

CAPÍTULO VII - 8. SEDIMENTACIÓN

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN.....	1
2. TEORÍA DE LA SEDIMENTACIÓN DE PARTÍCULAS DISCRETAS.....	2
3. DECANTADOR IDEAL DE ESCURRIMIENTO HORIZONTAL – REMOCIÓN DE PARTÍCULAS DISCRETAS	7
4. DECANTADOR HORIZONTAL NO IDEAL.....	11
4.1. CONSIDERACIONES INICIALES	11
4.2. CARACTERÍSTICAS DE LAS PARTÍCULAS FLOCULENTAS	11
4.3. CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS DE LOS DECANTADORES.....	18
5. PROYECTO DE DECANTADORES CONVENCIONALES CON ESCURRIMIENTO HORIZONTAL.....	21
5.1. CONSIDERACIONES INICIALES	21
5.2. VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN (CARGA SUPERFICIAL) Y PERÍODO DE DETENCIÓN.....	21
5.3. NÚMERO DE UNIDADES Y DIMENSIONES	22
5.4. DISTRIBUCIÓN DE AGUA A LOS DECANTADORES.....	23
5.5. PANTALLAS DE DISTRIBUCIÓN	23
5.6. RECOLECCIÓN DE AGUA DECANTADA	26
5.7. REMOCIÓN DE BARRO	29
6. DECANTADORES CONVENCIONALES CON ESCURRIMIENTO VERTICAL	36
6.1. UNIDADES INDEPENDIENTES	36
6.2. UNIDADES DE FLOCULACIÓN-DECANTACIÓN UNIFICADAS	37

7. SEDIMENTACIÓN EN CONDUCTOS INCLINADOS	42
8. CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS DEL ESCURRIMIENTO EN CONDUCTOS	49
8.1. CONSIDERACIONES SOBRE LOS TIPOS DE ESCURRIMIENTO	49
8.2. PERFIL DE VELOCIDADES EN LOS CONDUCTOS.....	51
8.2.1. <i>Perfil de Velocidades en el Tramo de Transición</i>	51
8.2.2. <i>Perfil de Velocidad Enteramente Desarrollado</i>	59
9. MODELACIÓN MATEMÁTICA PARA LA SEDIMENTACIÓN DE PARTÍCULAS EN ESCURRIMIENTO INCLINADO	63
9.1. SEDIMENTACIÓN EN EL TRAMO DE TRANSICIÓN DEL CONDUCTO	63
9.2. SEDIMENTACIÓN EN EL TRAMO DEL CONDUCTO CON PERFIL DE VELOCIDAD COMPLETAMENTE DESARROLLADO	71
9.3. SEDIMENTACIÓN EN CONDUCTOS COMBINANDO LOS TRAMOS DE TRANSICIÓN Y DEL PERFIL DE VELOCIDADES TOTALMENTE DESARROLLADO.....	77
10. PROYECTO DE DECANTADORES DE ESCURRIMIENTO INCLINADO ..	101
10.1. CONSIDERACIONES INICIALES	101
10.2. VELOCIDAD DE ESCURRIMIENTO EN LOS CONDUCTOS.....	101
10.3. ENTRADA DE AGUA Y RETIRO DEL MATERIAL DEPOSITADO	104
10.4. RECOLECCIÓN DEL AGUA DECANTADA	110
10.5. ALTURAS PARCIALES DE UN DECANTADOR DE ESCURRIMIENTO INCLINADO.....	111
11. EJEMPLO	119
12. BIBLIOGRAFÍA	138
13. ANEXO	140
13.1. DETERMINACIÓN DEL TIRANTE CRÍTICO EN CANALES DE SECCIÓN CIRCULAR.....	140

LISTA DE ILUSTRACIONES

TABLAS

Tabla 1. Resultados del Ensayo – Ejemplo 2	16
Tabla 2. Período de detención en función de la velocidad de sedimentación (carga superficial)	22
Tabla 3. Coeficientes C_t , para diferentes secciones	53
Tabla 4. Ecuaciones de u/U_{em} y valores de S_c (Yao, 1990)	74
Tabla 5. Dimensiones de los conductos estudiados (Alcócer C., 1999)	83
Tabla 6. Velocidad de sedimentación de las partículas utilizadas en la investigación experimental (Alcócer C., 1999)	83
Tabla 7. Características de los conductos	95
Tabla 8. Dimensiones de los conductos y de los módulos	96
Tabla 9. Longitud del tramo de transición del conducto de plástico de 48 x 88,5 mm	96
Tabla 10. Longitud del tramo de transición del conducto de 50 x 500 mm	96
Tabla 11. Longitud del tramo de transición del conducto de 60 x 600 mm	97
Tabla 12. Longitud del tramo de transición del conducto de 100 x 1000 mm	97
Tabla 13. Longitud necesaria de los conductos (en metros) en función de la velocidad de sedimentación de partículas discretas y de la velocidad media de escurrimiento en el conducto de 48 x 85,5 mm	99
Tabla 14. Longitud necesaria de los conductos (en metros) en función de la velocidad de sedimentación de partículas discretas y de la velocidad media de escurrimiento en el conducto de 50 x 500 mm	99
Tabla 15. Longitud necesaria de los conductos (en metros) en función de la velocidad de sedimentación de partículas discretas y de la velocidad media de escurrimiento en el conducto de 60 x 600 mm	100
Tabla 16. Longitud necesaria de los conductos (en metros) en función de la velocidad de sedimentación de partículas discretas y de la velocidad media de escurrimiento en el conducto de 100 x 1000 mm	100
Tabla 17. Valores de C_d en función de L_{et}/d	107
Tabla 18. Características de aguas superficiales - ejemplo	113
Tabla 19. Variación del volumen de barro en el cono Imhoff – ejemplo	113
Tabla 20. Cálculo del perfil de la lámina líquida	127

FIGURAS

Figura 1. Fuerzas actuantes en una partícula sólida durante la sedimentación.....	2
Figura 2. Variación del coeficiente de arrastre en función del número de Reynolds durante la sedimentación de partículas discretas.....	4
Figura 3. Esquemas en planta y corte de un decantador ideal.....	7
Figura 4. Trayectoria de partículas discretas en la zona de sedimentación.....	8
Figura 5. Reactor del equipo para ensayo de floculación.....	12
Figura 6. Columna de sedimentación para una suspensión de partículas floculentas.....	13
Figura 7. Columna de sedimentación con tapa removible.....	14
Figura 8. Resultados típicos obtenidos en los ensayos de sedimentación en columna o recipientes del equipo de floculación.....	15
Figura 9. Ensayo de Sedimentación – Ejemplo 2.....	17
Figura 10. Curvas típicas de dispersión de un trazador para evaluar el comportamiento hidráulico de un decantador. Aplicación del trazador en forma de pulso.....	19
Figura 11. Esquema de la pantalla de distribución de agua en un decantador convencional.....	24
Figura 12. Variación de X_o / S_o en función del número de Reynolds.....	25
Figura 13. Recolección de agua decantada a través del vertedero en la pared final del decantador.....	27
Figura 14. Recolección de agua decantada en canaletas transversales.....	27
Figura 15. Canaleta de recolección de agua decantada con y sin descarga libre.....	28
Figura 16. Equivalencia de secciones de canaletas colectoras.....	29
Figura 17. Raspadores de barro que se trasladan en el sentido longitudinal de decantadores convencionales.....	31
Figura 18. Sección transversal de un decantador con limpieza manual.....	32
Figura 19. Esquema del sifón fluctuante utilizado en el Ejemplo 3.....	35
Figura 20. Decantadores convencionales con escurrimiento vertical.....	36
Figura 21. Decantador de manto de lodo con remoción hidráulica de barro.....	37
Figura 22. Decantador de manto de barro mecanizado.....	38
Figura 23. Esquema de un decantador de manto de lodo pulsante.....	39
Figura 24. Relación entre $F(D_{ms} / D_{mi})$	41
Figura 25. Esquema de un decantador de escurrimiento horizontal con fondos múltiples.....	42
Figura 26. Introducción de losa intermedia en decantador convencional.....	42
Figura 27. Esquemas de un decantador convencional de escurrimiento horizontal con pisos intermedios de madera para aumentar su capacidad.....	43
Figura 28. Decantador de flujo inclinado con láminas o lonas plásticas colocadas en decantadores convencionales existentes (Richter y Schuchardt, 1989).....	44
Figura 29. Resultados de la operación del decantador de flujo inclinado con lonas plásticas longitudinales utilizadas en decantadores convencionales (Richter y Schuchardt, 1989).....	45
Figura 30. Disposición de los módulos tubulares en plantas compactas (Hansen y Culp, 1967).....	46
Figura 31. Esquema de la instalación piloto utilizada en los estudios en conductos de sección cuadrada y rectangular (Cunha, 1989).....	47
Figura 32. Eficiencia relativa de remoción de turbiedad E_d / E_c , en función del ancho del conducto para diferentes velocidades medias de escurrimiento (Cunha, 1989).....	48
Figura 33. Visualización de un filete de colorante en escurrimiento laminar (a), escurrimiento de transición (b) y escurrimiento turbulento (c, d).....	49
Figura 34. Representación esquemática del perfil de velocidades en un conducto genérico (Soares et al, 1997).....	50
Figura 35. Perfil de velocidades enteramente desarrollado en el régimen de escurrimiento laminar (Di Bernardo, 1993).....	50
Figura 36. Perfiles teóricos de velocidad en el tramo de transición en conducto circular (Langhaar, 1942).....	52
Figura 37. Desarrollo del perfil de velocidad en conducto de sección cuadrada en el plano central (Goldstein y otros, 1967).....	53
Figura 38. Desarrollo del perfil de velocidad en conducto de sección cuadrada en el plano diagonal (Goldstein y otros, 1967).....	54
Figura 39. Variación de la velocidad en el centro del conducto cuadrado (Goldstein y otros, 1967)...	54

Figura 40. Variación de la velocidad en el centro de los conductos rectangulares (Sparrow y otros, 1967).....	55
Figura 41. Perfiles de velocidad en conducto rectangular con ancho/alto = 2 (Sparrow y otros, 1967)	56
Figura 42. Sistema de coordenadas de un conducto genérico (Han, 1960).....	57
Figura 43. Sistema de coordenadas para un conducto cuadrado o rectangular. Perfil de velocidades enteramente desarrollado (Rouse, 1959).....	60
Figura 44. Esquema del pasaje de la partícula en el interior del conducto, basado en el procedimiento de Fadel y Baumann (1990).....	63
Figura 45. Trayectoria de una partícula discreta en un conducto circular sedimentando en el tramo de transición (Fadel y Baumann, 1990)	65
Figura 46. Isotaquias para conducto de sección cuadrada (Soares y otros, 1997)	66
Figura 47. Región de ingreso de partículas mostrando el espacio de un conducto realmente ocupado en la sedimentación de partículas discretas (Soares y otros, 1997)	66
Figura 48. Intersección entre la región de Ingreso y el Fondo del Conducto Mostrando el Porcentaje del Area Utilizada (Soares y otros, 1997).....	67
Figura 49. Trayectorias de partículas discretas en un conducto con ($a=b=0,038\text{ m}$) para diferentes relaciones Re/Re_b (Soares, 1992).....	68
Figura 50. Trayectorias de partículas discretas en un conducto con $a/b=0,75$ ($a=0,38\text{ m}$) para diferentes relaciones Re/Re_b (Soares, 1992).....	68
Figura 51. Trayectorias de partículas en un conducto con $a/b=1$ para diferentes relaciones U_s/U_{sb} . ($a=b=0,038\text{ m}$)	69
Figura 52. Puntos que indican valores de longitud de los tramos de transición para diferentes valores de a/b , para número de Reynolds constante (Soares y otros, 1997)	70
Figura 53. Trayectoria de una partícula sedimentando al final del tramo de transición en las siguientes condiciones: $a=b=0,04\text{ m}$; $U_{em} = 40\text{ cm/min}$; $U_s = 5\text{ cm/min}$ (Costa Neto, 1996)	71
Figura 54. Sistema de coordenadas (Yao, 1970).....	73
Figura 55. Esquema del conducto ideado por Yao (1970).....	74
Figura 56. Variación de U_s/U_{em} para conductos circulares y placas planas paralelas en función de la longitud relativa, L_d para $\theta = 0$ (Yao, 1970).....	75
Figura 57. Variación de U_s/U_{em} para placas planas paralelas en función de la longitud relativa, L_d (Yao, 1970).....	75
Figura 58. Variación de la relación $U_{s\theta=\theta} / U_{s\theta=0}$ en función del ángulo θ (Yao, 1970)	76
Figura 59. Variación del parámetro S_c en función de la relación b/a para conductos de sección rectangular con perfil de velocidades completamente desarrollado (Di Bernardo y otros, 1991) ...	76
Figura 60. Esquema de un conducto circular mostrando los tramos de transición y de perfil totalmente desarrollado (Fadel y Baumann, 1990).....	78
Figura 61. Trayectorias de las partículas que sedimentan en un conducto cuadrado en el tramo de transición y en el final del conducto (Costa Neto, 1996).....	79
Figura 62. Remoción de partículas en conductos que reciben suspensión uniforme.....	79
Figura 63. Remoción de partículas en conductos que reciben suspensión no uniforme.....	80
Figura 64. Esquema de la instalación piloto (Alcócer C., 1999).....	82
Figura 65. Trayectoria de la partícula que ingresa en el centro del conducto de $5 \times 5\text{ cm}$ para las siguientes condiciones: $U_s = 3,93\text{ cm/min}$; $Re = 248,3$; $U_{em} = 30\text{ cm/min}$ (Alcócer C., 1999).....	84
Figura 66. Trayectoria de la partícula que ingresa en el centro del conducto de $5 \times 5\text{ cm}$ para las siguientes condiciones: $U_s = 5,2\text{ cm/min}$; $Re = 248,3$; $U_{em} = 30\text{ cm/min}$ (Alcócer C., 1999)	84
Figura 67. Trayectoria de la partícula que ingresa a 1 cm del centro del conducto de $5 \times 5\text{ cm}$ para las siguientes condiciones: $U_s = 2,24\text{ cm/min}$; $Re = 207,0$; $U_{em} = 25\text{ cm/min}$ (Alcócer C., 1999).....	85
Figura 68. Trayectoria de la partícula que ingresa a $3,5\text{ cm}$ del centro del conducto de $5 \times 5\text{ cm}$ para las siguientes condiciones: $U_s = 2,24\text{ cm/min}$; $Re = 165,3$; $U_{em} = 20\text{ cm/min}$ (Alcócer C., 1999).....	85
Figura 69. Trayectoria de la partícula que ingresa en el centro del conducto de $5 \times 10\text{ cm}$ para las siguientes condiciones: $U_s = 2,72\text{ cm/min}$; $Re = 331$; $U_{em} = 30\text{ cm/min}$ (Alcócer C., 1999).....	86
Figura 70. Trayectoria de la partícula que ingresa a $1,5\text{ cm}$ del centro del conducto de $5 \times 10\text{ cm}$ para las siguientes condiciones: $U_s = 4,52\text{ cm/min}$; $Re = 331$; $U_{em} = 30\text{ cm/min}$ (Alcócer C., 1999)	86

Figura 71. Trayectoria de la partícula que ingresa a 4,0 cm del Centro del conducto de 5 x 10 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 3,50$ cm/min; $R_e = 276,0$; $U_{em} = 25$ cm/min (Alcócer C., 1999)	87
Figura 72. Trayectoria de la Partícula que ingresa en el centro del conducto de 5 x 20 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 4,52$ cm/min; $R_e = 397$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)	87
Figura 73. Trayectoria de la partícula que ingresa a 2,5 cm del Centro del conducto de 5 x 20 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 2,24$ cm/min; $R_e = 397$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)	88
Figura 74. Trayectoria de la partícula a 5,0 cm del centro del conducto de 5 x 20 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 3,56$ cm/min; $R_e = 397$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)	88
Figura 75. Trayectoria de la partícula que ingresa a 7,5 cm del centro del conducto de 5 x 20 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 3,32$ cm/min; $R_e = 397$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)	89
Figura 76. Trayectoria de la partícula que ingresa en el centro del conducto de 5 x 50 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 2,24$ cm/min; $R_e = 451,4$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)	89
Figura 77. Trayectoria de la partícula que ingresa a 8,0 cm del centro del conducto de 5 x 50 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 3,56$ cm/min; $R_e = 451,4$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)	90
Figura 78. Trayectoria de la partícula que ingresa a 16,0 cm del centro del conducto de 5 x 50 cm para las siguientes condiciones : $U_s = 4,52$ cm/min; $R_e = 451,4$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)	90
Figura 79. Influencia de la relación a/b en la longitud necesaria para la sedimentación de partículas discretas en el centro del conducto (Alcócer C., 1999)	91
Figura 80. Influencia de la velocidad de sedimentación en la longitud necesaria para la sedimentación de partículas discretas en el centro del conducto (Alcócer C., 1999)	92
Figura 81. Longitud necesaria de sedimentación en función de la posición de la partícula en su ingreso al conducto (Alcócer C., 1999)	93
Figura 82. Influencia de la velocidad media de escurrimiento en la longitud necesaria para la sedimentación de partículas discretas (Alcócer C., 1999)	94
Figura 83. Características de los módulos tubulares de la Cía Hansen	95
Figura 84. Módulo tubular con conductos de largo relativo menor que 20	102
Figura 85. Esquema de un decantador de escurrimiento inclinado con concepción inadecuada de la entrada del agua floculada	104
Figura 86. Esquema de un decantador de escurrimiento inclinado con entrada central de agua floculada y tolvas de barro	105
Figura 87. Esquema de un decantador de escurrimiento inclinado con canales centrales para descarga de barro, distribución de agua floculada y recolección de agua decantada	106
Figura 88. Esquema del decantador en Corte, del Ejemplo	107
Figura 89. Esquema de un decantador de escurrimiento inclinado con distribución de agua floculada por medio de cañerías perforadas y tolvas de barro	108
Figura 90. Extracción de barro por medio de orificios y canal principal	109
Figura 91. Esquema de recolección de agua decantada en decantadores de escurrimiento inclinado	111
Figura 92. Esquema en corte de un decantador de escurrimiento inclinado con descarga hidráulica de barro	112
Figura 93. Volumen de barro obtenido en el cono Imhoff luego de 30 minutos de reposo	114
Figura 94. Esquema del fondo del decantador de escurrimiento inclinado - ejemplo	114
Figura 95. Expansión de chorros sumergidos provenientes de orificios	115
Figura 96. Escurrimiento de un chorro sumergido en la sección transversal (en corte) de un decantador de escurrimiento inclinado - Ejemplo	117
Figura 97. Escurrimiento del chorro sumergido bajo los conductos (en planta) - ejemplo	117
Figura 98. Recolección de agua decantada por medio de tubos perforados o canaletas	118
Figura 99. Variación de la turbiedad de la fuente adoptada	119
Figura 100. Variación del perfil de la lámina líquida	127

PLANOS

Plano 1. Planta superior del decantador.....	133
Plano 2. Planta inferior del decantador.....	134
Plano 3. Corte - AA	135
Plano 4. Corte - BB	136
Plano 5. Corte – CC y Detalle de placas	137

1. INTRODUCCIÓN

La sedimentación es el fenómeno físico en el cual las partículas suspendidas presentan un movimiento descendente en el medio líquido de menor masa específica, debido a la acción de la gravedad.

