de lavado

### 10.1.1. Lavado con Agua en Sentido Ascensional

Durante mucho tiempo el método más comúnmente empleado en la práctica fue el lavado de los filtros utilizando solamente agua en sentido ascensional. En general, la cantidad de agua es elevada pues la expansión total del medio filtrante está comprendida entre el 30 y 50%. Para fijar la velocidad ascensional puede utilizarse el criterio de Cleasby y Fan o el de Vaid y Gupta (expuestos en el numeral 7.3).

Una vez adoptada la velocidad ascensional es posible estimar para cada subcapa del manto filtrante, la porosidad (expandida) y utilizando las ecuaciones (67) y (68), calcular la expansión del medio filtrante.

En el *ejemplo 4* del numeral 7.3 se estimó la expansión de un medio filtrante constituido solamente por arena, teniendo como resultado una expansión global del 25,5% para la velocidad ascensional de 75 cm/min.

Por lo tanto, para que la expansión resulte superior al 30%, la velocidad ascensional será mayor que 80 cm/min.

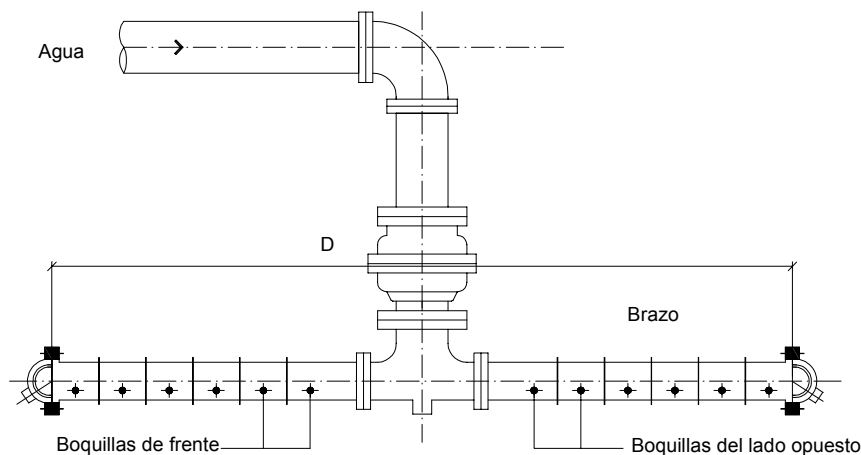
Usualmente, la velocidad de agua para lavado solamente con agua se fija entre 1.150 y 1.440 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d (80 y 100 cm/min), manteniéndose durante un período de tiempo de 7 a 10 minutos.

Una vez que se fija la velocidad ascensional se determina el caudal de agua para lavado, lo que permite calcular las pérdidas de carga en el sistema de drenaje, capa soporte y medio filtrante expandido, como así también dimensionar las canaletas de lavado y fijar la posición de ellas en relación a la parte superior del manto filtrante en reposo.

## 10.2. LAVADO AUXILIAR SUPERFICIAL Y SUBSUPERFICIAL

El lavado superficial se puede realizar por medio de tuberías fijas y con orificios, ubicadas por encima del manto filtrante o a través de molinetes hidráulicos.

- a) Los molinetes hidráulicos (ver **Figura 58**) deben ser dispuestos de modo de cubrir el máximo de área filtrante. La presión de trabajo debe ser, como mínimo de 30 m.c.a. y el caudal de aplicación de 20 l/min.m<sup>2</sup>.
- b) Las boquillas fijas instaladas cada 60 a 75 cm, deben estar dotadas de orificios con diámetro y en un número tal de permitir que la velocidad mínima a través de los orificios sea de 3 m/s, para una caudal de aplicación comprendida entre 80 y 160 l/min.m<sup>2</sup>;
- c) Los caños horizontales espaciados entre sí de 0,80 y 1,00 m, deben poseer orificios espaciados 20 cm como máximo. Las demás condiciones son las mismas del ítem b;
- d) Las boquillas fijas o los caños mencionados en el ítem c deben ubicarse entre 5 a 10 cm sobre la parte superior del manto filtrante expandido.
- e) Los chorros de agua provenientes de los orificios de los sistemas de los ítem b y c deben tener una inclinación aproximada de 15°.



**Figura 58.** Molinete hidráulico para lavado superficial

El lavado superficial se inicia después que el nivel de agua en el interior del filtro se encuentra próximo a alcanzar el vertedero de las canaletas de recolección de agua de lavado, manteniéndose por un período de 2 a 4 minutos.

El lavado con agua en sentido ascensional para producir una expansión global del 20 al 30% en el medio filtrante, se inicia luego de finalizado el lavado superficial y se mantiene en un período de 7 a 10 minutos.

El lavado sub-superficial puede realizarse por medio de molinetes hidráulicos o de tuberías fijas provistas de boquillas especiales en donde se conectan tapones de goma especial, que tienen ranuras que se abren durante el lavado auxiliar. Generalmente el lavado sub-superficial se acciona cerca de 1 minuto después que se inició el lavado con agua en sentido ascensional, de modo que el medio filtrante ya se encuentra expandido.

El lavado sub-superficial con caudales de 20 a 50 l/min.m<sup>2</sup> puede efectuarse simultáneamente con el lavado con agua en sentido ascensional, para que se produzca una expansión del 20 al 30% en el medio filtrante, con una duración del orden de 10 minutos.

La presión requerida en las boquillas varía de 30 a 70 m.c.a. y los dispositivos utilizados en el lavado superficial se ubican entre 20 a 50 cm debajo de la parte superior del medio filtrante en reposo.

### 10.2.1. Lavado con Aire y Agua

Es posible realizar el lavado con aire y agua de varias formas, a saber:

#### a) Aire y agua independientemente

- Primera Fase: disminución del nivel de agua en el interior del filtro hasta que se sitúe cerca de 20-30 cm arriba de la parte superior del manto filtrante.