La sedimentación de las partículas suspendidas o sea la operación de separación de las fases sólida y líquida produce la clarificación del líquido.

Aunque la sedimentación es una técnica muy antigua por una condición natural propia del fenómeno, sólo en el siglo XX se registraron estudios teóricos e investigaciones acerca de su aplicación en la clarificación del agua, a pesar que las leyes físicas básicas eran conocidas desde el inicio del siglo XIX.

La coagulación y la floculación son de fundamental importancia para la remoción por sedimentación de las impurezas coloidales presentes en el agua cruda.

2. TEORÍA DE LA SEDIMENTACIÓN DE PARTÍCULAS DISCRETAS

La teoría de la sedimentación se basa en el hecho de que cualquier partícula no coloidal suspendida en un medio líquido en reposo y de menor masa específica es acelerada por la acción de la gravedad hasta que las fuerzas de resistencia viscosa y de empuje por deformación del líquido sean iguales a la resultante del peso efectivo de la partícula (ver **Figura 1**). A partir de allí, la velocidad descendente resulta constante. Esta velocidad constante es también conocida como velocidad terminal de sedimentación o, simplemente velocidad de sedimentación.

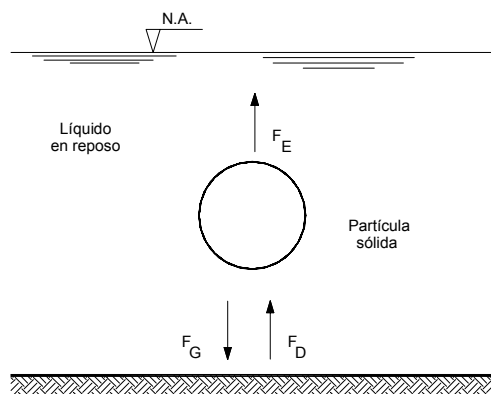


Figura 1. Fuerzas actuantes en una partícula sólida durante la sedimentación

El peso de una partícula sólida y el empuje sufrido por ella cuando es inmersa en el agua, se representan por:

$$F_G = \rho_s \cdot g \cdot V \quad (1)$$

$$F_E = \rho_a \cdot g \cdot V \quad (2)$$

Donde:

F_G = peso de la partícula (N)

F_E = empuje (N)

ρ_s = masa específica de la partícula (kg/m^3)

ρ_a = masa específica del agua (kg/m^3)

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

V = volumen de la partícula (m^3)

La fuerza de arrastre causada por el movimiento de la partícula en un líquido en reposo, está expresada por:

$$F_D = C_D \cdot A_s \cdot \rho_a \cdot U_s^2 / 2 \quad (3)$$

donde:

F_D = fuerza de arrastre (N)

C_D = coeficiente de arrastre

A_s = área proyectada de la partícula en la dirección del movimiento (m²)

U_s = velocidad de sedimentación de la partícula (m/s)

La ecuación (3) fue genéricamente propuesta por Newton, suponiendo C_D constante, por cuanto sólo es aplicable a los casos en donde son desestimadas las fuerzas resistentes, debidas a la viscosidad del agua. Tal condición existe cuando, durante la sedimentación de la partícula hay una turbulencia significativa a su alrededor. En otras condiciones el coeficiente C_D varía con el número de Reynolds, que se expresa por:

$$R_e = (\rho_a \cdot U_s \cdot d_p) / \mu \quad (4)$$

donde:

d_p = diámetro de la partícula (m)

μ = viscosidad absoluta del agua (N . s/m²)

Cuando la partícula está sedimentando con velocidad constante las fuerzas actuantes son iguales, o sea:

$$F_D = F_G - F_E \quad (5)$$

ó:

$$C_D \cdot A_s (\rho_a \cdot U_s^2) / 2 = \rho_s \cdot g \cdot V - \rho_a \cdot g \cdot V$$

ó:

$$U_s = [2g(\rho_s - \rho_a) \cdot V / (C_D \cdot \rho_a \cdot A_s)]^{1/2} \quad (6)$$

Para partículas esféricas, la ecuación 6 se transforma en:

$$U_s = [4g(\rho_s - \rho_a) \cdot d_p / 3 C_D \cdot \rho_a]^{1/2} \quad (7)$$

Cuando se considera que no hay interferencia entre las partículas durante el proceso y la forma, peso o tamaño de las partículas no se alteran durante el proceso, éstas se denominan partículas discretas y son válidas las ecuaciones anteriores.

Las ecuaciones 3 y 6 ó 7 son válidas para valores elevados de R_e , en general, comprendidos entre $2 \cdot 10^3$ y $2.5 \cdot 10^6$, de acuerdo a lo observado por Camp, ya que para valores menores, el coeficiente C_D deja de ser constante, de acuerdo a lo supuesto por Newton. Para pequeños valores de $R_e \leq 1$ las fuerzas de inercia se tornan despreciables, pasando a predominar la acción de la viscosidad durante la sedimentación de la partícula. El coeficiente de arrastre C_D varía con el número de Reynolds, de acuerdo a lo que se muestra en la **Figura 2** para partículas de diferentes formas.

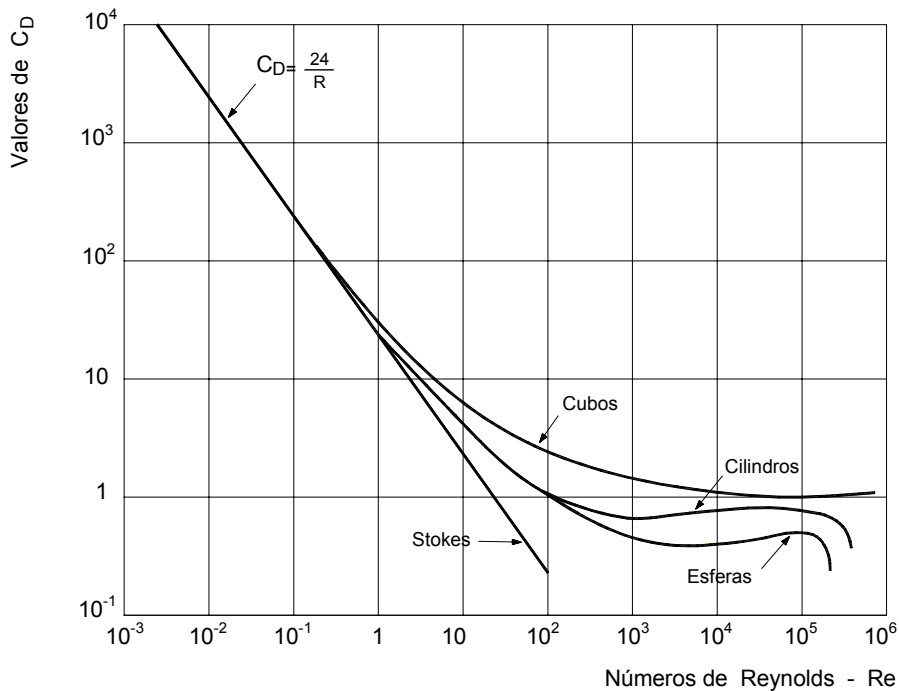


Figura 2. Variación del coeficiente de arrastre en función del número de Reynolds durante la sedimentación de partículas discretas

Según Fair y colaboradores, en el caso de partículas esféricas, se tiene:

$$C_D = 24 / R_e \quad \text{para} \quad R_e \leq 1 \quad (8)$$

$$C_D = 0,4 \quad \text{para} \quad R_e \geq 2.000 \quad (9)$$

Combinando las ecuaciones 3, 4 y 7 con la ecuación 8, resultan las ecuaciones 10 y 11, la primera relativa a la fuerza de arrastre y la segunda a la velocidad de sedimentación de partículas discretas en el régimen laminar. La ecuación 11 es conocida como la ecuación de Stokes.

$$F_D = 3\Pi \cdot \mu \cdot d_p \cdot U_s \quad (10)$$

o:

$$U_s = g(\rho_s - \rho_a) \cdot d_p^2 / 18\mu \quad (11)$$

La combinación de las ecuaciones 7 y 9 conduce a la ecuación 12 propuesta por Newton, válida para $d_p \geq 1 \text{ mm}$ y $R_e \leq 2,5 \cdot 10^6$.

$$U_s = [3,3 g(\rho_s - \rho_a) \cdot d_p / \rho_a]^{1/2} \quad (12)$$

Por lo tanto, las ecuaciones propuestas por Stokes y Newton se aceptan ampliamente en las respectivas fajas de aplicación, pues presentan resultados satisfactorios cuando se comparan con los experimentales.

Existen muchas ecuaciones propuestas para expresar C_D en función de R_e , cuando éste varía entre 1 y 2000. Una de las más utilizadas es la de Fair y colaboradores, dada por:

$$C_D = (24 / R_e) + (3 / R_e^{1/2}) + 0,34 \quad (13)$$

Ejemplo 1

Calcular la velocidad de sedimentación de los granos de arena con tamaño de 0,05 y 1,0 mm ($\rho_s = 2650 \text{ kg/m}^3$), en una columna conteniendo agua en reposo a temperatura de 20°C.

Solución:

- a) Uso de la Ecuación de Stokes y de la Ecuación de Newton, suponiendo granos esféricos:

Ecuación 11

$$U_{s1} = \left[9,8(2650 - 998) \cdot (5 \cdot 10^{-5})^2 \right] / (0,001 \cdot 18) = 0,00225 \text{ m/s} = 0,225 \text{ cm/s}$$

Ecuación 12

$$U_{s2} = [3,3 \cdot 9,8(2650 - 998) \cdot 0,001] / 998 = 0,23 \text{ m/s} = 23 \text{ cm/s}$$

- b) Número de Reynolds

Ecuación 4

$$R_{e1} = (998,0 \cdot 0,00225 \cdot 5 \cdot 10^{-5}) / 0,001 = 0,11$$

$$R_{e2} = (998,0 \cdot 0,23 \cdot 0,001) / 0,001 = 230$$

c) Comentarios

En el caso del grano de arena de 0,05 mm es válida la aplicación de la ecuación de Stokes, pues R_e es menor que 1.

Para el grano de arena de 1 mm, la ecuación de Newton no es válida, pues el número de Reynolds estuvo comprendido en la faja en donde el escurrimiento es de transición. De este modo, el cálculo de U_s debe ser realizado nuevamente utilizando las ecuaciones 4, 7 y 13.

De la aplicación de las leyes básicas de sedimentación resulta que para partículas discretas la velocidad de sedimentación depende de las dimensiones (y forma) de las partículas y de su masa específica.

En el tratamiento completo de agua, en una planta de filtración rápida, los flóculos obtenidos en los procesos de coagulación-floculación, presentan una gran variación de tamaño, forma y masa específica, dependiendo principalmente, del tipo de coagulante, auxiliar de floculación, calidad del agua cruda, características de la coagulación y de la floculación.

Según Camp, las dimensiones de los flóculos varían desde algunos micrómetros hasta aproximadamente 3 ó 4 mm, la forma es bastante irregular y la masa específica, comprendida entre 1.000 y 1.050 kg/m³. Según ese autor, la forma de la partícula no tiene influencia sobre la sedimentación con valores bajos de R_e y sus dimensiones son representadas únicamente por el diámetro equivalente de una esfera del mismo volumen que la partícula considerada.

La ecuación de Stokes y las demás presentadas anteriormente, a pesar de ser consistentes desde el punto de vista teórico y útiles en las evaluaciones cualitativas y en la intensidad con que cada magnitud influyen al fenómeno, no proveen parámetros utilizados en el tratamiento de agua, en virtud de las interferencias hidráulicas provenientes del escurrimiento en los decantadores y de los diversos tamaños de las partículas presentes en el agua cruda y también de la formación de nuevos flóculos durante el proceso de sedimentación. Para superar esa dificultad, se han desarrollado y perfeccionado modelos matemáticos y procedimientos experimentales para describir el comportamiento hidráulico de los decantadores y evaluar la sedimentabilidad de los flóculos.

3. DECANTADOR IDEAL DE ESCURRIMIENTO HORIZONTAL – REMOCIÓN DE PARTÍCULAS DISCRETAS

Hazen en 1904 propuso la modelación matemática para el proyecto de decantadores de escurrimiento horizontal, a partir de las siguientes hipótesis:

- El decantador es un tanque ideal, o sea que la sedimentación se produce sin interferencias externas al fenómeno.
- El escurrimiento es continuo y no turbulento.
- Las partículas son discretas con igual velocidad de sedimentación.
- La sedimentación de una partícula cualquiera es libre, o sea no hay interferencia de una de ellas en la sedimentación de la otra.
- No existe resuspensión de partículas depositadas en el fondo del tanque.

Según ese autor, el decantador ideal se puede dividir en cuatro zonas distintas (ver **Figura 3**):

- **Zona de entrada:** destinada a distribuir uniformemente el afluente en la sección transversal del tanque.
- **Zona de sedimentación:** donde las características hidráulicas del escurrimiento permiten la deposición de las partículas.
- **Zona de barro:** destinada a almacenar temporalmente las partículas removidas.
- **Zona de salida:** destinada a recolectar uniformemente el agua decantada.

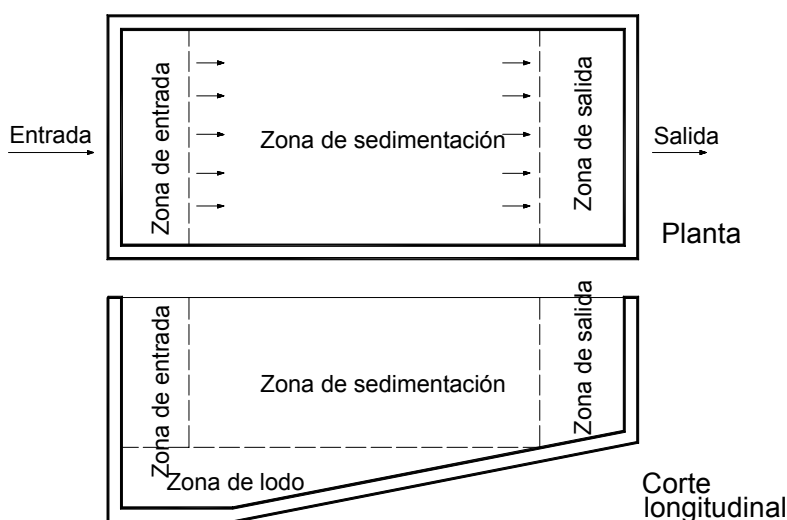


Figura 3. Esquemas en planta y corte de un decantador ideal

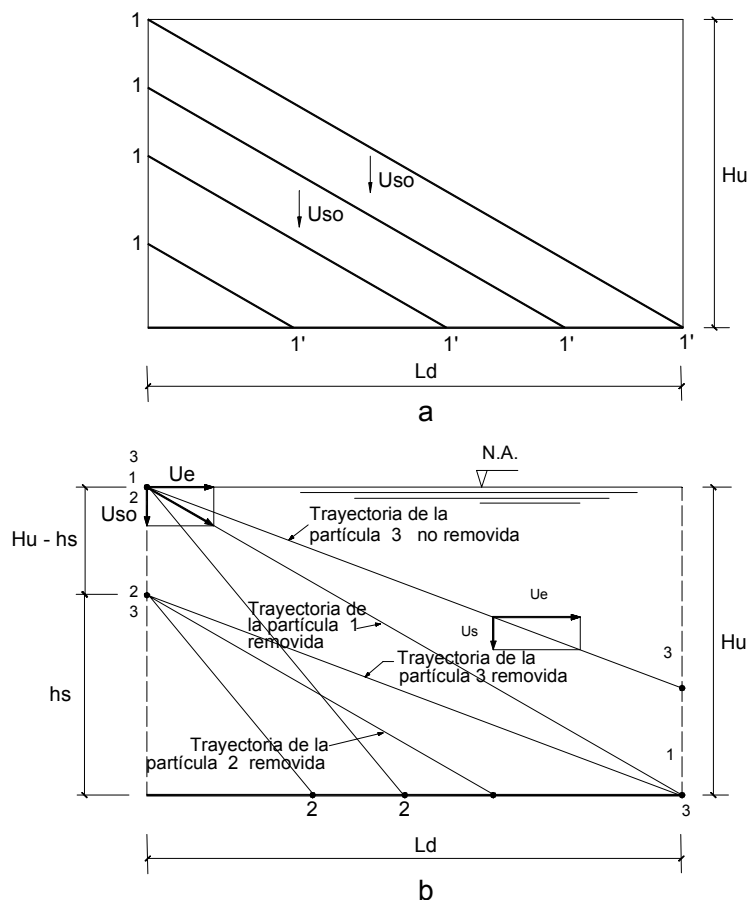


Figura 4. Trayectoria de partículas discretas en la zona de sedimentación

Considerando un sedimentador ideal de esas características, en la **Figura 4a** se indican las trayectorias teóricas supuestas de partículas discretas (partículas 1) que quedarían totalmente retenidas cualquiera sea su ubicación en la entrada. Se denominará U_{so} a la velocidad de sedimentación de esas partículas.

De esas partículas 1 interesa analizar la trayectoria de aquella que se encuentra en la posición más desfavorable, o sea la que necesita mayor tiempo para sedimentar.

Para una partícula discreta de velocidad de sedimentación U_{so} localizada en la superficie de la lámina líquida al inicio de la zona de sedimentación (ver **Figura 4b**), el tiempo que tarda en sedimentar es:

$$t_{so} = H_u / U_{so} \quad (14)$$

Por otras parte, el tiempo que tarda en desplazarse horizontalmente esa partícula por el sedimentador es:

$$td = L_d / U_e = L_d \cdot H_u \cdot B_d / U_e \cdot H_u \cdot B_d = V_d / Q = H_u / (Q / A_p) \quad (15)$$

donde:

t_{so} = tiempo teórico que una partícula 1 discreta situada en la superficie de la lámina líquida y en la entrada de la zona de sedimentación, tarda en sedimentar la altura H_u con velocidad de sedimentación U_{so} (s).

t_d = tiempo que la partícula discreta emplea efectivamente para recorrer la longitud L_d de la zona de sedimentación con la velocidad U_e (s). Se observa que de acuerdo a la expresión 15 ese tiempo resulta igual al tiempo medio de detención, V_d/Q (s).