- Segunda Fase: inyección de aire durante un período del orden de 2 a 5 minutos, a razón de 10 a 20 l/s.m<sup>2</sup>.
- Tercera Fase: lavado solamente con agua con velocidad ascensional que produzca expansión del 5% como mínimo en el sector con tamaño D<sub>90</sub> del material granular (generalmente la velocidad ascensional está comprendida entre 0,6 y 1,0 m/min).

*Observación:* aunque no sea recomendable por existir riesgo de pérdida de material filtrante, en algunas plantas el operador inicia la tercera fase y aguarda que el nivel de agua suba hasta estar próximo al coronamiento de las canaletas de lavado para desconectar el equipo de inyección de aire.

b) Aire y agua simultáneamente

- Primera Fase: inyección de aire a razón de 4 a 8 l/s.m<sup>2</sup> y agua con velocidad ascensional de 0,15 a 0,30 m/min, por un período de 2 a 5 min.
- Segunda Fase: lavado solamente con agua y con velocidad ascensional comprendida entre 0,6 y 1,0 m/min, por un período de 2 a 5 min.

A título de ejemplo se puede mencionar que en una planta el lavado se inicia con aire (caudal de 5 l/s.m<sup>2</sup>) y agua (velocidad ascensional de 0,2 m/min) durante 3 minutos. Luego se completa con agua solamente y con velocidad ascensional de 0,75 m/min, durante 5 min.

En otra planta la fase de inyección de aire se realiza a razón de 12 l/s.m<sup>2</sup> durante 3 minutos, seguida de lavado solamente con agua y con velocidad ascensional de 0,7 m/min.

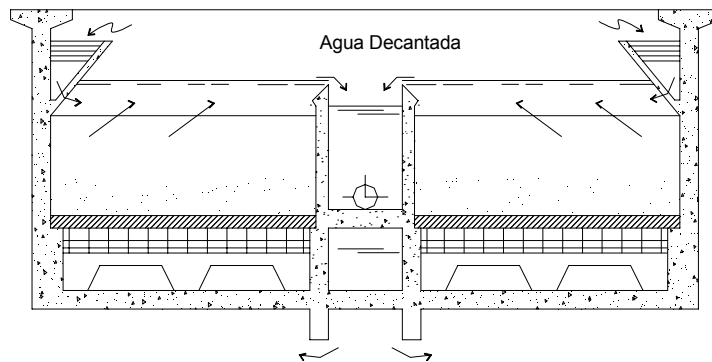
Un problema que se ha observado y que puede originar ineficiencias en el lavado aunque la distribución de aire sea satisfactoria, es la falta de canaletas colectoras de agua de lavado. Según la NBR-12216 de Brasil, los filtros con una dimensión en planta menor o igual a 3,0 m pueden descargar el agua de lavado directamente en un canal lateral perpendicular a esa dimensión, no exigiéndose el uso de canaletas colectoras.

Sin embargo, puede haber dificultades para producir el escurrimiento de agua del lavado desde el extremo opuesto al canal receptor. Una solución puede ser colocar una canaleta en el muro opuesto a ese canal receptor, a fin de lograr que el agua decantada afluyente durante el lavado sea uniformemente distribuida en todo el filtro. Esa solución ayudará al escurrimiento del agua de lavado desde aquel sector.

Tal práctica se adopta en el filtro Aquazur de Degremont en donde la velocidad de agua para el escurrimiento superficial varía de 120 a 170 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d.

En la **Figura 59** se muestra en el esquema de un filtro de ese tipo con canaleta lateral para entrada de agua decantada durante el lavado.

Hudson informa que en los Estados Unidos hay filtros de hasta 3,5 m de ancho, en donde durante el lavado no se presentaron problemas por falta de canaletas colectoras o en el escurrimiento superficial debido a canaletas o conductos alejados del canal colector general. En filtros patentados de la firma Degremont, con anchos de hasta 4,5 m, el agua superficial es introducida longitudinalmente en toda su área.



**Figura 59.** Instalación de dos filtros con canal central receptor del agua de lavado y con canaleta longitudinal para distribución de agua decantada destinada al escurrimiento superficial del agua de lavado

La experiencia de Di Bernardo indica que el costo de las canaletas es bajo cuando se lo compara con el costo global del filtro. No se justifica la no colocación de las mismas, ya que tal práctica puede dar lugar a que el lavado resulte ineficiente.

En una planta la solución que se encontró fue introducir canaletas premoldeadas con una separación del orden de 2 m, pues la instalación de la tubería o canaleta en sentido longitudinal al filtro resultaría más dificultosa y de costos más elevados.

El proyectista deberá considerar todos los factores involucrados en el sistema de filtración para no proponer alteraciones o simplificaciones que puedan dificultar en un futuro la operación y perjudicar el desempeño de la filtración, siendo fundamental para producir agua con calidad que alcance las exigencias de las Normas en una planta de potabilización.

### 10.3. AGUA PARA LAVADO

El agua para lavado en sentido ascensional puede provenir de bombeo directo, tanque elevado o de los demás filtros en operación. En el lavado auxiliar superficial o subsuperficial, el agua proviene generalmente, de bombeo directo.

Comúnmente el agua para el lavado no recibe los productos químicos tales como cloro, (para desinfección), flúor (para fluoración) y cal (para corrección de pH), razón por la cual no se debe utilizar para consumo humano.

#### 10.3.1. Tanque Elevado

Generalmente desde una toma en el canal de agua filtrada, se realiza el bombeo hacia un tanque elevado convenientemente localizado. Este alimenta a la cañería que conduce el agua destinada al lavado de los filtros.