U_{so} = velocidad de sedimentación de la partícula discreta que debe ser totalmente removida, considerada la velocidad crítica de sedimentación (m/s).

U_e = velocidad media horizontal del escurrimiento (m/s).

H_u = profundidad útil de la zona de sedimentación (m).

L_d = longitud de la zona de sedimentación (m).

B_d = ancho del decantador (m).

V_d = volumen del decantador, (m^3).

A_p = superficie de la zona de sedimentación (m^2).

Q = caudal (m^3/s).

T_d = V_d/Q = tiempo medio de detención.

En la sedimentación ideal de partículas discretas, según el modelo de Hazen el escurrimiento se realiza sin turbulencia, ausencia de corrientes secundarias (de densidad y de origen térmico) y no hay acción de vientos y cortocircuitos, o sea que de acuerdo a lo indicado en la **Figura 4b**, $t_{so} = t_d$ resultando:

$$U_{so} = Q / A_p \quad (16)$$

El cociente Q/A_p igual a la velocidad U_{so} , es conocido como velocidad de sedimentación o carga superficial. Esto significa que el tiempo que el agua tarda en desplazarse por el sedimentador es el mismo que teóricamente tardan en sedimentar las partículas de velocidad U_{so} que deben ser removidas.

En este caso, cuando se trata de una suspensión uniforme de partículas todas discretas de velocidad de sedimentación U_{so} todas serán removidas independientemente de la posición donde se encuentren al ingresar en la zona de sedimentación.

Cuando la suspensión de partículas discretas no es uniforme, hay partículas con diferentes velocidades de sedimentación. Las partículas con velocidad de sedimentación U_{so} (partícula 1 de la **Figura 4b**) o mayor (partículas 2 de la **Figura 4b**), serán removidas independientemente de la posición donde se encuentren al ingresar en la zona de sedimentación; por lo tanto la eficiencia de remoción de partículas con $U_s \geq U_{so}$ es del 100%.

Por otra parte, las partículas con velocidad de sedimentación menor que U_{so} (partícula 3 de la **Figura 4b**), no serán removidas si ocupan la misma posición que la partícula 1 al entrar en la zona de sedimentación. Solamente si esa partícula ingresa a una profundidad ($H_u - h_s$) o mayor, se depositará. Por semejanza de triángulos en la **Figura 4b**, se tiene:

$$\frac{h_s}{H_u} = \frac{U_s}{U_{so}} = \frac{U_s}{\frac{Q}{A_p}}$$

Por lo tanto en un sedimentador ideal la eficiencia de remoción de partículas con $U_s < U_{so}$ es proporcional a: h_s / H_u ó U_s / U_{so} , ya que las partículas 3 sólo alcanzarán el fondo si ingresan a una altura h_s o menor, a partir del fondo del sedimentador.

La teoría de Hazen resultó importante al demostrar que la eficiencia de la remoción de partículas discretas es función del área superficial del tanque y es independiente de la profundidad y del tiempo de detención. Como consecuencia de ello, ese autor previó la posibilidad de la subdivisión horizontal del tanque con aumento de la eficiencia de remoción, aunque admitió la dificultad de su limpieza con tal configuración.

A partir del conocimiento de las características de sedimentabilidad de las partículas suspendidas, mediante ensayos y construcción de un gráfico de velocidad de sedimentación en función de la concentración de la suspensión, sugirió que sería posible prever el desempeño de los decantadores con respecto a la remoción de partículas discretas de diferentes velocidades de sedimentación.

4. DECANTADOR HORIZONTAL NO IDEAL

4.1. CONSIDERACIONES INICIALES

A pesar de la gran contribución de Hazen para una mejor comprensión de la sedimentación, Camp en 1946 propuso una metodología racional para el análisis de las características de sedimentabilidad de las partículas floculentas presentes en el afluente a los decantadores y un modelo matemático para convertir los resultados obtenidos en parámetros aplicables al estudio de la sedimentación en los decantadores ideales.

Cuando las partículas no son discretas sino floculentas y los decantadores no son ideales, surgen cuestiones importantes tales como:

- ¿Cuáles son las diferencias básicas entre las partículas floculentas y las discretas?
- ¿Cuál es la influencia de las características hidráulicas de escurrimiento en el desempeño de los decantadores?
- ¿Cuáles son las ventajas provenientes del hecho de que la eficiencia de remoción de las partículas dependa, principalmente, del área superficial?

Se ha observado que las partículas floculentas se pueden aglomerar durante la sedimentación, resultando una velocidad mayor que la de la partícula inicialmente considerada. Por otra parte, en el decantador no ideal, no se puede afirmar que la capacidad de remoción de las partículas sea independiente de la profundidad y del tiempo medio de detención.

Cabe destacar de todas maneras, que para suspensiones de partículas floculentas en decantadores con escurrimiento continuo, el área superficial y la velocidad de escurrimiento superficial son parámetros más importantes que la profundidad y el tiempo medio de detención.

4.2. CARACTERÍSTICAS DE LAS PARTÍCULAS FLOCULENTAS

La velocidad de sedimentación de los flóculos depende fundamentalmente de la calidad del agua cruda, de las características químicas de la coagulación y de los parámetros físicos de la floculación. Cuando la coagulación se realiza con sales de aluminio o de hierro, la masa específica es generalmente del orden de 1005 a 1030 kg/m³, mientras que cuando se utilizan polímeros, principalmente como auxiliares de la coagulación y la floculación, la masa específica puede alcanzar valores de 1 050 kg/m³ o más elevados.

Generalmente los flóculos están constituidos por partículas de arcilla, sílice y sustancias húmicas. Varían considerablemente de tamaño, de algunos décimos de milímetros hasta casi 4 mm, dependiendo de las condiciones de mezcla rápida y de la floculación. Dadas las dificultades previstas en la modelación matemática para la sedimentación de partículas floculentas, se recurre a los ensayos de floculación y sedimentación en aparatos de laboratorio (jar test) o de sedimentación en columna (ver las **Figura 5** y **Figura 6**).

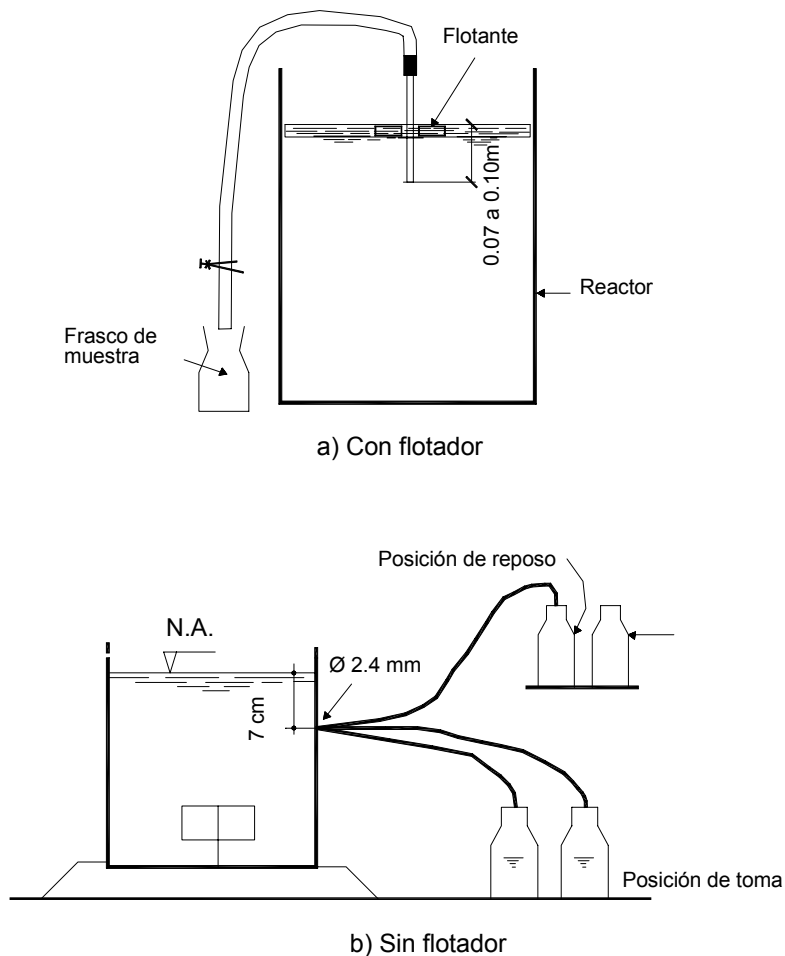


Figura 5. Reactor del equipo para ensayo de floculación

En los ensayos con equipo de floculación, el agua cruda es coagulada y floculada en los reactores para la obtención de las dosis de productos químicos y valores de pH de coagulación, así como de las características físicas de la mezcla rápida y de la floculación y sedimentabilidad de los flóculos, obteniéndose esta última a través de la recolección de muestras en un punto situado cerca de 7 a 10 cm debajo de la superficie líquida.

En el ensayo con columna de sedimentación se debe tener cuidado en el llenado de la misma con el agua floculada para no causar rotura de los flóculos y asegurar uniformidad en la suspensión de toda la columna. A continuación se obtienen muestras a diferentes profundidades, lo que posibilita evaluar la floculación durante la sedimentación.

La columna presentada en la **Figura 6** no representa exactamente a la utilizada en la práctica, la que posee tapa inferior removible. De este modo, luego de haber sido introducida la columna en el final de la unidad de floculación, se abre la tapa permitiendo el llenado de la misma, se retira con cuidado y se dispone verticalmente en un lugar donde no haya incidencia directa de los rayos solares para iniciar el ensayo (ver la **Figura 7**).

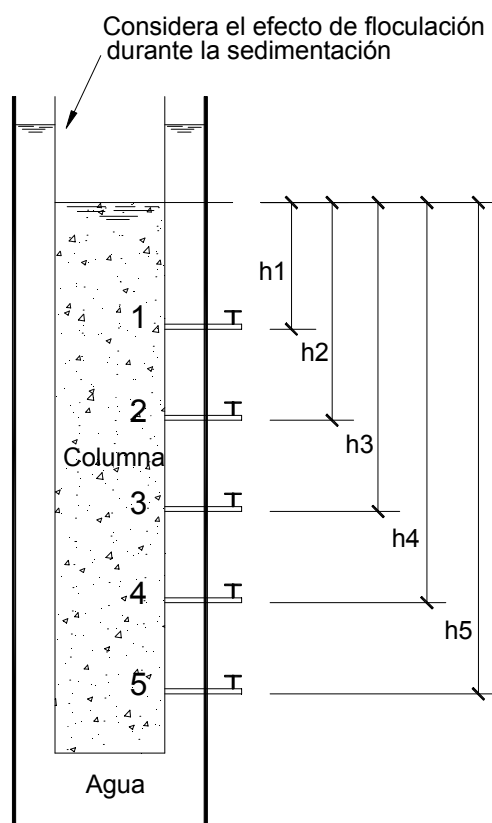


Figura 6. Columna de sedimentación para una suspensión de partículas floculentas

En la metodología propuesta por Camp, se considera iniciado un ensayo a partir del momento cuando toda la suspensión es uniforme en la columna y la temperatura del agua es mantenida constante. La recolección de muestras en función del tiempo (generalmente en intervalos de tiempo de 15 minutos), prosigue hasta verificar que no existe alteración de la turbiedad (o tenor de sólidos suspendidos) en la muestra recolectada.

En función de los valores de turbiedad de las muestras, se determina la fracción remanente, F_{re} en relación al valor inicial. La velocidad de sedimentación correspondiente a cada muestra recolectada es aproximadamente igual a h/t , siendo h la profundidad del punto de muestreo considerado y t el tiempo transcurrido desde el inicio del ensayo.

Camp mencionó algunos cuidados que se deben tener en la realización del ensayo en la columna de sedimentación:

- a) el área de la columna (en planta) debe ser suficientemente grande para que el retiro de muestras no cause reducción significativa del nivel de agua en su interior y también, para minimizar el efecto de pared que retarda la sedimentación, pues la velocidad del líquido junto a las paredes es prácticamente nula cuando la partícula desciende;

- b) la profundidad del punto de recolección debe ser la misma que la prevista en el decantador para que se reproduzca el efecto de la floculación en virtud de que las partículas sedimentan con diferentes velocidades;
- c) durante el ensayo la temperatura debe ser preferentemente mantenida constante en toda la profundidad de la columna;
- d) el llenado de la columna se debe realizar con cuidado para que no exista turbulencia residual excesiva, pero al mismo tiempo debe ser realizado rápidamente para garantizar un cierto grado de uniformidad de la suspensión en el inicio del ensayo;
- e) cuando se tienen varios puntos de muestreo, la recolección debe realizarse a partir de los puntos superiores para reducir el efecto de traslado de la suspensión hacia abajo, pues la altura del nivel de agua correspondiente al punto de recolección disminuye.

Los valores de la turbiedad o de la concentración de sólidos suspendidos obtenidos a una profundidad determinada de la columna o del tanque de los equipos de floculación, se dividen por el valor inicial. Resulta así la fracción remanente que sedimenta con una velocidad menor o igual a la correspondiente al tiempo de toma de la muestra, permitiendo la construcción de un gráfico semejante al de la **Figura 8**.

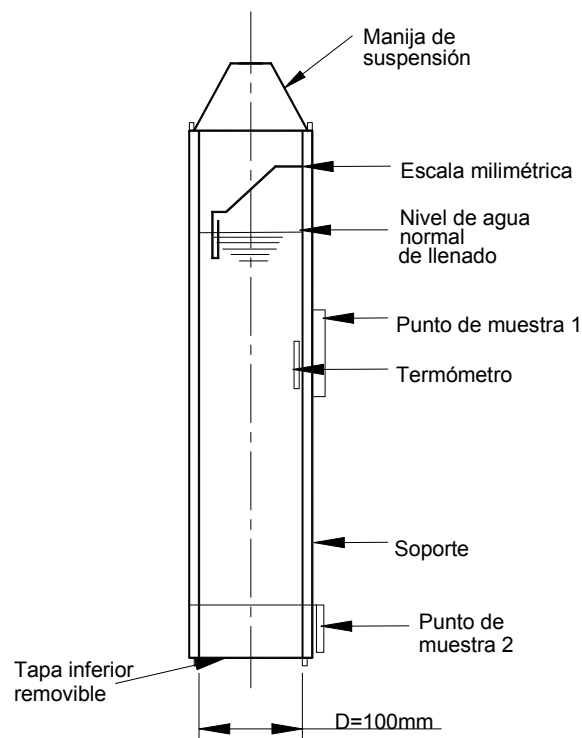


Figura 7. Columna de sedimentación con tapa removible

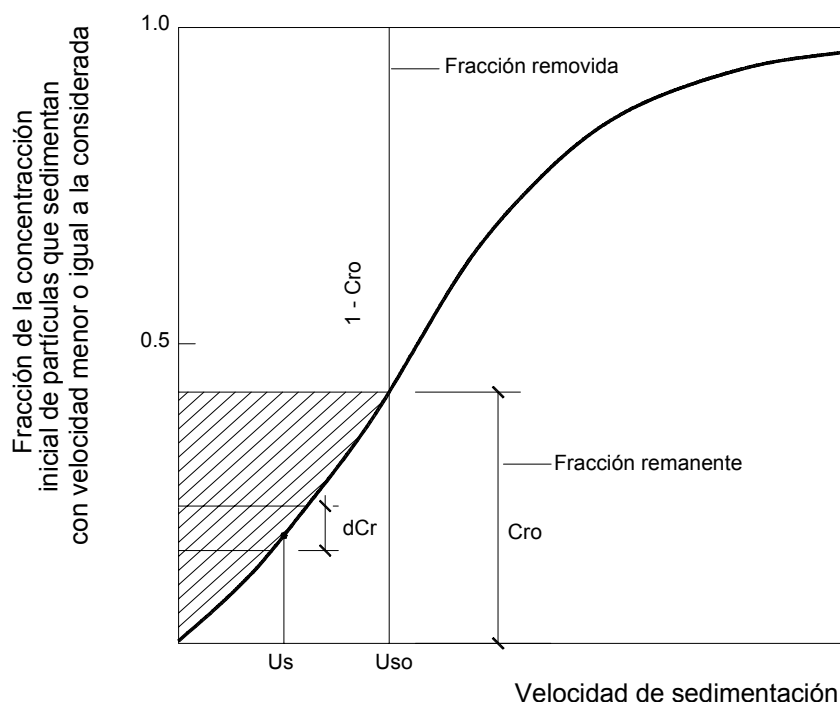


Figura 8. Resultados típicos obtenidos en los ensayos de sedimentación en columna o recipientes del equipo de floculación

Con los resultados obtenidos se confecciona una curva resultante de considerar en las ordenadas la relación T_t/T_o (relación entre la turbiedad remanente T_t luego de un período t (min) y T_o que es la turbiedad inicial del ensayo, ($t = 0$) y en las abscisas la velocidad de sedimentación de la partícula U_s (cm/min) ($U_s = h/t$, siendo h = altura constante de la toma de la muestra y t = tiempo transcurrido desde el inicio del ensayo).

Siendo C la fracción de la turbiedad que queda en el líquido de la columna de sedimentación, en consecuencia $(1 - C)$ es la fracción removida. Para $U_{so} = Q/A$ = velocidad de diseño, o crítica, esa remoción es $(1 - C_{ro})$ y C_{ro} la fracción de la turbiedad remanente.

Una partícula con velocidad de sedimentación U_s inferior a la de diseño U_{so} será removida únicamente si ingresa a una altura $(H_u - h_s)$ o mayor (según **Figura 4b**) y en una proporción igual a la U_s/U_{so} , pues se dedujo de esa figura que $h_s/H_u = U_s/U_{so}$.

La remoción global R_g para una cierta velocidad de sedimentación está compuesta de dos términos, según se observa en la **Figura 8**:

$a = (1 - C_{ro})$ = fracción removida en un 100% para las partículas con velocidad de sedimentación U_{so} .

$$b = \int_{C=0}^{C=C_{ro}} (U_s / U_{so}) \cdot d C_r = \text{fracción removida para las partículas con velocidad de sedimentación } U_s = \text{área sombreada en la Figura 8 dividida por } U_{so}.$$

Siendo : $\int_{C=0}^{C=C_{ro}} U_s d C_r$ el área sombreada

$$\text{O sea } R_g = a + b = (1 - C_{ro}) + \int_{C=0}^{C=C_{ro}} (U_s / U_{so}) \cdot d C_r \quad (18)$$

Cuando la turbiedad inicial es alta y la turbiedad remanente relativamente baja, la curva obtenida será semejante a la que se muestra en la **Figura 8**. Sin embargo en determinadas situaciones la parte inferior de la curva tiende a un valor residual C_{rr} . La ecuación 18 será corregida introduciéndose, en lugar de C_{ro} , el valor de $(C_{ro} - C_{rr})$ y en la integral, sustituyéndose el límite inferior 0 por C_{rr} .

Ejemplo 2

En la **Tabla 1** se muestran los resultados de un ensayo en el equipo de floculación para dos tipos de agua coagulada en el mecanismo de barrido con utilización de sulfato de aluminio como coagulante. Considerando que la turbiedad del agua decantada no debe exceder 3 UT, determinar la velocidad de sedimentación correspondiente.

Tiempo de recolección t_r (s)	Velocidad de sedimentación h/t_r (cm/min.)	Valores de T_{ur}/T_{uo} para	
		$T_{uo} = 63 \text{ UT}$	$T_{uo} = 260 \text{ UT}$
30	12.0	0.099	0.060
90	4.0	0.073	0.046
120	3.0	0.041	0.020
150	2.4	0.028	0.016
180	2.0	0.024	0.013
240	1.5	0.016	0.010
300	1.2	0.015	0.010

T_{ur} : turbiedad remanente (UT); T_{uo} : turbiedad inicial (UT)

Tabla 1. Resultados del Ensayo – Ejemplo 2

Solución:

a) Velocidad de Sedimentación

En base a los datos constantes de la **Tabla 1** se dibujó la **Figura 9**, la cual contiene las curvas correspondientes a los dos tipos de agua. Suponiendo

que la velocidad de sedimentación sea 3,0 cm/min, y que las áreas OAB y OCD sean calculadas por triángulos, se tiene:

a₁) Para $T_{uo} = 63$ UT

$$C_{ro} \cong 0,05; \quad \text{Area OAB}/U_{so} \cong 0,025; \quad R_g \cong 0,975; \quad T_{ur} \cong 1,6 \text{ UT}$$

a₂) Para $T_{uo} = 260$ UT

$$C_{ro} \cong 0,020; \quad \text{Area OCD}/U_{so} \cong 0,011; \quad R_g \cong 0,989; \quad T_{ur} \cong 2,9 \text{ UT}$$

b) Comentarios

Como se puede ver para la velocidad de sedimentación de 3,0 cm/min ($43,20 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{día}$) la remoción global varía de 97,5 a 98,9%, de forma que, para el agua cruda de mayor turbiedad, la remanente resulta menor que 3 UT.

Por lo tanto como se verá posteriormente, la velocidad de sedimentación a adoptarse para el proyecto de los decantadores deberá ser menor.

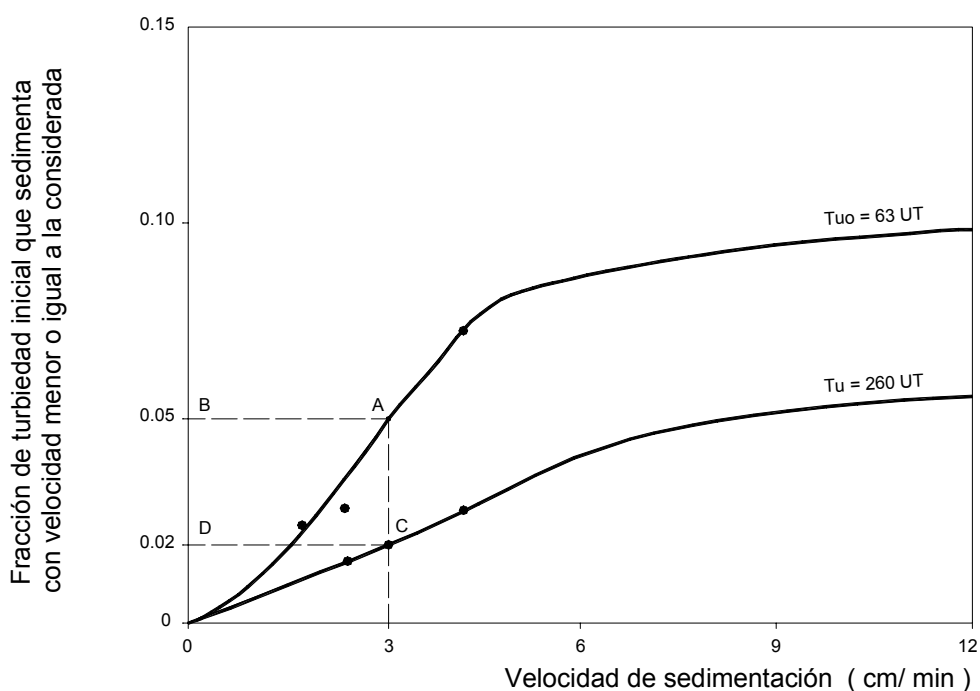


Figura 9. Ensayo de Sedimentación – Ejemplo 2

4.3. CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS DE LOS DECANTADORES

En los decantadores no ideales la mayoría de las interferencias tienden a modificar el tiempo t_d que tarda en desplazarse la partícula en el sedimentador y en general a retardar la sedimentación de los flóculos. Sin embargo la floculación adicional que existe durante la trayectoria recorrida por ellos aumenta la velocidad de sedimentación.

El resultado global de los efectos adversos que existen en los decantadores hace que los resultados en la práctica puedan diferir mucho de los resultados obtenidos en los ensayos de sedimentación de partículas floculentas en dispositivos donde el agua está en reposo descritos en 4.2.

a) Resuspensión

Camp mostró que la velocidad de escurrimiento horizontal en decantadores convencionales, para la cual se inicia el movimiento de arrastre de partículas depositadas en el fondo, está dada por:

$$U_{ar} = [8 \beta_{ar} \cdot g(\delta_s - 1) \cdot d_p / f]^{1/2} \quad (19)$$

En el Anexo II de las presentes Fundamentaciones, numeral 4, se desarrollan los valores que se adoptan para los siguientes parámetros:

U_{ar} = velocidad de arrastre (m/s)

β_{ar} = coeficiente relacionado a las características de los flóculos

g = aceleración de gravedad (m/s^2)

δ_s = relación de masas específicas, ρ_s/ρ_a

f = coeficiente de pérdida de carga de Darcy-Weisbach

d_p = tamaño de la partícula (m)

Para $\beta_{ar} = 0,03$; $f = 0,03$; $\delta_s = 1,03$; $d_p = 10^{-3}$ m y $g = 9,8$ m/s^2 ; U_{ar} resulta igual a 0,0485 m/s, generalmente mayor que la velocidad longitudinal normalmente observada en los decantadores, indicando que la resuspensión del barro no es significativa en decantadores convencionales.

b) Turbulencia

El efecto de la turbulencia sobre los flóculos no sedimentados es independiente de la existencia de la resuspensión de depósitos y tiende a demorar la sedimentación. Por otro lado, si la microescala de turbulencia no estuviese asociada a valores elevados del gradiente de velocidad que causen la ruptura de los flóculos, la floculación que existe debido a ese fenómeno supera la demora en la sedimentación.

c) Cortocircuitos, Zonas Muertas y Corrientes Secundarias

Las corrientes secundarias originadas por convección térmica, gradientes de concentración de partículas suspendidas, densidades diferentes, acción de los vientos en la superficie, así como los cortocircuitos hidráulicos y la existencia de zonas muertas, interfieren globalmente en la sedimentación. De acuerdo a observaciones efectuadas en el terreno, los problemas se producen principalmente en las zonas de ingreso y de la salida de caudales en el sedimentador.

El efecto global de las corrientes secundarias puede ser evaluado por medio de trazadores, obteniéndose curvas de dispersión semejantes a las de la **Figura 10**, donde se supuso un trazador aplicado en forma de pulso a la entrada al sedimentador.

Las curvas representan la concentración C del trazador a la salida del sedimentador en el instante t , en función de la concentración inicial C_0 y de la permanencia $T_d = \frac{Q}{V}$, siendo Q = caudal y V = volumen.

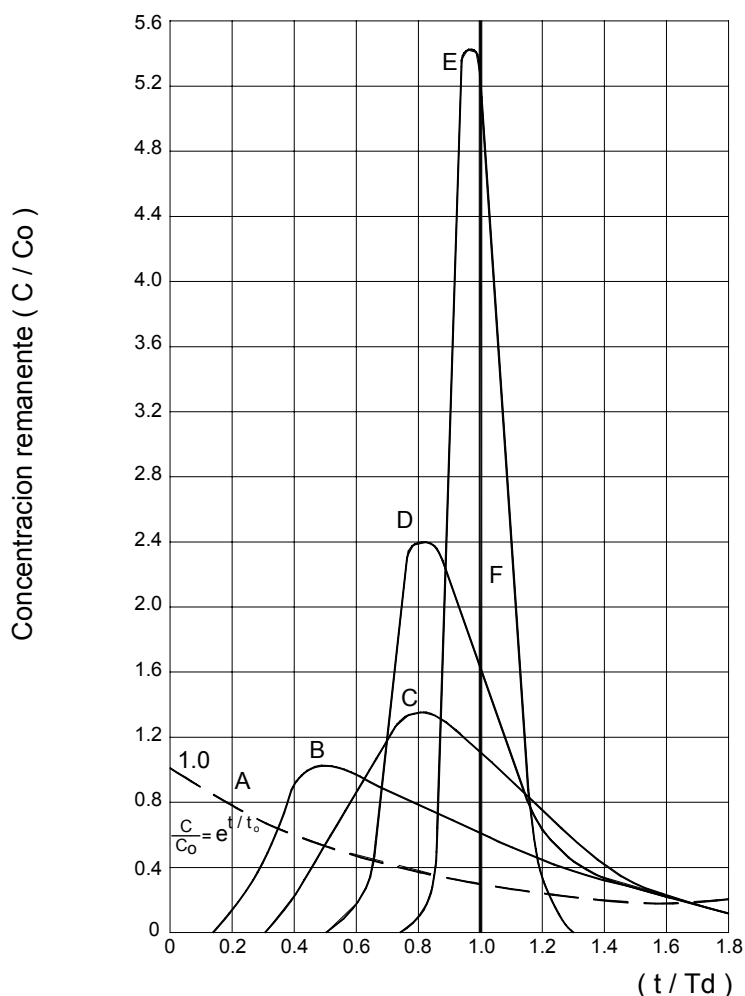


Figura 10. Curvas típicas de dispersión de un trazador para evaluar el comportamiento hidráulico de un decantador. Aplicación del trazador en forma de pulso

En la **Figura 10** se representan las curvas obtenidas por la aplicación de uno de los modelos normalmente utilizado para simular el comportamiento de un sedimentador real. Se observa la evolución de las curvas desde la situación para un tanque ideal de dispersión completa (curva A) hasta la de un tanque de sedimentación ideal (curva F).

En los decantadores encontrados en la práctica existe superposición de los efectos de escurrimiento ideal y de mezcla, resultando características intermedias a estos extremos, como las expresadas por las curvas B, C, D y E. En esos tanques, cuanto mayor es la capacidad de dispersión, menor es la eficiencia de la sedimentación de partículas discretas y cuanto mayor es la velocidad de escurrimiento, menor es la interferencia en la sedimentación de ellas.

5. PROYECTO DE DECANTADORES CONVENCIONALES CON ESCURRIMIENTO HORIZONTAL

5.1. CONSIDERACIONES INICIALES

Los decantadores convencionales consisten en grandes tanques rectangulares con escurrimiento horizontal, cuyo proyecto depende de parámetros que se pueden determinar en laboratorio y de otros provenientes de observaciones prácticas.

5.2. VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN (CARGA SUPERFICIAL) Y PERÍODO DE DETENCIÓN

Combinando de las ecuaciones 14, 15 y 16 se tiene la siguiente expresión:

$$t_d / t_{so} = U_{so} / (Q / A_p) \quad (20)$$

Como los decantadores no son ideales, la relación t_d / t_{so} debe ser mayor que la unidad, o sea que, la velocidad de sedimentación teórica, U_{so} , obtenida en la columna de sedimentación o en cámaras del equipo de floculación (reactores estáticos), debe ser reducida para compensar los efectos adversos que existen en los decantadores. En general, la relación t_d / t_{so} varía entre 1,3 y 2,2 dependiendo de las características hidráulicas de entrada y salida de la unidad, de la capacidad de la planta de tratamiento y de la calificación de los operadores.

Para el diseño de los decantadores se selecciona una velocidad de sedimentación basada en el valor de U_{so} y en el valor estimado del cociente t_d/t_{so} . En el caso del **Ejemplo 2** la velocidad de sedimentación o carga superficial, Q/A_p podría ser adoptada entre 20 y 35 m³/m².día.

Con la velocidad de sedimentación y el caudal se calcula el área superficial necesaria:

$$A_p = Q / (Q / A_p)$$

Para determinar la altura de la zona de sedimentación H_u se puede fijar a continuación el período de detención, resultando $H_u = \frac{V_d}{A_p} = \frac{t_d \cdot Q}{A_p}$

El período de detención está relacionado a la velocidad de carga superficial y las condiciones de operación en la planta. En la **Tabla 2** se observan los valores comúnmente adoptados en la práctica.

Carga Superficial (m ³ /m ² .día)	Período de Detención (h)
15 - 20	3.5 - 4.5
20 - 30	3.0 - 4.0
30 - 40	2.5 - 3.5
40 - 50	2.0 - 3.0
50 - 60	1.5 - 2.5

Tabla 2. Período de detención en función de la velocidad de sedimentación (carga superficial)

La Norma Brasileira NB-592 recomienda que cuando no sea posible realizar ensayos de laboratorio para determinar la velocidad de sedimentación U_s para el proyecto de sedimentadores, las velocidades a utilizar serán las siguientes:

- 1). Plantas con capacidad de hasta 1000 m³/día: 1,74 cm/min (25 m³/m² . día)
- 2). Plantas con capacidad entre 1000 y 10000 m³/día en que sea posible asegurar un adecuado control de la operación: 2,43 cm/min (35 m³/m² . día)
- En caso contrario: 1,74 cm/min (25 m³/m² . día)
- 3). Plantas con capacidad superior a 10000 m³/día: 2,80 cm/min (40 m³/m² . día)

5.3. NÚMERO DE UNIDADES Y DIMENSIONES

Para que la planta de tratamiento no tenga que ser detenida en ocasión de la limpieza o mantenimiento de una unidad y se mantenga la operación continua, el número mínimo deseable de decantadores debe ser igual a dos. Las dimensiones de los decantadores dependen de las demás unidades de la planta y de la distribución física de las mismas, por lo tanto, deben observarse algunas relaciones entre las dimensiones.

- Relación largo—ancho : $2 \leq L_d / B_d \leq 5$ (generalmente, alrededor de 3)
- Relación largo-profundidad : $2 \leq L_d / H_u \leq 25$

En la realidad, la relación L_d / H_u es resultante de la adopción de otros parámetros, pues:

$$t_d = A_p \cdot H_u / Q \quad o \quad H_u = \frac{t_d \cdot Q}{A_p}$$

Por lo tanto, la profundidad útil resulta de fijar la velocidad de escurrimiento superficial y el tiempo medio de detención en el decantador. En el caso del ejemplo 2, H_u resultaría de 3,65 m si la velocidad de escurrimiento superficial adoptada fuese de 25 m³/m².día (1,04 m/h), para $t_d = 3,5$ h.

En el proyecto de decantadores debe prestarse atención a las características de las obras de fundación de manera que la profundidad de las unidades de filtración y de

floculación sean próximas a la de los decantadores, razón por la cual, la profundidad de éstos se fija en función principalmente de la profundidad de los filtros. En consecuencia, el tiempo medio de detención es un resultado y no un parámetro a ser adoptado.

La Norma Brasileira – NB-592 recomienda que la velocidad longitudinal máxima no sea superior a $18.U_s$ cuando se tienen datos de laboratorio y cuando el número de Reynolds es mayor que 15.000. El número de Reynolds se calcula por:

$$R_e = 4\rho_a \cdot U_e \cdot R_h / \mu \quad (21)$$

donde:

R_h = radio hidráulico (m)

U_e = velocidad media de escurrimiento (m/s)

Por ejemplo, para $U_s = 2$ cm/min., la velocidad de escurrimiento longitudinal no debe superar 36 cm/min. (0,6 cm/s) en los decantadores convencionales.

Cuando no se tienen datos de laboratorio se debe cumplir lo siguiente:

- $U_e \leq 0,5$ cm/s para plantas de tratamiento con capacidad menor o igual a 10.000 m³/d,
- $U_e \leq 0,75$ cm/s para plantas de tratamiento con capacidad mayor o igual a 10.000 m³/d, con operación calificada,
- $U_e \leq 1,0$ cm/s para plantas de tratamiento con capacidad mayor o igual a 10.000 m³/d, con operación calificada y remoción continua o semi-continua de barro.

Considerando el **Ejemplo 2** y una estación con capacidad de 200 l/s y dos decantadores, cada uno para un caudal de 100 L/s, el área A_p resulta de 346 m². Para una relación $L_d/B_d \equiv 3$, se tiene $L_d \equiv 33$ m, $B_d \equiv 11$ m y $U_e = 0,25$ cm/s.

5.4. DISTRIBUCIÓN DE AGUA A LOS DECANTADORES

Uno de los mayores problemas observados en plantas de potabilización que poseen un canal común para alimentar varios decantadores es la distribución desigual, resultando diferencias significativas entre los caudales afluentes a los mismos y consecuentemente, disminuyendo la eficiencia de aquéllos que reciben caudales mayores.

5.5. PANTALLAS DE DISTRIBUCIÓN

La distribución de agua en la sección transversal del decantador se realiza a través de orificios practicados en muros de madera, albañilería u hormigón. La velocidad de escurrimiento comúnmente adoptada está entre 0,15 y 0,30 m/s. La Norma NB-592 de Brasil especifica las siguientes características para estas pantallas:

- La distancia entre los orificios debe ser menor o igual a 0,5 m;

- La distancia entre las compuertas de entrada y la pantalla debe ser del orden de $(1,5 H_u \cdot A_{or}/A_t)$,

siendo:

H_u = profundidad útil (m)

A_{or} = área total de orificios (m^2)

A_t = área transversal del decantador (m^2)

- $A_{or} \leq 0,5 A_t$
- Gradiente de velocidad medio menor o igual a $20 s^{-1}$.

En la **Figura 11** se ve el esquema de una pantalla de madera en un decantador convencional y las dimensiones recomendadas.