- **Volumen del tanque**

De acuerdo a experiencias el volumen del tanque se calcula para un tiempo mínimo de lavado igual a 10 minutos y con el caudal correspondiente a la velocidad ascensional adoptada.

Se debe tener en cuenta el número de filtros y otros usos como así también la alimentación a los hidrantes para la limpieza de las unidades de floculación, decantación y filtración.

Si se considera solamente el lavado ascensional, el volumen de la reserva  $V_{res}$  será función del volumen  $V_{lav}$  correspondiente al lavado de un filtro y al número de unidades. O sea:

- a)  $V_{res} \geq 1,5 V_{lav}$ , cuando el número de filtros fuere menor o igual a 6.
- b)  $V_{res} \geq 2 V_{lav}$ , cuando el número de filtros fuese mayor o igual a 7.

- **Bombeo de agua hacia el tanque elevado**

Según experiencias generalizadas, el tiempo de llenado del tanque debe ser igual a 60 minutos utilizando bombas accionadas automáticamente.

- **Altura del tanque elevado**

El tanque elevado estará situado en una cota que permita obtener el caudal deseado, para efectuar el lavado con la velocidad ascensional prevista en el filtro para la posición más desfavorable. La velocidad de escurrimiento en la cañería generalmente se fija entre 2 y 4 m/s.

Para adoptar la cota de fondo del tanque de agua para lavado, se utiliza como referencia la cota de la cresta del vertedero de las canaletas de agua de lavado, determinando las pérdidas de carga en: cañerías y accesorios, fondo del filtro, capa de grava, medio filtrante expandido y altura del agua sobre el vertedero de las canaletas colectoras.

### **10.3.2. Bombeo Directo**

El caudal de bombeo se determina a partir de la velocidad ascensional adoptada. El pozo de aspiración de las bombas se conecta al canal de agua filtrada y debe tener un volumen suficiente para el lavado de un filtro.

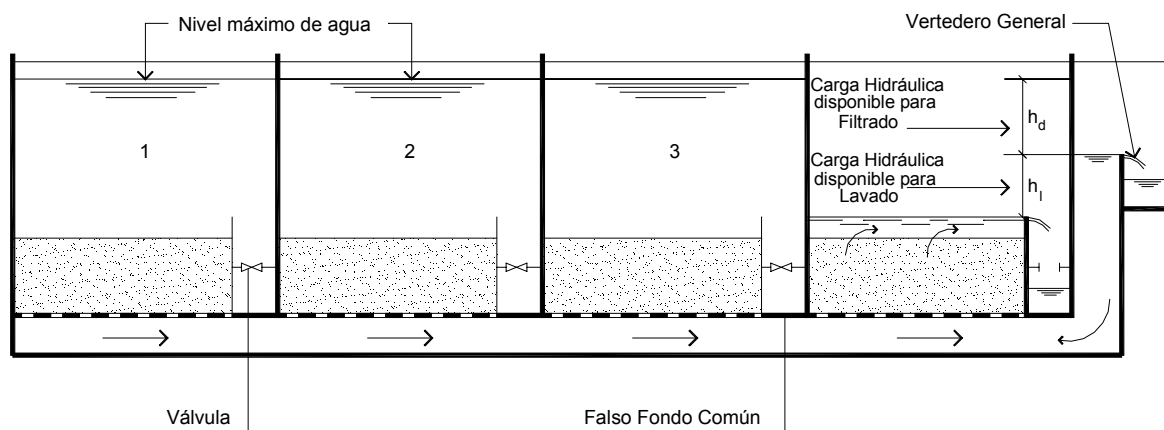
La altura manométrica se determina sumando el desnivel geométrico (diferencia de cotas entre el nivel de agua en las canaletas colectoras de agua de lavado y el nivel mínimo de operación en el pozo de aspiración), a las pérdidas indicadas anteriormente para fijar la altura del tanque elevado.

### 10.3.3. Agua Proveniente de los Demás Filtros de la Batería

La salida de los filtros puede ser diseñada de tal manera que cuando una compuerta o válvula de descarga del agua sucia del lavado de un filtro se abre, parte o el total del agua filtrada del resto de las unidades de la batería es encaminada hacia el filtro a limpiar.

Mediante el ajuste del umbral horizontal correspondiente al vertedero general de la batería, es posible regular su cota a fin de obtener el caudal ascendente que provoque la expansión del medio filtrante. Esa operación de ajuste del caudal requerido en el lavado se realiza conociendo el caudal tratado por la batería y el excedente que pasa por ese vertedero general.

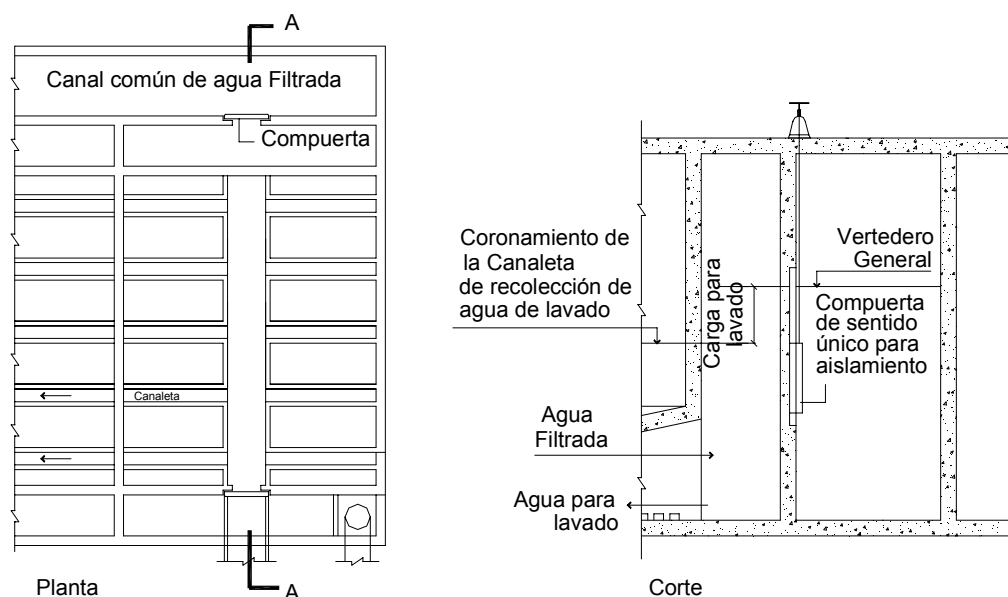
En pequeñas plantas con cuatro filtros como mínimo, se los puede intercomunicar por el fondo de cada unidad, tal como se muestra en la **Figura 60**. Sin embargo existe el inconveniente de parar la planta en ocasión del mantenimiento o reparación de un filtro cualquiera de la batería.



**Figura 60.** Esquema de la disposición de los filtros para lavado de uno de ellos con agua proveniente de los demás de la batería en pequeñas instalaciones

A pesar de su mayor costo, se recomienda utilizar una compuerta individual a la salida de cada filtro, de forma que se pueda aislar un filtro cualquiera de la batería sin interrumpir el funcionamiento de la planta.

En la **Figura 61** se observan los esquemas relativos a ese sistema de aplicación de agua para lavado. La gran ventaja de ese sistema de aplicación del agua para lavado es la ausencia de equipos de bombeo, aunque la altura de la caja de los filtros resulte más elevada.



**Figura 61.** Lavado de un filtro con agua proveniente de los demás de la batería.  
Filtros aislados por medio de compuertas

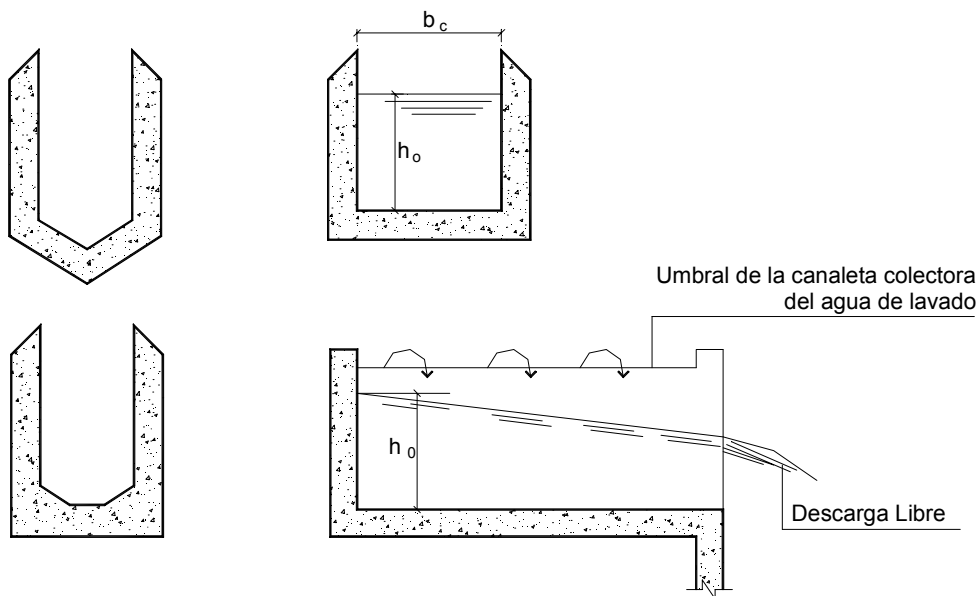
#### 10.4. RECOLECCIÓN DEL AGUA DE LAVADO

En la mayor parte de los casos, la recolección del agua de lavado se efectúa por medio de canaletas que descargan a un canal frontal, central o lateral, donde se encuentra ubicada la compuerta de descarga.

Las canaletas colectoras, cuyas diferentes secciones se indican en la **Figura 62**, pueden ser de hormigón, premoldeadas o elaboradas in situ, o también de material plástico.

Las canaletas colectoras deben descargar libremente en el canal receptor de agua de lavado y la compuerta de descarga se debe dimensionar de forma que no exista ahogo de las mismas. Según experiencias se especifican las siguientes condiciones:

- Las canaletas colectoras deben tener su fondo a una cota superior al nivel del manto filtrante expandido.
- La separación entre los bordes de las canaletas colectoras debe ser como mínimo de 1 m y un máximo igual a seis veces la altura libre de agua sobre el manto filtrante expandido, no debiendo exceder los 3 m.
- La sección transversal de las canaletas debe ser simétrica en relación al plano longitudinal que pasa por su eje. En su interior se deben prever inclinaciones en los sentidos longitudinal y transversal para evitar el depósito de material.



**Figura 62.** Esquema de canaletas colectoras de agua de lavado

El dimensionamiento de las canaletas colectoras con sección rectangular y descarga libre en el canal receptor, se puede realizar a través de la siguiente ecuación:

$$Q = 1,3 b_c h_o^{1,5} \quad (80)$$

Donde:

$Q$  = caudal ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$$b_c = \text{ancho de la canaleta (m)}$$

$h_o$  = altura de agua en el extremo opuesto al de la descarga de la canaleta colectora (m)