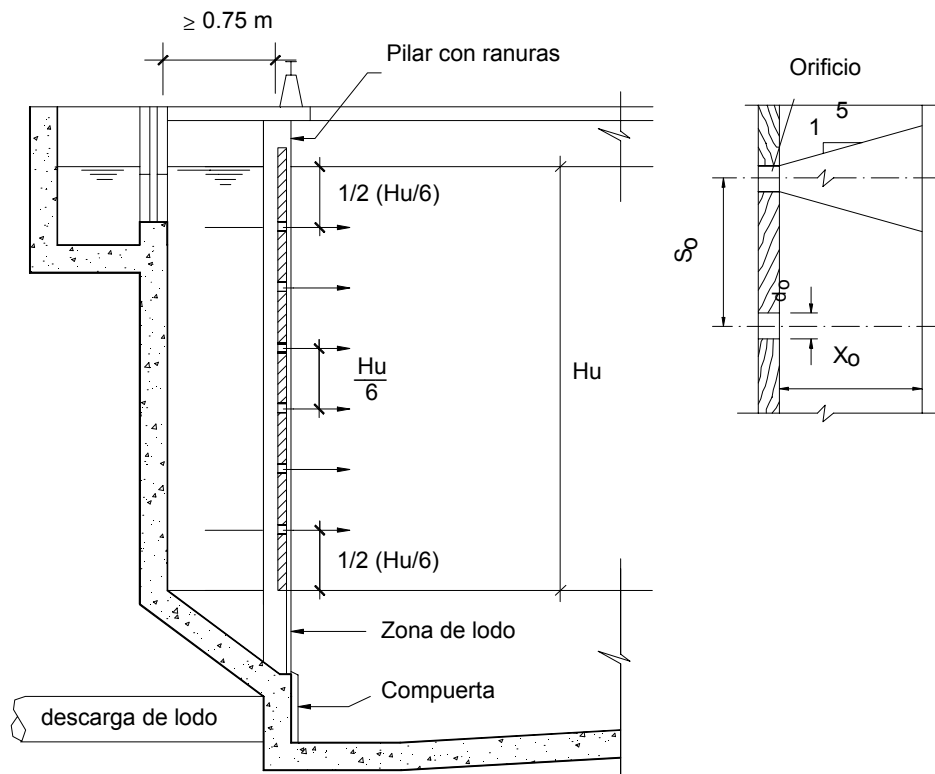


Figura 11. Esquema de la pantalla de distribución de agua en un decantador convencional

Los chorros sumergidos ocasionados en los orificios de la pantalla, se propagan en la masa líquida del decantador, en una relación de 1:5, pudiendo producirse interferencias entre chorros vecinos a una distancia del orden de 2,5 veces la separación entre los orificios.

Los torbellinos resultantes de los chorros pueden producir gradientes de velocidad suficientemente elevados y perjudicar la sedimentación de los flóculos. Suponiendo que el gradiente de velocidad medio se ha obtenido a partir de la hipótesis de que la pérdida de carga total en el orificio sea disipada en el volumen ($S_o^2 \cdot X_o$), el trabajo realizado por una unidad de volumen y tiempo debido al chorro, según Camp está dado por:

$$T_{vt} = m \cdot U_o^2 / (2 S_o^2 \cdot X_o) = [(\rho_a \cdot A_o \cdot U_o) \cdot U_o^2] / (2 C_d^2 \cdot S_o^2 \cdot X_o) \quad (22)$$

ya que $m = \rho_a \cdot A_o \cdot U_o$; y

$$T_{vt} = (\pi \cdot \rho_a \cdot d_o^2 U_o^3) / (2 C_d^2 \cdot S_o^2 \cdot X_o); \text{ para orificios circulares} \quad (23)$$

Combinando la ecuación 23 con la correspondiente al gradiente de velocidad, se obtiene la expresión:

$$G_m = (d_o / S_o) \cdot [\pi \cdot U_o^3 / (8 \nu \cdot C_d^2 \cdot X_o)]^{1/2} \quad (24)$$

donde:

C_d = coeficiente de descarga ($\approx 0,60$)

S_o = distancia entre centros de los orificios (m)

d_o = diámetro de los orificios (m)

U_o = velocidad de escurrimiento en los orificios (m/s)

ν = viscosidad cinemática del agua (m^2/s)

X_o = alcance de los chorros (m)

El alcance de los chorros se puede estimar en la **Figura 12**, en función el número de Reynolds.

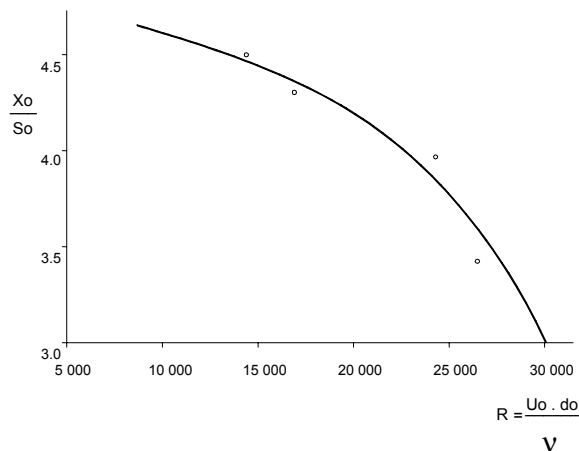


Figura 12. Variación de X_o / S_o en función del número de Reynolds

5.6. RECOLECCIÓN DE AGUA DECANTADA

Otro de los principales problemas de los decantadores es la recolección del agua decantada. Es conocida la reducción de la eficiencia del proceso por diseño defectuosos de los dispositivos de salida.

La recolección de agua decantada se puede realizar por medio de tubos, provistos de orificios en su parte superior, que funcionen como canales, preferentemente con descarga libre en el canal de alimentación a los filtros, o por medio de canaletas, que pueden tener chapas con vertederos triangulares para que la recolección sea uniforme.

Richter y Azevedo Neto en "Tratamiento de Agua – Tecnología Actualizada" Ed. Edgard Blücher Ltda. – São Paulo – Brasil, pág. 189, 1991, proponen la siguiente expresión:

$$Q_{ad} \leq 0,018 H_u (Q / A_p) \quad (25)$$

obtenida de la Norma Brasileira NB-592.

Donde:

Q_{ad} = caudal de agua decantada recolectada por metro lineal (L/s m)

H_u = profundidad útil del decantador (m)

(Q/A_p) = velocidad de escurrimiento superficial ($m^3/m^2.d$), para calcular el caudal a recolectar por metro lineal de tubo o de vertedero en las canaletas cuando la velocidad de escurrimiento superficial sea fijada a partir de ensayos de laboratorio.

No existiendo posibilidad de obtener la velocidad de escurrimiento superficial a partir de ensayos en laboratorio, Q_{ad} debe ser menor o igual a 1,8 l/s m. Cuanto mayor es la longitud del vertedero de recolección de agua decantada, menor es la influencia de las líneas de corriente en los flóculos que aún podrían sedimentar en el final del decantador (ver **Figura 13** y **Figura 14**).

En algunas plantas de potabilización se construyen canaletas en sentido longitudinal ocupando entre el 30 y el 50 % de la longitud del decantador. Sin embargo con esta solución en la mayoría de los casos se observa un deterioro en la eficiencia del decantador, por lo que es conveniente especificar que en los decantadores convencionales la zona de salida ocupe, como máximo el 20 % de la longitud del decantador.

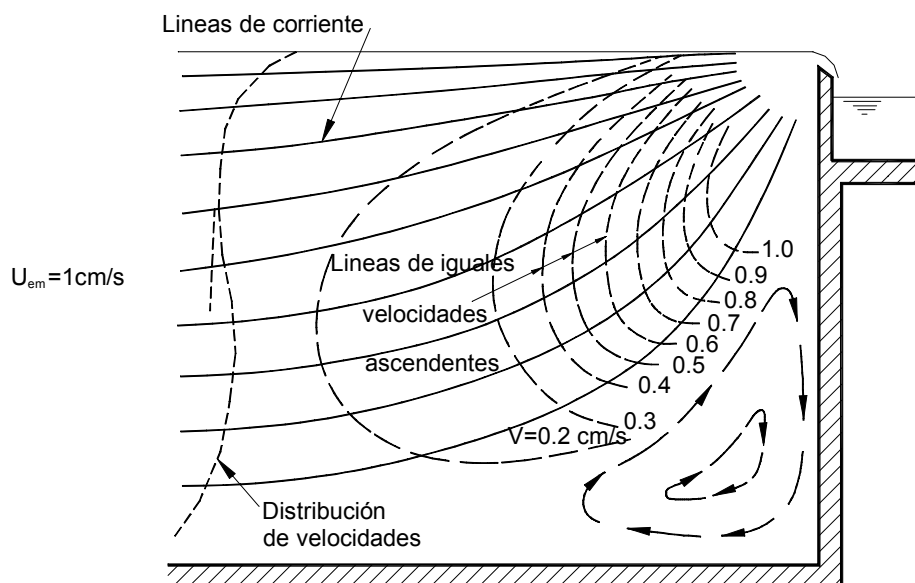


Figura 13. Recolección de agua decantada a través del vertedero en la pared final del decantador

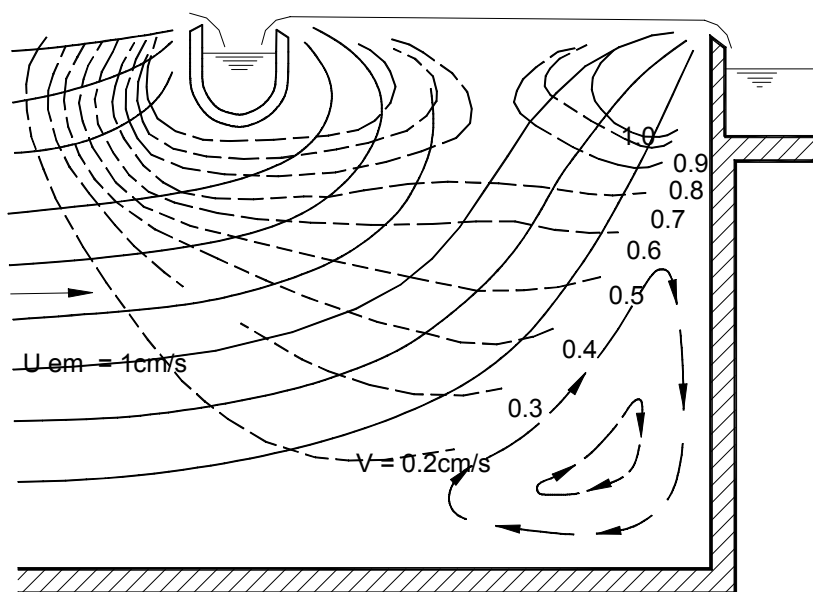


Figura 14. Recolección de agua decantada en canaletas transversales

En la **Figura 15** se describen canaletas de sección rectangular con descarga libre y sumergidas en el canal general de agua decantada. Según Camp, el caudal escurrido por una canaleta con sección rectangular y fondo horizontal está dado por:

$$Q_{c1} = 1,38 b (hom)^{1,5}, \text{ para descarga libre} \quad (26)$$

y

$$Q_{ca} = \left[(h_{om}^2 - h_{em}^2) \cdot g \cdot b^2 \cdot h_{em} / 2 \right]^{1/2}, \text{ para descarga sumergida} \quad (27)$$

donde:

Q_{ca} y Q_{ca} = caudal descargado (m^3/s)

h_{om} = altura máxima de agua en el interior de la canaleta (m)

h_{em} = altura del agua en la salida de la canaleta (m)

b = ancho de la canaleta (m)

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

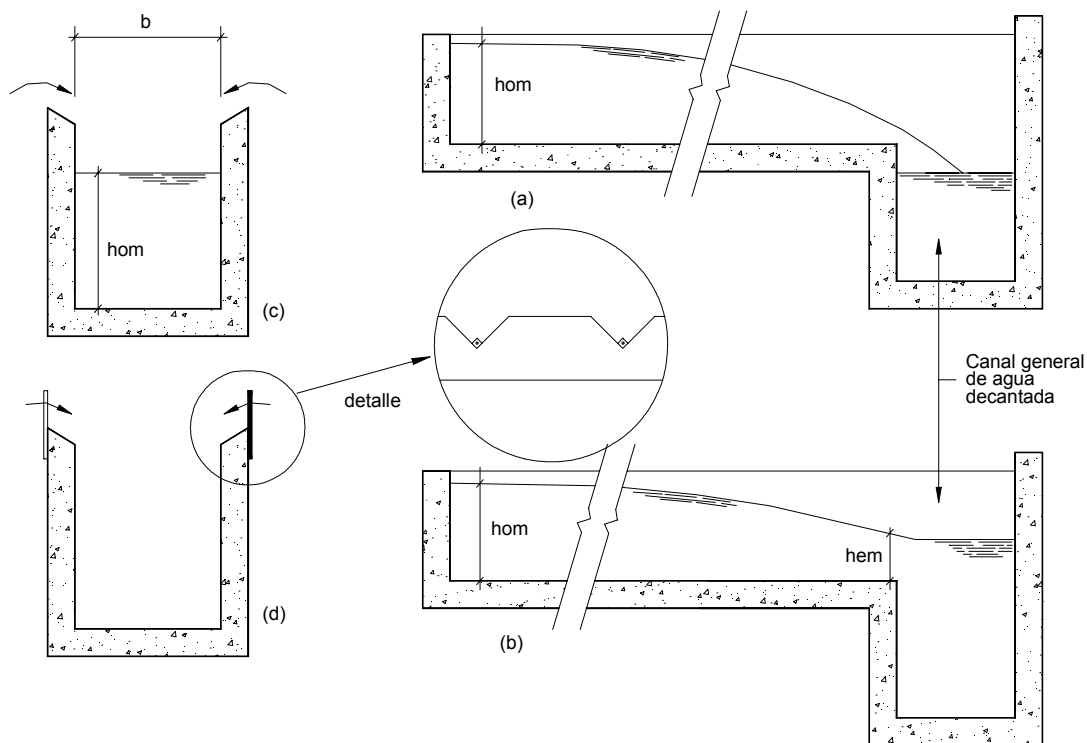


Figura 15. Canaleta de recolección de agua decantada con y sin descarga libre

Para las secciones diferentes de la rectangular, Camp recomienda que se tome la altura media de ellas, la que debe ser igual a la de la canaleta de sección rectangular (ver **Figura 16**).

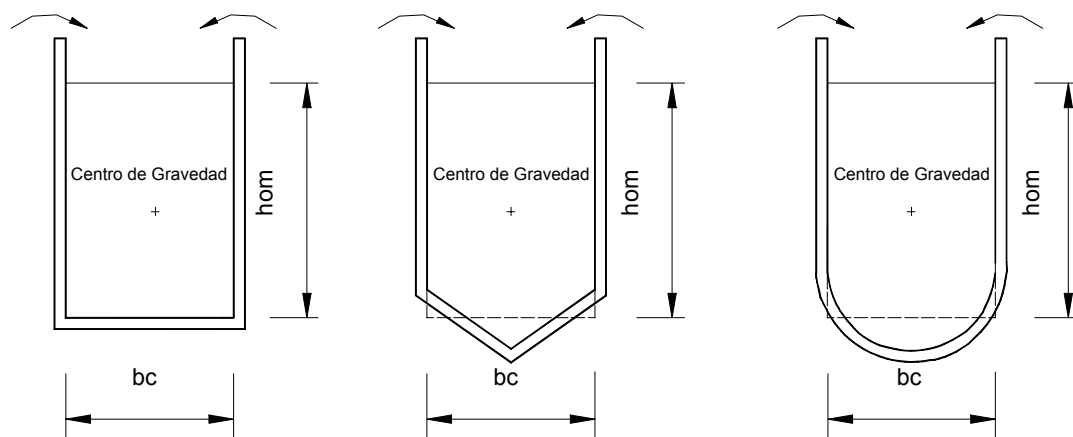


Figura 16. Equivalencia de secciones de canaletas colectoras

Para el mismo ancho, la sección de las canaletas debe tener la misma sección transversal y por lo tanto similar comportamiento hidráulico, con la misma capacidad de descarga.

La recolección de agua decantada también se puede realizar por medio de tubos provistos de orificios de acuerdo a lo que se describe en el numeral 10.4. de este Capítulo.

5.7. REMOCIÓN DE BARRO

La remoción del barro se puede realizar en forma continua, semicontinua o periódica. Siguiendo lo indicado por la NB-592 del Brasil, se puede recomendar:

- El decantador con remoción manual de barro debe presentar las siguientes características:
 - Tener descarga(s) de fondo para que el vaciado sea efectuado en un tiempo menor de 6 horas.
 - La(s) descarga(s) debe(n) ser localizada(s) preferentemente en la zona de mayor acumulación de barro.
 - El fondo debe tener un declive mínimo del 5% en el sentido del lugar de la descarga.
- En los decantadores convencionales con remoción manual de barro, debe preverse una altura adicional suficiente para acumular el barro resultante de 60 días de funcionamiento.
- Debe disponerse de un equipo de lavado por chorro, utilizando mangueras con boquillas de 13 mm de diámetro, debiendo el chorro atravesar el decantador en su menor dimensión.

- La remoción hidráulica del barro acumulado exige el fondo inclinado con ángulo superior a 50° (con el plano horizontal), formando una tolva de volumen tronco de pirámide o de cono invertido, debiendo la descarga ser localizada en su extremidad inferior.
- La descarga cuando es automática, debe poseer un dispositivo de ajuste del tiempo de funcionamiento (timer).
- La carga hidráulica para la descarga debe ser superior a 1,5 metros + h_p , siendo h_p igual a las pérdidas de carga; en caso contrario, debe preverse la instalación de bombas.
- La cañería de descarga de barro, con longitud inferior a 10 m, deberá tener un diámetro mínimo de 150 mm; en caso contrario, el diámetro será de 200 mm.
- La descarga debe posibilitar la observación visual del barro.
- Cuando se utilice cualquier tipo de raspador mecánico, se deben respetar las siguientes condiciones:
 - Tener pozo de descarga conforme al ítem d.
 - Velocidad máxima del raspador = 30 cm/min.
 - Descarga del pozo siempre automática y sincronizada con el movimiento del raspador.

En la **Figura 17** se muestran los esquemas de algunos tipos de raspadores que se mueven longitudinalmente en los decantadores. Otro dispositivo mecanizado para retiro del barro es el sifón fluctuante.

La remoción de barro puede ser continua o periódica. El barro es arrastrado hacia un pozo donde es descargado a través de cañería provista de válvula sincronizada con el movimiento del raspador.

En el caso del sifón fluctuante, el barro es descargado en una canaleta lateral, dispuesta a lo largo del decantador. La remoción continua o semicontinua de barro es recomendada en las siguientes condiciones:

- Siempre que lo dispuesto en el numeral 5.10.11 b) (velocidad máxima: 30 cm/mín) de la NB-592 no pudiese ser satisfecho por razones económicas u operacionales, lo que sucede generalmente cuando el agua cruda presenta alta turbiedad, produciendo gran cantidad de barro.
- Cuando el agua cruda contiene tenor relativamente elevado de materia orgánica o recibe desechos líquidos tratados o no, provenientes del sistema de aguas residuales sanitarias o industriales.