## 10.5. CONSIDERACIONES SOBRE EL LAVADO CON AIRE Y AGUA

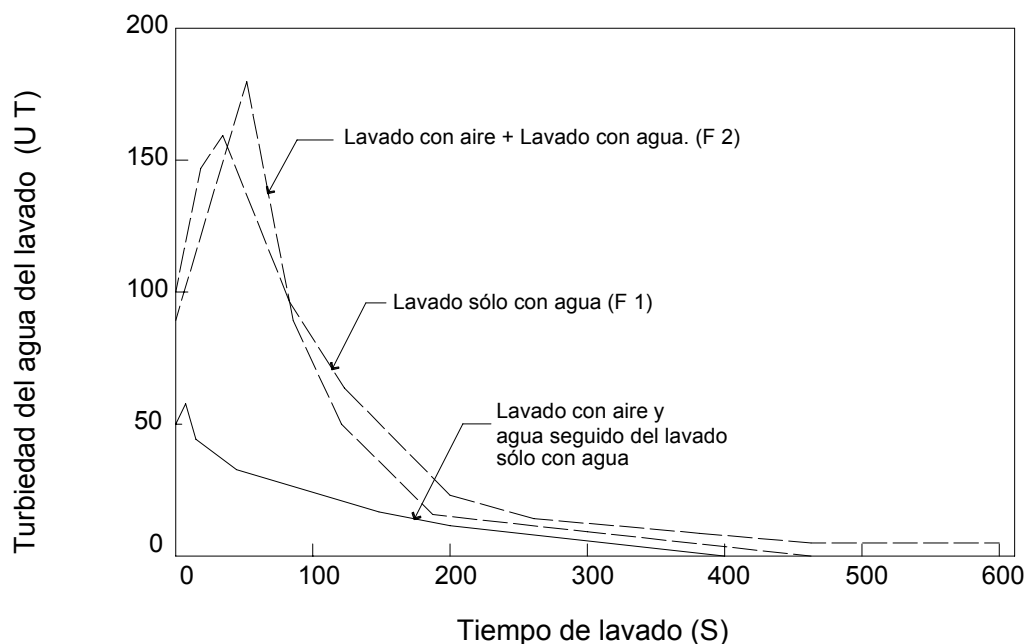
### 10.5.1. Lavado con Aire y Agua

El lavado con aire y agua es sin duda, el más eficiente debiendo adoptarse siempre que sea posible. Esto se puede verificar en la **Figura 63** donde se muestra la turbiedad del agua de lavado en función del tiempo, de dos filtros pilotos con medio filtrante de antracita y arena de funcionamiento en paralelo.

El filtro F<sub>1</sub> inicialmente se lavó sólo con agua y con velocidad ascensional de 75 cm/min durante 10 minutos. Seguidamente se aplicó solamente aire con un caudal de 15 l/s.m<sup>2</sup> durante 3 minutos y posteriormente agua con la misma velocidad ascensional durante 8 minutos.

Se observa en la figura que el lavado sólo con agua no fue eficiente, alcanzando la turbiedad del agua de lavado un valor cercano a 50 UT en la fase final.

En el filtro  $F_2$  se aplicó el aire durante 3 minutos para un caudal de  $15 \text{ l/s.m}^2$ , seguido del lavado con agua y con velocidad ascensional de  $75 \text{ cm/min}$  durante 8 minutos. Se evidencia en esa Figura los beneficios del lavado auxiliar con aire, como es la economía del agua para lavado, además del mantenimiento del medio granular en mejor estado al no producirse formación de bolas de barro.



**Figura 63.** Comparación entre la eficiencia del lavado con agua y el lavado con aire y agua

Según Amirtharajah la principal acción de limpieza de los granos del medio filtrante durante el lavado con agua, se debe a los esfuerzos de corte causados por el líquido que escurre entre los granos.

Como en el medio granular expandido los efectos de abrasión y de las colisiones entre los granos son limitados, Di Bernardo sugiere el lavado simultáneo con aire y agua, pues el flujo de aire a través del medio granular está relacionado con la abrasión que causa en los granos.

La intensidad de esa abrasión está influida por los esfuerzos sobre los granos y por la magnitud de sus movimientos relativos, factores considerados fundamentales para la remoción de las partículas adheridas a los granos.

En base a investigaciones experimentales y a observaciones en el interior del medio filtrante a través de micro-cámaras provistas de lentes especiales, Amirtharajah concluye que el flujo simultáneo de aire y agua conduce a un lavado más eficiente.

En base a sus investigaciones, Amirtharajah propuso la ecuación que sigue, válida para las velocidades de aire comprendidas entre 0,1 y 1,8 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.min.

$$4,84 (T_{ar})^2 + 10^2 \left[ \frac{U_a}{U_{mf}} \right] = 41,9 \quad (81)$$

donde:

$T_{ar}$  = velocidad de aplicación de aire en las condiciones normales de presión y temperatura (m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.min)

$U_a$  = velocidad ascensional del agua adoptada (m/min)

$U_{mf}$  = velocidad mínima de fluidificación correspondiente al tamaño D<sub>60</sub> (m/min)

El uso de la ecuación (81) permite determinar la velocidad ascensional de agua  $U_a$ , a partir de la velocidad mínima de fluidificación correspondiente al D<sub>60</sub> del medio granular, si la velocidad de aplicación de aire fuese fijada.

#### **Ejemplo 6**

Determinar la velocidad ascensional de agua para lavado simultáneo con aire a una velocidad de 5 l/s.m<sup>2</sup>, de un medio filtrante constituido únicamente de arena con tamaño equivalente D<sub>60</sub> = 1,4 mm para una temperatura de 20°C.