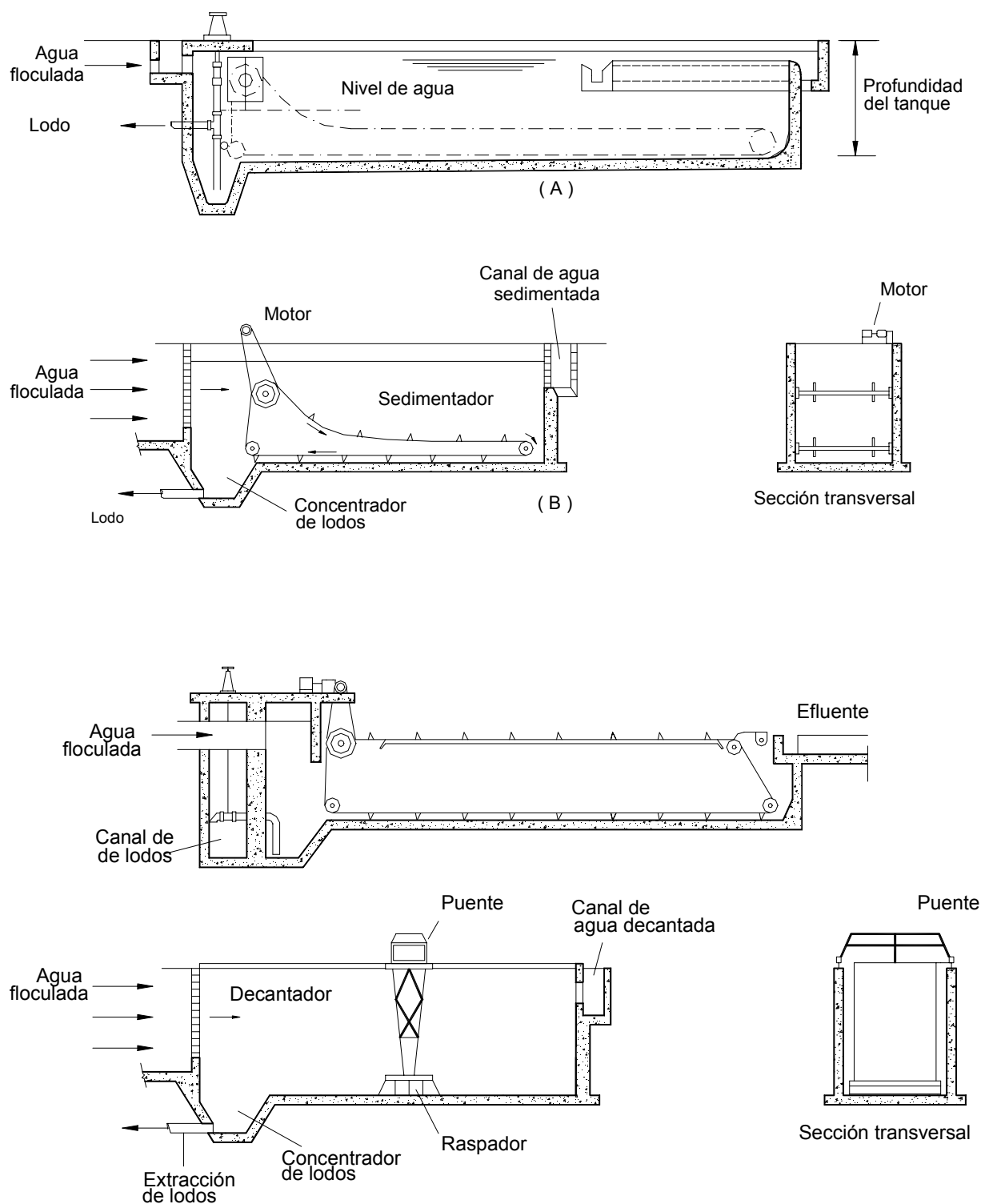


Figura 17. Raspadores de barro que se trasladan en el sentido longitudinal de decantadores convencionales

En la **Figura 18** se muestra la sección transversal de un decantador convencional con limpieza manual.

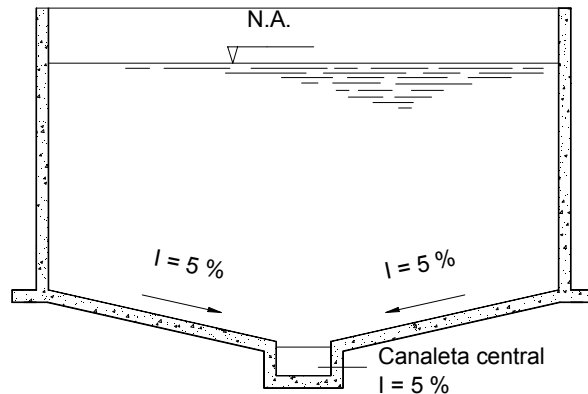


Figura 18. Sección transversal de un decantador con limpieza manual

El barro depositado en el fondo no se encuentra dispuesto uniformemente en toda la longitud del decantador; en la práctica del 60 al 80% del barro se deposita en la mitad inicial de su longitud. Para decantadores con longitudes no mayor a 20 m, es usual que se ubique la descarga junto a la entrada, mientras que para decantadores de mayor longitud la canaleta central debe comenzar en el medio y terminar en las extremidades donde se localizan las descargas.

La sección de la descarga del desagüe se calcula por:

$$S_{dp} = (A_{dp} / 4850 t_{de}) \cdot (H_u)^{1/2} \quad (28)$$

donde:

S_{dp} = sección de la compuerta de descarga (m^2)

t_{de} = tiempo de descarga (h)

H_u = profundidad útil (m)

A_{dp} = área del decantador en planta (m^2)

Aunque se suele recomendar un tiempo de vaciado de hasta 6 horas, es común adoptar tiempos inferiores a 2 horas para el cálculo de la sección de la descarga de barro.

Ejemplo 3

Selección de un equipamiento del tipo sifón fluctuante para remoción semicontinua de barro de 3 decantadores convencionales de una planta de tratamiento con capacidad de 900 L/s.

La turbiedad del agua cruda durante 6 meses del año está comprendida entre 280 y 740 UT. Cada decantador posee las siguientes dimensiones: longitud = 40 m, ancho = 13 m y profundidad útil = 3,7 m.

Solución

a) Volumen de barro

A través de estudios de laboratorio, la coagulación se realiza con sulfato de aluminio en el mecanismo de barrido y utilizando polímero sintético como auxiliar de floculación. Se obtuvieron luego de 1 hora de sedimentación en cono Imhoff, los siguientes volúmenes de barro:

turbiedad de 280 UT $V_{L1} = 5 \text{ mL/L}$ medido en el cono Imhoff

$$V_{B1} = 0,3 \text{ m}^3/\text{s} \cdot 86.400 \text{ s/d} \cdot 0,005 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3} \text{ L/L} = 130 \text{ m}^3/\text{d}$$

turbiedad de 740 UT $V_{L2} = 14 \text{ mL/L}$

$$V_{B2} = 0,3 \cdot 86400 \cdot 0,014 = 363 \text{ m}^3/\text{d}$$

b) Selección del Equipo

- Número de tubos de 100 mm de diámetro = 4
- Carga hidráulica en la descarga : $\geq 0,3 \text{ m}$
- Caudal de descarga (0,3 m de carga hidráulica) : 2.2 a 3.4 L/s por tubo
- Caudal total medio de descarga : $Q_d = 11,2 \text{ L/s} = 967,7 \text{ m}^3/\text{d}$
- Velocidad de recorrido : $U_r = 0,3 \text{ m/min}$

c) Tiempo Total de Funcionamiento

$$\bullet t_{f1} = \frac{130 \text{ m}^3 / \text{d}}{967,7 \text{ m}^3 / \text{d}} \cdot 1440 \frac{\text{min}}{\text{d}} = 193,4 \frac{\text{min}}{\text{d}}$$

$$\bullet t_{f2} = V_{B2} / Q_d = (363 / 967,6) \cdot 1440 = 540,2 \text{ min} / \text{d}$$

- Longitud del decantador : $L_d = 40 \text{ m}$
- Tiempo del recorrido : $t_r = L_d / U_r = 40 \text{ m} / 0,3 \text{ m/min} = 133,3 \text{ min}$

d) Número de Recorridos por Día

$N_{po1} = t_{f1} / t_r = 193,4 \frac{\text{min}}{\text{día}} / 133,3 \frac{\text{min}}{\text{recor.}} = 1.45 \cong 2 =$ número de recorridos por día, para UT = 280

$N_{po2} = t_{f2} / t_r = 540,2 \frac{\text{min}}{\text{día}} / 133,3 \frac{\text{min}}{\text{recor.}} = 4.05 \cong 4 =$ número de recorridos por día, para UT = 740

e) Tiempo de Paradas entre Recorridos

- $t_{p1} = 587 \text{ min.}$ = tiempo de paradas entre recorrido para UT = 280, siendo,
 $N_{po1} \cdot (t_r + t_{p1}) = 1440 \text{ min / d} \quad (t_r = 133,3 \text{ m / min})$
- $t_{p2} = 227 \text{ min.}$ = tiempo de paradas entre recorrido para UT = 740, siendo,
 $N_{po2} \cdot (t_r + t_{p2}) = 1440 \text{ min / d} \quad (t_r = 133,3 \text{ m / min})$

f) Comentarios

Aunque se recomienda una velocidad máxima del movimiento del equipo de 0,3 m/min, el fabricante en base a su experiencia puede adoptar una velocidad de recorrido mayor, pues el tubo sumergido que extrae el barro depositado se debe situar a una distancia fija del fondo sin penetrar en el manto de barro.

En el caso del agua de mayor turbiedad la altura de barro resultante en el tiempo de parada de 227 min, si existiese distribución uniforme en toda el área en planta (520 m²), sería del orden de 11 cm.

El control del equipo en cuanto a las paradas y a los accionamientos, se efectúa por medio de un dispositivo automático. La descarga de barro en la canaleta lateral se realiza libremente cuando el equipamiento se encuentra en funcionamiento. De esta forma cuando se alcanza una de las extremidades del decantador, el dispositivo de control desconecta el motor y simultáneamente se cierran las válvulas existentes en las extremidades de los tubos extractores, evitando el vaciado de los mismos.

En la **Figura 19** se muestra un esquema del sifón fluctuante mecanizado, utilizado en el ejemplo.

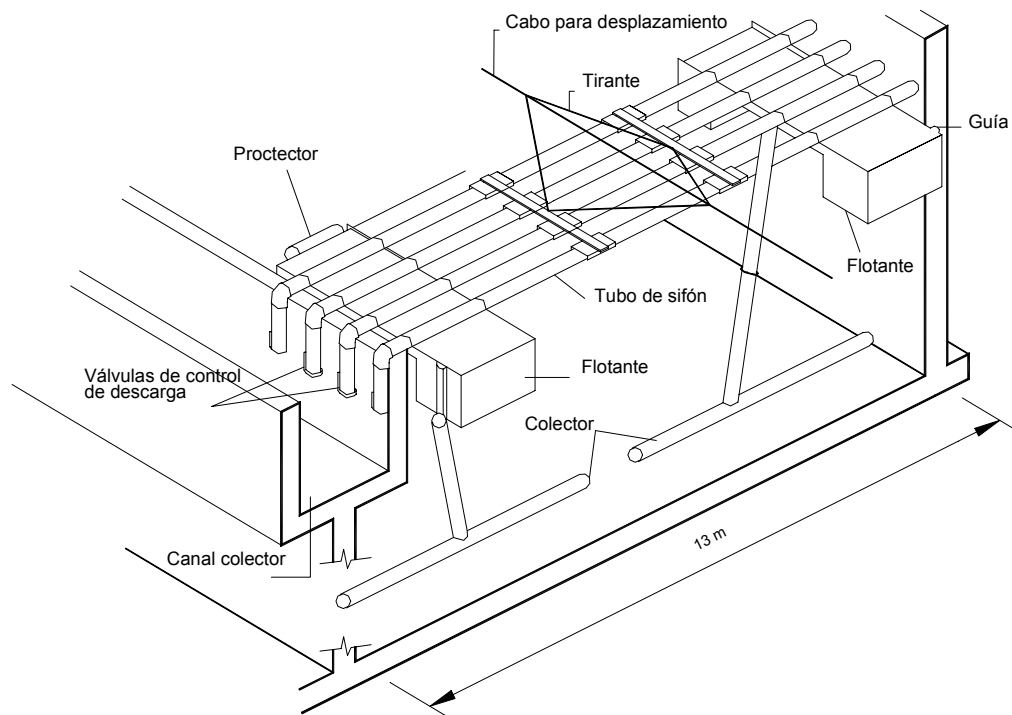


Figura 19. Esquema del sifón fluctuante utilizado en el Ejemplo 3

6. DECANTADORES CONVENCIONALES CON ESCURRIMIENTO VERTICAL

6.1. UNIDADES INDEPENDIENTES

Generalmente los decantadores convencionales con escurrimiento vertical son unidades patentadas provistas o no de equipos para extracción de barro. Cuando la entrada se realiza en la zona de barro esas unidades son denominadas decantadores de manto de lodo y trabajan con una velocidad de escurrimiento superficial normalmente mayor que aquella adoptada usualmente para los decantadores de flujo horizontal. El gran inconveniente de este tipo de decantador está relacionado a la formación y mantenimiento del manto de lodos, pues el agua cruda debería tener turbiedad siempre superior a 50 UT y no debería tener fluctuaciones bruscas, lo que generalmente no sucede. En la **Figura 20** se muestran las unidades con remoción hidráulica y mecanizada de lodo.

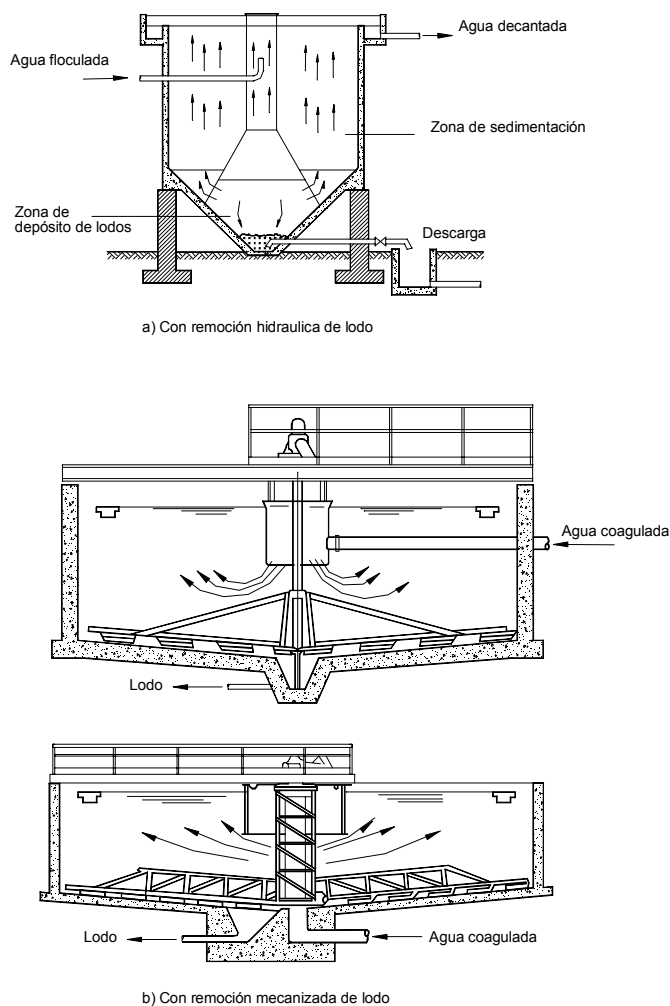


Figura 20. Decantadores convencionales con escurrimiento vertical

6.2. UNIDADES DE FLOCULACIÓN-DECANTACIÓN UNIFICADAS

En la mayoría de los equipos patentados en una misma unidad se producen los procesos de floculación, sedimentación y concentración del lodo.

En la zona de concentración del lodo se forma un manto hidráulicamente suspendido que permite el aumento de la carga superficial en la zona de sedimentación, pues el agua coagulada encuentra una masa de sólidos donde es elevado el número de choques entre partículas.

La velocidad de escurrimiento superficial varía de 50 a 100 m³/m².d, dependiendo de la calidad del agua cruda, de la eficiencia de la coagulación y del uso de polímeros.

El empleo de tales unidades se recomienda también cuando el escurrimiento es continuo y no existen variaciones significativas de caudal y de calidad del agua cruda. El desempeño de ese tipo de unidad depende del mantenimiento del manto de lodo con una altura generalmente comprendida entre 1 y 3 m y de la concentración de sólidos que varía del 2 al 10%.

Los decantadores de manto de lodo pueden ser hidráulicos o mecánicos, con o sin recirculación de lodo, con o sin control de la altura del manto a través del vertedero y con escurrimiento continuo, constante o pulsante. Los decantadores hidráulicos consisten esencialmente en un reactor con fondo cónico o tronco-piramidal, donde se introduce el agua coagulada. La recolección de agua decantada es realizada por medio de tubos perforados o canaletas y la extracción de barro se realiza hidráulicamente. En la **Figura 21** se muestra en un esquema de este tipo de decantador de manto de lodo.

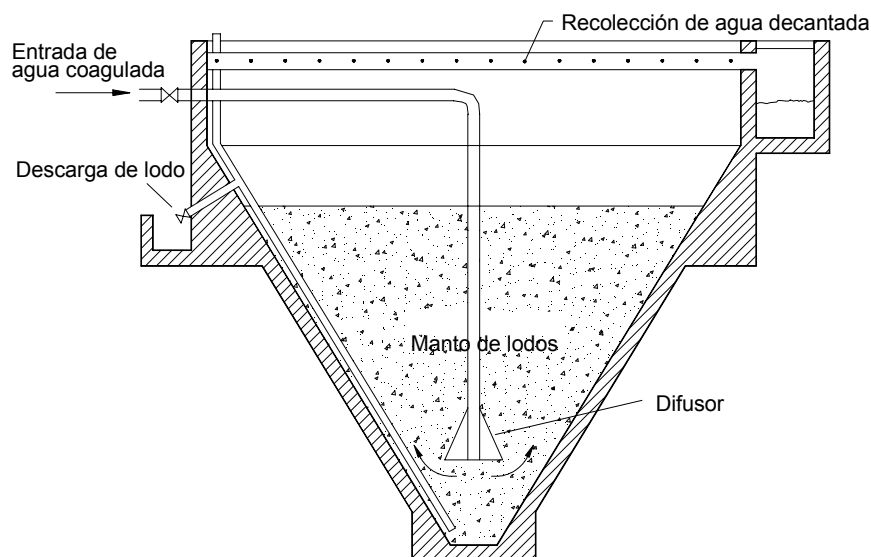


Figura 21. Decantador de manto de lodo con remoción hidráulica de barro

Los tipos más comunes de decantadores con manto de lodo poseen equipamiento mecánico para promover la floculación y el raspado del lodo, como se ve en la **Figura 22**.