*Solución*

*Número de Galileo – Ecuación (56)*

$$G_a = \frac{(0,0014)^3 \cdot 998,2 \cdot (2659 - 998,2) \cdot 9,8}{(1,005 \cdot 10^{-3})^2} = 44.135$$

*Velocidad Mínima de Fluidificación – Ecuación (58)*

$$U_{mf} = \frac{1,005 \times 10^{-3}}{998,2 \cdot 1,4 \cdot 10^{-3}} \left[ \sqrt{(33,7)^2 + 0,0408 \cdot 43899} - 33,7 \right]$$

$$= 0,01474 \text{ m/s} = 0,88 \text{ m/min}$$

*Velocidad Ascensional del Agua – Ecuación (81) con  $T_{ar} = 0,3 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min} = 5 \text{ L/s.m}^2$*

$$4,84 (0,3)^2 + 10^2 \left[ \frac{U_a}{0,884} \right] = 41,9$$

En consecuencia  $U_a = 0,367 \text{ m/min}$ , valor menor que  $U_{mf} = 0,88 \text{ m/min}$

### 10.5.2. Esgurrimiento de Aire en Orificios y Caños

El flujo de aire que esgurre por un orificio está dado por:

$$G_{ar} = 10^4 C_d \psi_{ar} S_o P_1 \left[ \frac{2}{R.T} \right]^{0,5} \quad (82)$$

donde:

$G_{ar}$  = flujo de aire (kg/s)

$C_d$  = coeficiente de descarga de orificio ( $\approx 0,61$ )

$\psi_{ar}$  = coeficiente de flujo (ver **Figura 64**)

$S_o$  =: área del orificio ( $m^2$ )

$P_1$  = presión absoluta aguas arriba del orificio (m)

$R$  = constante del aire (287 J/kg°K)

$T$  = temperatura absoluta (°K)

El flujo de aire,  $G_{ar}$ , en kg/m<sup>3</sup> se obtiene a partir del caudal necesario de aire para el lavado auxiliar, a través de:

$$G_{ar} = Q_{ar} \cdot \rho_{ar} \quad (83)$$

Donde:

$Q_{ar}$  = caudal de aire (m<sup>3</sup>/s)

$\rho_{ar}$  = masa específica del aire (kg/m<sup>3</sup>) – (ver **Tabla 16**)

Temperatura (°C)	Masa Específica del Aire (Kg/m <sup>3</sup> )		
	0	5	10
10	1.247	1.870	2.493
15	1.224	1.839	2.449
20	1.204	1.806	2.408
25	1.184	1.777	2.369
30	1.164	1.746	2.327
35	1.146	1.719	2.291
40	1.127	1.693	2.255
45	1.109	1.665	2.219
50	1.093	1.639	2.185

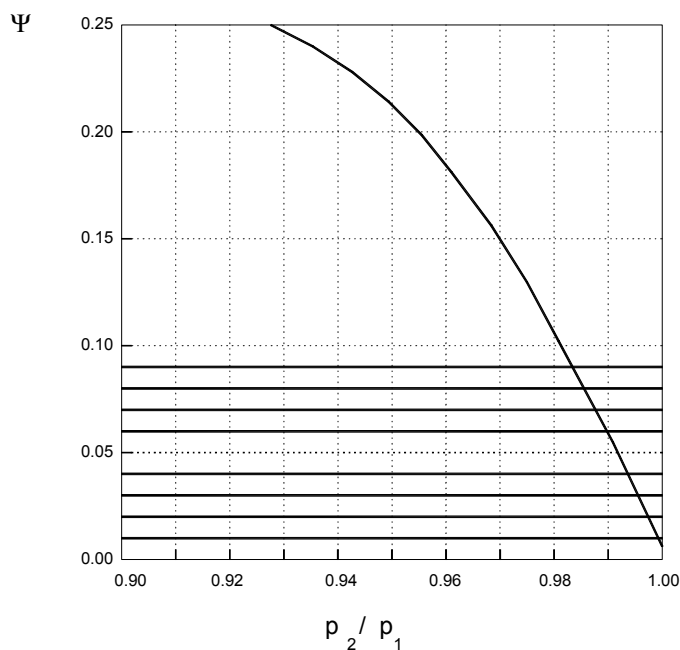
Observación: los valores 0, 5 y 10 corresponden a la presión relativa en m.c.a

**Tabla 16.** Valores de la masa específica del aire

El coeficiente de flujo  $\psi_{ar}$  depende de la relación  $p_2 / p_1$ , siendo  $p_2$  la presión absoluta aguas abajo del orificio. Luego de pasar por los orificios de boquillas o de bloques especiales, el aire debe escurrir a través del medio filtrante y vencer la altura del agua.

Por ejemplo: si el lavado se realiza con aire y agua independientemente, el nivel de agua disminuye pudiendo resultar una altura de agua del orden de 1 a 2 m. Por lo tanto la presión absoluta  $p_2$  resultará de 11,3 a 12,3 m.c.a. (sobre el nivel del mar).

En la **Figura 64** se presenta el coeficiente de flujo en función de la relación  $p_2 / p_1$ .



**Figura 64.** Coeficiente de flujo de aire en función de la relación  $p_2/p_1$

La temperatura varía con la presión según la siguiente ecuación:

$$T_{ar} = T_{mar} \left[ \frac{p_1}{p_a} \right]^{\frac{k-1}{k}} \quad (84)$$

donde:

$T_{ar}$  = temperatura en las condiciones reales (°K)

$T_{mar}$  = temperatura media anual del aire en el lugar (°K)

$p_a$  = presión atmosférica (atm)

$p_1$  = presión aguas arriba del orificio (atm)

$k$  = coeficiente que depende de la humedad del aire (~1,4)

Como la pérdida de carga en los orificios es generalmente del orden de 1 m.c.a, se admite que  $p_1$  sea igual a  $(p_2 + 1)$  con una buena aproximación. Si se considera el nivel del mar, la presión absoluta  $p_2$  resulta de 1,1 a 1,2 atm y por lo tanto la presión absoluta  $p_1$ , sería de 1,2 a 1,3 atm.

Para una temperatura media anual del aire de 20°C, con el uso de la ecuación (84) se llega a:

$$T_{ar} = (273 + 20) \left[ \frac{1,25}{1} \right]^{0,4/1,4} \cong 312^\circ K = 39^\circ C$$

En la **Tabla 16** para una temperatura de 40°C y presión relativa del orden de 2,5 m, el valor de  $p_{ar}$  resulta entre 1,127 y 1,693 kg/m<sup>3</sup>, admitiéndose un valor del orden de 1,4 Kg/m<sup>3</sup>. Conociendo  $Q_{ar}$ ,  $p_{ar}$ ,  $C_d$ ,  $T_{ar}$ ,  $R$  y  $S_o$ , se obtiene una relación entre  $\psi_{ar}$  y  $p_1$ . Asumiendo los valores de  $\psi_{ar}$  se determina  $p_1$  y con  $p_2$  se tiene  $p_2/p_1$ .

En el gráfico de la **Figura 64**, se verifica el valor de  $\psi_{ar}$  adoptado, el cual se debe corregir hasta que la diferencia no sea significativa, obteniéndose el valor de  $p_1$ . La diferencia entre  $p_1$  y  $p_2$  será igual a la pérdida de carga en el orificio.

Existen algunas ecuaciones empíricas utilizadas para el cálculo de la pérdida de carga en caños. La más común es la siguiente:

$$P_{far} = 32,5 \frac{\rho_{ar} (Q_{ar})^2 L_t \delta}{(D_t)^5} \quad (85)$$

donde:

$P_{far}$  = pérdida de presión (N/m<sup>2</sup>)

$\rho_{ar}$  = masa específica del aire (kg/m<sup>3</sup>)

$D_t$  = diámetro del caño (m)

$L_t$  = longitud total de cañería → real + equivalente (m)

$$\delta = 0,000507 + \frac{0,00001294}{D_t}$$

Conociendo la pérdida total de presión desde el inicio del conducto de aire (junto al compresor) hasta la salida del aire debajo de las boquillas o bloques especiales, se transforma en pérdida de carga (en m.c.a.) cuando se divide por el peso específico del agua que, a una temperatura de 20°C es de 9 789 N/m<sup>3</sup>. Sumando todas las pérdidas involucradas es posible especificar el compresor para las condiciones deseadas.

La cañería de conducción del aire de hierro fundido, hierro galvanizado o de plástico, tendrá un diámetro constante desde el compresor a los filtros, fijado para que la velocidad de escurrimiento se mantenga comprendida entre 15 y 30 m/s.

Si se adopta el sistema de cañerías perforadas para la distribución de aire, en filtros con sistema de drenaje diferente al de los especiales para aire y agua, la relación de velocidad orificio/caño distribuidor deberá ser superior a 8 para garantizar que la distribución sea satisfactoria en toda la longitud del caño, evitando que el aire salga casi en su totalidad al inicio. Las cañerías perforadas son generalmente ubicadas en el interior del manto soporte.

La velocidad de escurrimiento del aire en los orificios varía generalmente entre 10 y 25 m/s. Por lo tanto la velocidad de escurrimiento del aire en el inicio del caño distribuidor (generalmente de material plástico) será del orden de 1 a 3 m/s. La longitud equivalente de las piezas especiales se obtendrá en la literatura de hidráulica que es fácil de encontrar.

## 11. BIBLIOGRAFÍA

- Adin, A. & Rebhun, M. A Model to Predict Concentration and head Loss Profiles in Filtration. JAWWA, Vol. 69, n. 8, p: 444, Aug. 1974, USA.
- Amirtharajah, A. Optimum Expansion of Sand Filters During Backwash. Iowa State University – PhD Thesis, USA, 1971.
- Amirtharajah, A. & Cleasby, J.L. Predicting Expansion of Filters During Backwash. JAWWA, vol. 64 (1), Jan. 1972, USA.
- Amirtharajah, A. Optimum Backwashing of Sand Filters. JASCE Vol. 104 (5), p: 917, Oct. 1978, USA.
- Amirtharajah, A. & Wetstein, D.P. Initial Degradation of Effluent Quality During Filtration. JAWWA, vol. 72, n. 9, p:518, Sept. 1980, USA.
- Amirtharajah, A. The Interface Between Filtration and Backwashig. Water Resources Researches. Vol. 19, n. 5, p:581-588, 1985, USA.
- Arboleda, J.V. Hidráulica del Lavado de Medios Filtrantes Granulares. Revista AcodaL, p:3-32, 1977, Colombia.
- AWWA Subcommittee Report. Backwashing of Granular Filters. JAWWA. Vol. 69, n.2, p: 115, Febr. 1977, USA.
- Camp, T.R. Theory of Water Filtration. JASCE. Proceedings ASCE, paper n. 3990, p:1-30. Aut. 1964, USA.
- CLEASBY, J.L. Approaches to a Filterability Index for Granular Filters. JAWWA, vol. 61, n. 8, p: 372, Aug. 1969, USA.
- Cleasby, J.L. & Woods, C.F. Intermixing of Dual Media and Multimedia Granular Filters. JAWWA, vol. 67, n. 4, p: 197, Apr. 1975, USA.
- Cleasby, J.L. & Sejkora, G.D. Effect of Media Intermixing on Dual Media Filtration. JASCE, vol. 104, EE4, p:503-516, Aug. 1975, USA.
- Cleasby, J.L. & FAN, K.S. Predicting Fluidization and Expansion of Filter Media. JASCE, vol. 107, n. EE3, p:455, June 1981, USA.
- Dharmarajah, A.H. & Cleasby, J.L. Predicting the Expansion of Filter Media. JAWWA, vol. 78, n. 12, Dec. 1986, USA.
- Di Bernardo, L. Teoria da Filtração. Revista DAE. Ano XL, n. 123, p: 49-68, Dez. 1980, São Paulo, Brasil.
- Di Bernardo, L. & Prezotti, J.C.S. Caminhamento da Frente de Impurezas em Meios Granulares de Filtros Operados com Taxa Constante. 16° Congresso Brasileiro De Engenharia Sanitária E Ambiental. Goiânia-GO, Set. 1991, Brasil.
- Ergun, S. Fluid Flow Through Packed Columns. Chem. Eng. Prog. Vol. 48, n.2, p: 89, Febr. 1952, USA.