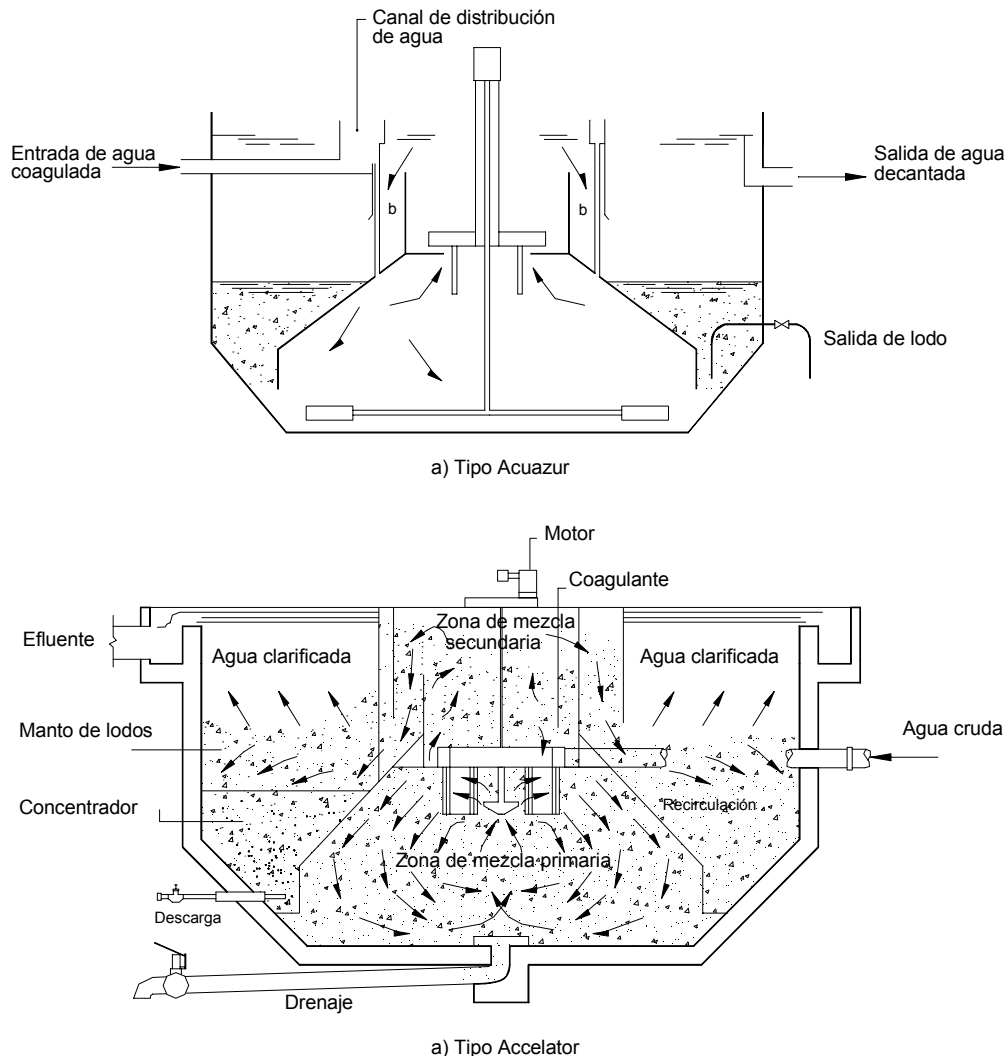
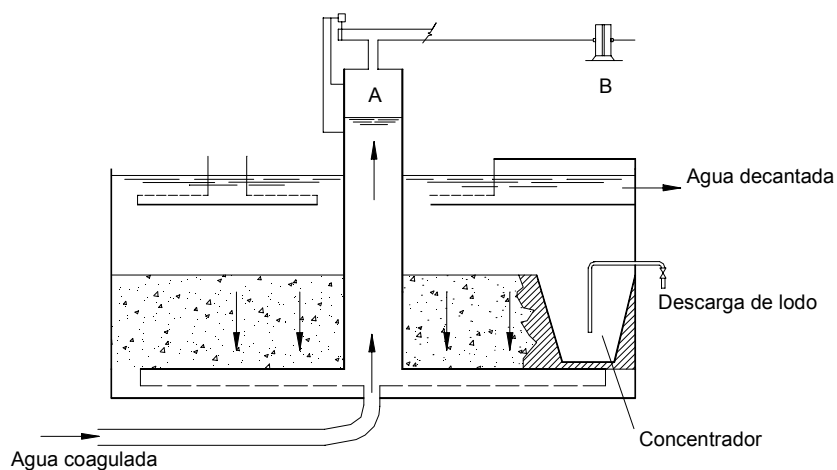


Figura 22. Decantador de manto de barro mecanizado

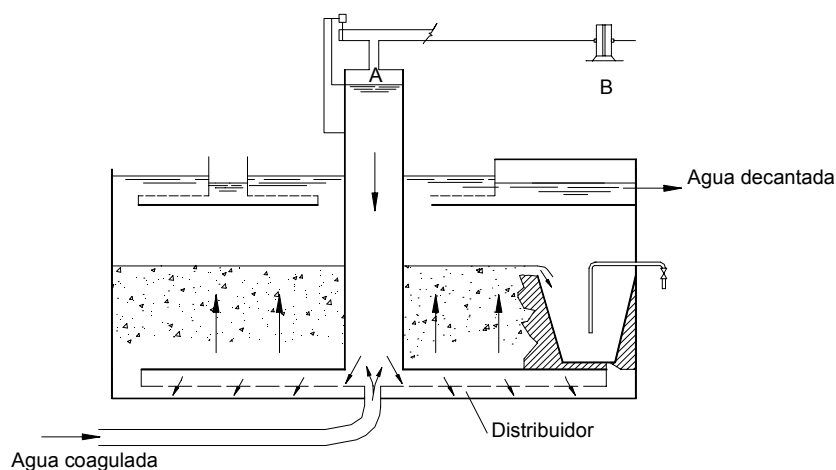
En la **Figura 23** se esquematiza el decantador de manto de lodo pulsante que consiste básicamente en un tanque de sección circular o cuadrada en planta, en cuyo centro hay un cilindro en donde la presión interna es variable.

En el tiempo t_1 , la válvula A se encuentra cerrada mientras se produce vacío y el agua asciende en el interior del cilindro. Luego de la elevación del nivel de agua en el interior del cilindro, la válvula A se abre y el interior de la columna se comunica con la atmósfera. El nivel del agua decrece, pasando el líquido por los distribuidores al interior del decantador provocando la expansión del manto y vertiendo una parte de éste hacia el concentrador de lodos, que es extraído por medio de una cañería provista con una válvula de comando automatizado.

El tiempo transcurrido entre t_1 y t_2 es ajustado por medio de un dispositivo (timer) y su valor depende de las características del agua cruda.



Tiempo 1. (Durante la succión)



Tiempo 2. (Al producirse la apertura de la válvula).

Figura 23. Esquema de un decantador de manto de lodo pulsante

Las características de la suspensión en los decantadores de manto de lodo pueden evaluarse según Ives K.J. en "Theory and Operation of Sludge Blanket Clarifiers" – Prog. Institute of Civil Engineers – vol. 39, pág. 243-260, England, 1968, por la siguiente ecuación:

$$N_{tm} = N_{om} \cdot e^{-\left(\frac{\eta_m \cdot G_{mm} \phi T_d}{\pi}\right)} \quad (29)$$

donde:

T_d = $t_1 - t_2$ = tiempo transcurrido entre t_1 cuando la válvula se encuentra cerrada y el tiempo t_2 para producir el vacío (s)

N_{om} = número de partículas en el manto por unidad de volumen al inicio (m^{-3})

N_{tm} = número de partículas remanentes por unidad de volumen (m^{-3})

η_m = eficiencia de los recorridos

ϕ = fracción de volumen de los flóculos

G_{mm} = gradiente de velocidad en el manto s^{-1}

La velocidad de sedimentación de la suspensión y de las partículas individuales están relacionadas según Ives, por:

$$U_{ss} = U_{sp} (1 - f \cdot \phi^{2/3}) \quad (30)$$

donde:

U_{ss} = velocidad de sedimentación de la suspensión (m/s)

U_{sp} = velocidad de sedimentación de las partículas floculentas (m/s)

f = factor de forma (igual a 2,78 para flóculos obtenidos luego de la coagulación en el mecanismo de barrido con uso de sales de hierro o aluminio)

Se ha sugerido que el manto de barro se comporta como un lecho fluidificado, para que la velocidad de ascensión, U_{asm} , en el plano de separación de las fases líquida y sólida (igual a U_{ss}) sea del orden de $0,5 U_{sp}$.

Con $U_{ss} = 0,5 U_{sp}$ y $f = 2,78$ se obtiene, $\phi = 0,076$ aplicando la ecuación 30.

Generalmente para flóculos obtenidos con coagulación en el mecanismo de barrido, utilizando sales de aluminio o de hierro, el valor de ϕ varía de 0,06 a 0,10.

Utilizando la ecuación 30 y considerando la pérdida de energía en el manto para estimar el gradiente de velocidad, Ives en el mismo trabajo propuso una ecuación para el proyecto del fondo de los decantadores de manto de lodo:

$$\sum_{D_{mi}}^{D_{ms}} G_{mm} \cdot f \cdot T_d = \left[(\gamma_s - \gamma_a) \pi / (4 Q \cdot \mu \cdot f^{9/2}) \right]^{1/2} \cdot (D_{mi}^2 / 2) \cdot F(D_{ms} / D_{mi}) \quad (31)$$

donde:

D_{ms}, D_{mi} = diámetro respectivamente de base superior e inferior del tronco del cono, (m)

γ_s y γ_a = peso específico respectivamente de los flóculos y del agua, (N/m^3)

μ = viscosidad absoluta del agua (N m s^{-2})

Q = caudal afluente (m^3/s)

El parámetro $F(D_{ms} / D_{mi})$ se puede obtener de la **Figura 24** en función de la relación (D_{ms} / D_{mi}) .

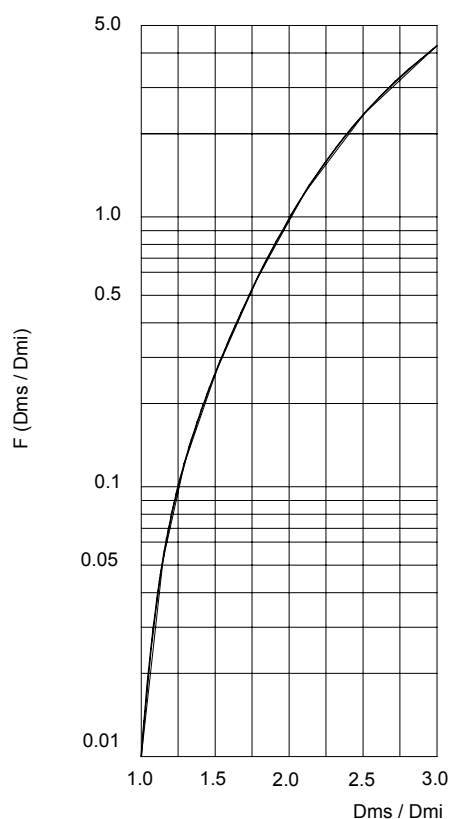


Figura 24. Relación entre $F(D_{ms} / D_{mi})$

Para aguas superficiales con turbiedad superior a 100 UT y bajo color verdadero, coaguladas con sulfato de aluminio en el mecanismo de barrido, el parámetro $\sum G_{mm} \cdot f \cdot T_d$ resulta generalmente entre 60 y 120. El diámetro D_{ms} (m) de la base superior se obtiene en función del caudal Q (m^3/s) y de la velocidad de sedimentación de la suspensión (m/s), calculada con la ecuación 30.

El diámetro D_{mi} para el mismo caudal Q (m^3/s) se calcula con la velocidad de sedimentación de las partículas floculentas U_{sp} (que interviene en esa ecuación). Generalmente $D_{ss} = 0,5 D_{sp}$, o sea que $D_{sp} = 2 D_{ss}$.

7. SEDIMENTACIÓN EN CONDUCTOS INCLINADOS

Con la generalización de los principios planteados a comienzos del siglo XX por Hazen (1904) y las contribuciones de Camp (1946, 1953) en las décadas del 40 y 50, se realizaron intentos dirigidos a aumentar la velocidad de escurrimiento superficial de un decantador, introduciendo pisos intermedios, paralelos al escurrimiento y al fondo en los decantadores convencionales, constituyendo los decantadores de fondos múltiples (ver **Figura 25**).

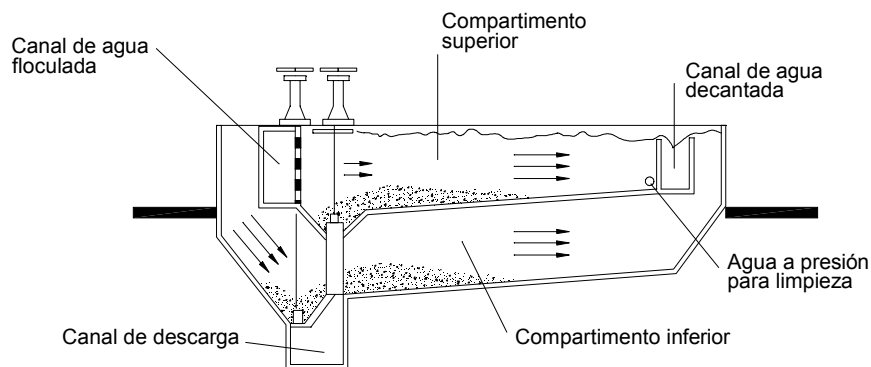


Figura 25. Esquema de un decantador de escurrimiento horizontal con fondos múltiples

Si en un decantador de altura H_u se introduce un piso intermedio a una altura h a partir del nivel de agua, se remueven las partículas con velocidad de sedimentación $U_{sb} \leq U_{so}$ como se ve en la **Figura 26**, lo que antes no sucedía.

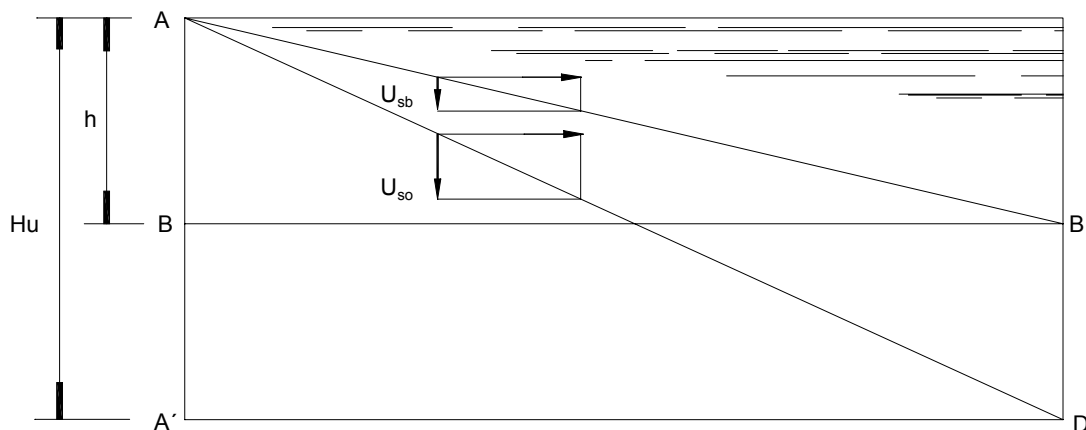


Figura 26. Introducción de losa intermedia en decantador convencional

Camp (1953) propuso un esquema preliminar de un decantador de escurrimiento horizontal con varios pisos intermedios provisto de un dispositivo mecanizado para extracción de barro. No se tiene conocimiento de la construcción de una instalación semejante.

Algunas plantas de tratamiento de agua en Brasil se ampliaron en base a ese principio, como se puede ver en los esquemas de la **Figura 27**, la reforma se realizó a inicios de la década del 70.

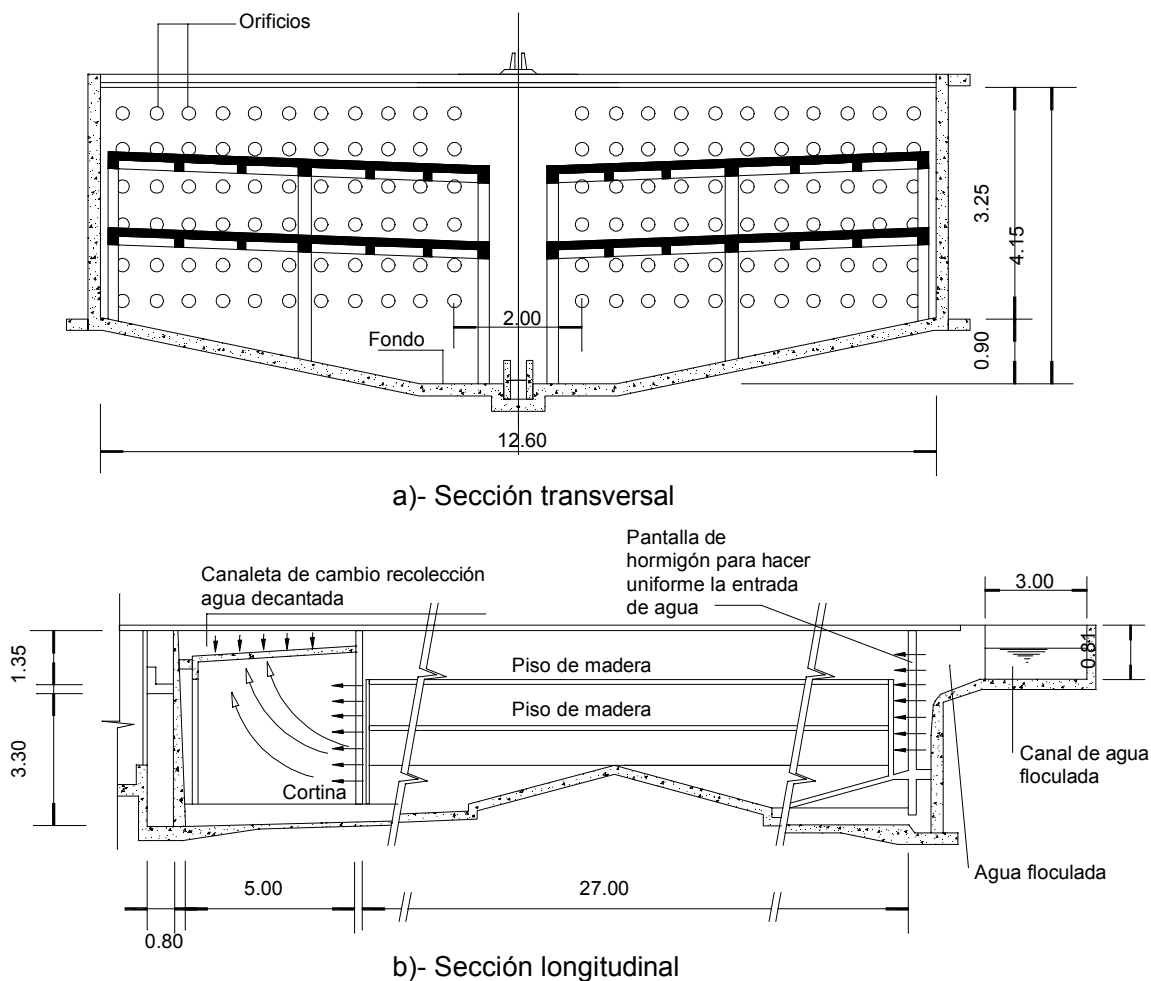


Figura 27. Esquemas de un decantador convencional de escurrimiento horizontal con pisos intermedios de madera para aumentar su capacidad

Teóricamente se puede admitir que la capacidad de un decantador como el de la **Figura 27** es el triple al triplicar su área en planta, como sucede en la planta de tratamiento que fue reformada en base a tal concepto.