- Fan, K. Sphericity and Fluidization of Granular Filter Media. Iowa State University. MS Theis, 1978, USA.
- Fair, M.G., Geyer, J.C. & Okun, D.A. Water and Wastewater Engineering. John Wiley 7 Sons, Inc., vol. 2, 1968, USA.
- Fox, D.M. & Cleasby, J.L. Experimental Evaluation of Sand Filtration Theory. JASCE, vol. 92, n. SA5, Oct. 1966, USA.
- Ghosh, G. Media Characteristics in Water Filtration. JASCE, vol. 84, n. SA1, Feb. 1958, USA.
- Habibian, M.T. & O'melia, C.R. Particles, Polymers and Performance in Filtration. JASCE, vol. 101, n. EE4, p: 567-583, Aug. 1975.
- Heertjes, P.M. & Lerk, C.F. The Functioning of Deep Bed Filters – Part 1: The Filtration of Flocculated Suspensions. Transactions Of Institute Of Chemical Engineers, vol. 45, T138, 1967. The Netherlands.
- Herzig, J.P. ET AL. Flow of Suspensions Through Porous Media – Application to Deep Filtration. Industrial and Engineering Chemistry, vol. 62, n.5, p:8-35, May 1970, England.
- Hsiung, K. & Cleasby, J.L. Prediction of Filter Performance. JASCE, vol. 94, n.SA6, p:1043-1069, Dec. 1969, USA.
- Hudson JR., H.E. Water Clarification Processes – Practical Design and Evaluation Van Nostrand Environmental Engineering Series, 1981, USA.
- Ives, K.J. New Concepts in Filtration – Part I: Introduction and Practical Concepts. Water and Water Engineering, p: 307-309, July, 1961, England.
- Ives, K.J. New Concepts in Filtration – Part II: Theoretical Concepts. Water And Water Engineering, p:341-344, Aug. 1961, England.
- Ives, K.J. New Concepts in Filtration – Part III: Surface Force Concepts and Conclusions. Water And Water Engineering, p:385-388, Sept. 1961, England.
- Ives, K.J. The Use of Models in Filter Design – Part I. Effluent And Water Treatment Journal, p:552-555, Nov. 1966, England.
- Ives, K.J. The Use of Models in Filter Design – Conclusions. Effluent And Water Treatment Journal, p:591-596, Dec. 1966, England.
- Ives, K.J. Theory of Filtration. 7° Congress International Water Supply Association. Special Subject n. 7, Barcelona, España, 1966.
- Ives, K.J. & Gregory, J. Basic Concepts of Filtration Proceedings Of The Society For Water Treatment And Examination, vol. 16, Part 3:, p: 147-169, 1969, England.
- Ives, K.J. Deep Filters. Filtration & Separation, p: 125-135, March-April, 1967, England.
- Ives, K.J. Advances in Deep-Bed Filtration. The Transactions Of The Institution Of Chemical Engineers, vol. 48, n. 3, p:94-100, Apr. 1970, England.

- Ives, K.J. Capture Mechanisms in Filtration – The Scientific Basis of Filtration. Nato Advanced Study. Institute Series – Series E – Applied Sciences, 1975, The Netherlands.
- Ives, K.J. Mathematical Models of Deep Bed Filtration – The Scientific Basis of Filtration. Nato Advanced Study Institute Series – Series E – Applied Sciences, 1975, The Netherlands.
- Iwasaki, T. Some Notes on Sand Filtration. JAWWA, vol. 29, n. 10, p:1591-1602, 1937, USA.
- Johnson, R.L. & Cleasby, J.L. Effect of Backwash on Filter Effluent Quality. JASCE, vol. 92, n. SA1, Feb. 1966, USA.
- Kaufman, W.J. Recent Theoretical Concepts of Filtration. 4° Annual Symposium Of Water Filtration. California State Department of Public Health, May, 1969, USA.
- Leclerc, A. & VU, T.T. Description and Retentivity of Filtering Materials. JASCE, vol. 98, n. SAE, p:937-949, Dec. 1972, USA.
- Mackrle, V. & Mackrle, S. Adhesion in Filters. JASCE, Paper 2940, Sept. 1961, USA.
- Mintz, D.M. Modern Theory of Filtration. 7° Congress International Water Supply Association, Barcelona, España, 1966.
- O'melia, C.R. & Stumm, W. Theory of Water Filtration. JAWWA, Vol. 59, n. 11, p:1393, Nov. 1967, USA.
- O'melia, C.R. & Ali, W. The Role of Retained Particles in Deep Bed Filtration. Prog. Wat. Tech., vol. 10, n. 5/6, p:167-182, 1981, Great Britain.
- Tien, C., Turian, R.M. & Pendse, H. Simulation of the Dynamic Behavior of Deep Bed Filters. J.Am. Inst. Chem., vol. 25, n.3, p:385, May 1979, USA.
- Vaid, R.P. & Gupta, P.S. Minimum Fluidization Velocities in Beds of Mixed Solids. The Canadian Journal Of Chemical Engineering, vol. 56, p:292-296, June 1978, Canada.
- Yao, K.M., Habibian, M.T. & O'melia, C.R. Water and Wastewater Filtration,. Environmental Science & Technology, vol. 5, n. 11, p:1105-1112, Nov. 1971, USA.