En ese caso cada tercio del nuevo caudal escurre sobre uno de los tres fondos múltiples, de tal manera que la velocidad de escurrimiento superficial se mantuvo siempre igual a

$30 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$. Esa velocidad se puede denominar como velocidad o carga virtual efectiva de sedimentación, pues considera toda el área total cubierta por los pisos.

Por otra parte si se calcula la carga superficial como el cociente entre el caudal y el área superficial superior, resulta un valor de $90 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$. Esa carga puede denominarse “carga superficial aparente” y resulta siempre superior a la velocidad o carga de sedimentación efectiva.

Debido a esa circunstancia los decantadores en donde el proceso se produce en placas y conductos inclinados, suelen denominarse “decantadores de alta carga”.

Tanto la concepción de Camp como la mostrada en la **Figura 27** tuvieron un éxito limitado debido a las dificultades de funcionamiento de la unidad, especialmente en lo que se refiere a la remoción de barro.

Entre esas dificultades se menciona la necesidad de un dispositivo mecanizado de difícil operación y mantenimiento, de proyectar pisos intermedios con una altura tal que permitiese la entrada de una persona y además que el ángulo de inclinación del piso debía ser lo suficientemente grande para que el material depositado escurriera continuamente hacia el fondo del decantador.

A fines de la década del 80, Richter y Schuchardt (1989) presentaron información referente a la modificación de decantadores de una planta convencional, que fueron reformados de acuerdo a la nueva concepción que se aprecia en la **Figura 28**, logrando un aumento de la capacidad de 60 a 130 l/s. Ese sistema se aplica en Japón.

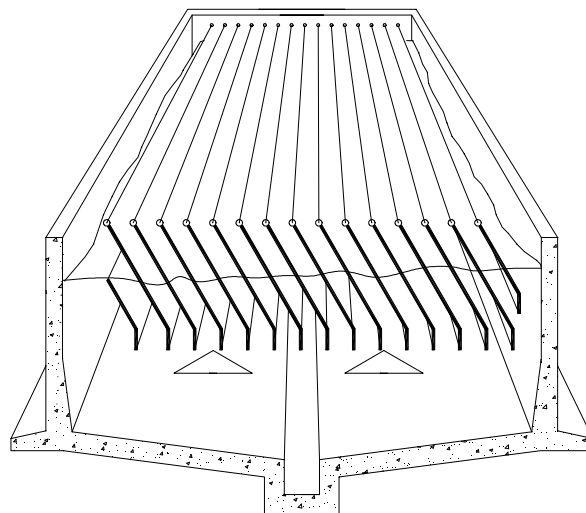


Figura 28. Decantador de flujo inclinado con láminas o lonas plásticas colocadas en decantadores convencionales existentes (Richter y Schuchardt, 1989)

La colocación de láminas de plástico o de lona, en sentido longitudinal a las unidades permite el aumento del área y la reducción de la altura destinada a la sedimentación, además de facilitar el deslizamiento del material depositado hacia el fondo del decantador. En la **Figura 29** se muestran los datos de turbiedad del agua decantada en

función de la turbiedad del agua cruda antes y después de la reforma. Se observa que con caudal mayor se produjo una mejora de la calidad del agua decantada. El principal problema que presenta este tipo de diseño es el almacenamiento temporario y la extracción de barros.

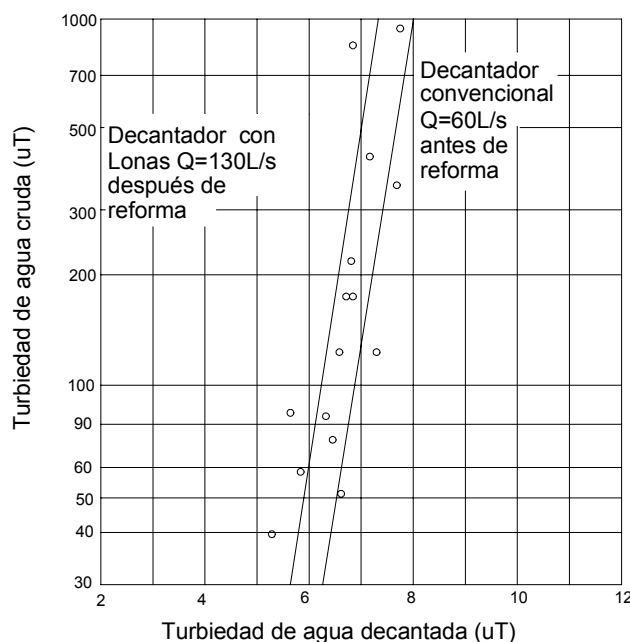


Figura 29. Resultados de la operación del decantador de flujo inclinado con lonas plásticas longitudinales utilizadas en decantadores convencionales (Richter y Schuchardt, 1989)

Luego de las consideraciones de Camp en 1953, el tema de la decantación en placas o conductos inclinados con cargas aparentes se estudió nuevamente en la década del 60, correspondiéndole a Culp y colaboradores (1967, 1968, 1969) la publicación de trabajos experimentales sobre la sedimentación en conductos de forma circular, cuadrada, rectangular, etc.

Luego de la investigación realizada con tubos en donde se estudiaron varios aspectos relativos a sus dimensiones, ángulo de inclinación respecto al plano horizontal, velocidad de aplicación, tiempo de detención, etc., los autores propusieron un decantador constituido por conductos de plástico con ángulo de inclinación igual a 5° respecto al plano horizontal, inclinación ésta que permitía la limpieza de los conductos simultáneamente al lavado de los filtros. Este diseño se utilizó en el proyecto de instalaciones de tratamiento de agua de pequeña capacidad.

A pesar de la disminución de la eficiencia de la sedimentación a medida que aumenta el ángulo de inclinación de los conductos respecto a la horizontal, Hansen y Culp (1967) observaron que la limpieza continua de los flóculos depositados por el escurrimiento de los mismos en sentido opuesto al de escurrimiento del agua floculada, facilitaba la operación de la planta de tratamiento cuando el ángulo era de 55 a 60°. En la **Figura 30**

se muestra la disposición de esos decantadores desarrollados, por los investigadores, para la Microfloc Inc. (Estados Unidos de América).

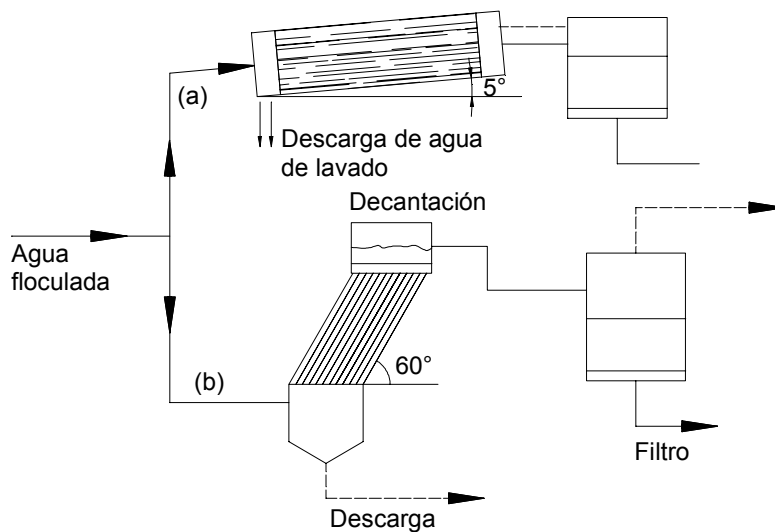


Figura 30. Disposición de los módulos tubulares en plantas compactas (Hansen y Culp, 1967)

Yao presentó en 1970 un estudio teórico pionero sobre la sedimentación que tiene lugar en el interior de conductos, analizando, inicialmente en su trabajo, el caso de perfiles de velocidad totalmente desarrollados. En ese trabajo de Yao (1970) y en otro posterior (Yao, 1973) se demostró que los escurrimientos de interés práctico son laminares, lo que permitió un abordaje analítico riguroso.

Yao (1970) concentró su atención en conductos circulares y canales entre placas planas paralelas. A pesar de haber planteado una primera formulación con algunas simplificaciones a favor de la seguridad, los conceptos que entonces se utilizaron han sido comúnmente adoptados hasta el presente. El aspecto de la exagerada seguridad, no conforma sobre todo a los ingenieros que utilizan los conceptos de Yao (1970, 1973), dado que el aumento de la seguridad en las plantas de tratamiento de agua implica un aumento en el costo de las obras a ejecutar.

Numerosos trabajos teóricos y experimentales sobre la sedimentación en conductos fueron realizados a fines de la década del 80 y durante la del 90, orientados a un mejor entendimiento de las características del escurrimiento en esas unidades y su influencia en la sedimentación de las partículas.

La evidencia práctica de que con la teoría de Yao (1970) las estructuras proyectadas están superdimensionadas la realizó Cunha (1989), cuyo trabajo fue corroborado posteriormente por los estudios teóricos y experimentales de Fadel y Baumann (1990). Estos demostraron que la sedimentación podía existir en situación de régimen no desarrollado a la entrada de los caños.

Fadel y Baumann (1990) estudiaron la sedimentación en caños de sección circular en el tramo de transición del escurrimiento de perfil plano hacia perfil parabólico, en la situación de régimen laminar.

Soares (1992) realizó un estudio amplio acerca de las características del escurrimiento y de la sedimentación de partículas en el tramo de transición de escurrimientos en conductos de sección rectangular y cuadrada, tratando de establecer nuevos criterios de proyecto para las estructuras de sedimentación en decantadores de alta carga aparente debida al uso de placas o conductos inclinados.

Costa Neto (1996) complementó los estudios teóricos de Soares (1992) considerando tanto el tramo de transición como el de perfil totalmente desarrollado en conductos inclinados a 60° con la horizontal, y comparó las trayectorias teóricas obtenidas con datos experimentales de Cunha (1989), comprobando que existía una considerable remoción de la turbiedad por la sedimentación de los flóculos en el tramo de transición de los conductos.

En el trabajo de Cunha (1989), el objetivo principal fue verificar la influencia que la relación ancho/alto de las dimensiones de los conductos ejercía en el desempeño de los mismos para diferentes condiciones de escurrimiento. Esa investigación se realizó en una instalación piloto montada en la última cámara de floculación de un sistema de cuatro unidades en serie, de una planta convencional de tratamiento de agua para abastecimiento público. Se varió la altura de los conductos entre 4 y 10 cm, para anchos comprendidos entre 5 y 180 cm, se estudiaron velocidades medias de escurrimiento entre 5 y 35 cm/min y se mantuvo constante e igual a 20 la relación largo/alto del conducto.

Paralelamente se montó una columna de sedimentación a fin de comparar los resultados obtenidos en los conductos en diferentes etapas del trabajo experimental, cuya duración fue de 6 meses, pues el desempeño observado en éstos estuvo en relación a las características operacionales de la planta de tratamiento, tales como caudal afluente, características del agua cruda, eficiencia de la coagulación, uso de polímero como auxiliar de floculación, etc.

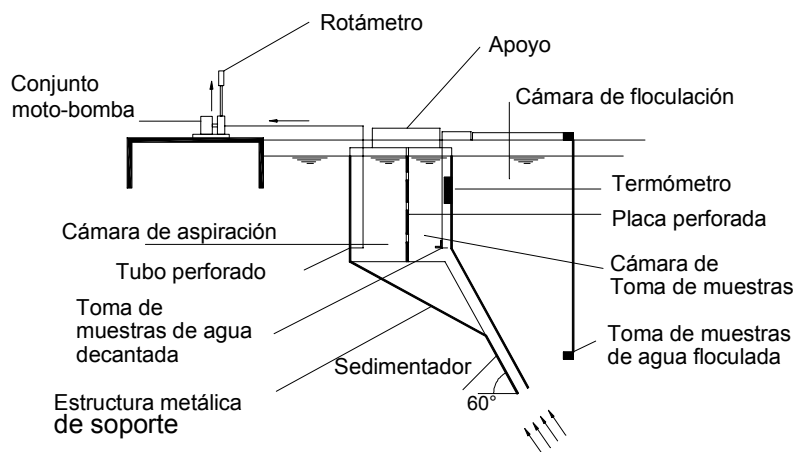


Figura 31. Esquema de la instalación piloto utilizada en los estudios en conductos de sección cuadrada y rectangular (Cunha, 1989)

En la **Figura 31** se muestra un esquema en corte de la instalación piloto utilizada por el investigador y en la **Figura 32** se ve la variación de la relación E_d/E_c (E_d : eficiencia de remoción de turbiedad en el conducto y E_c eficiencia de remoción de turbiedad en la

columna) en función del ancho del conducto b_d , para diferentes velocidades medias de escurrimiento (7, 14, 21 y 28 cm/min).

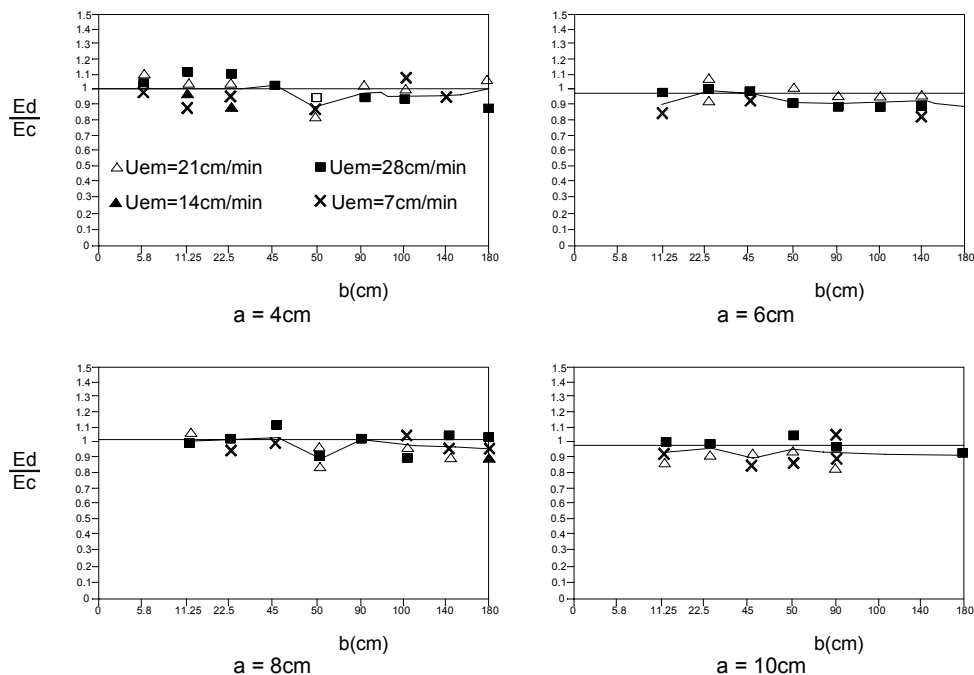


Figura 32. Eficiencia relativa de remoción de turbiedad E_d/E_c , en función del ancho del conducto para diferentes velocidades medias de escurrimiento (Cunha, 1989)

Los resultados permitieron establecer que las dimensiones físicas no influyen significativamente en el desempeño de los conductos e indicaron que la elección entre formas más tubulares o más anchas se debería decidir en base a los costos y consideraciones de orden práctico. En algunas situaciones, la longitud real del conducto fue inferior a la teórica del tramo de transición y sin embargo existió una considerable remoción de partículas.

Aunque el trabajo de Cunha (1989) representa una contribución significativa a un mejor entendimiento del fenómeno de la sedimentación en conductos, se debe destacar que el mismo se desarrolló con partículas floculentas, hecho que impidió el uso de la modelación matemática para verificar la trayectoria de las partículas.

Sólo al final de la década del 90 el trabajo teórico y experimental de Alcócer C. (1999), permitió plantear el problema de la trayectoria de partículas discretas, tanto las que ingresan en cualquier posición en relación al centro como en la arista superior de la sección del conducto en términos posibles de comprender.

La modelación matemática propuesta se comprobó en una investigación experimental. Este trabajo posibilita calcular la longitud necesario para que una partícula sea removida en el interior de conductos de sección cuadrada o rectangular considerando su sedimentación en el tramo de transición y en el del perfil totalmente desarrollado, cuyas aplicaciones prácticas considerando los módulos tubulares disponibles en el mercado se presentarán posteriormente.

8. CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS DEL ESCURRIMIENTO EN CONDUCTOS

8.1. CONSIDERACIONES SOBRE LOS TIPOS DE ESCURRIMIENTO

La hidráulica distingue dos tipos diferenciados de escurrimiento: laminar y turbulento.

Si se admite que el escurrimiento en un conducto sea laminar, su estructura está caracterizada por el movimiento suave en capas. En el escurrimiento laminar no existe mezcla macroscópica de las capas adyacentes del fluido.

Un filamento delgado de colorante inyectado en un escurrimiento laminar aparece como una línea única y no se dispersa (ver **Figura 33a**). Por otro lado, un filamento colorante inyectado en un escurrimiento turbulento se dispersa rápidamente en todo el fluido que escurre, como se observa en la **Figura 33c y d**.

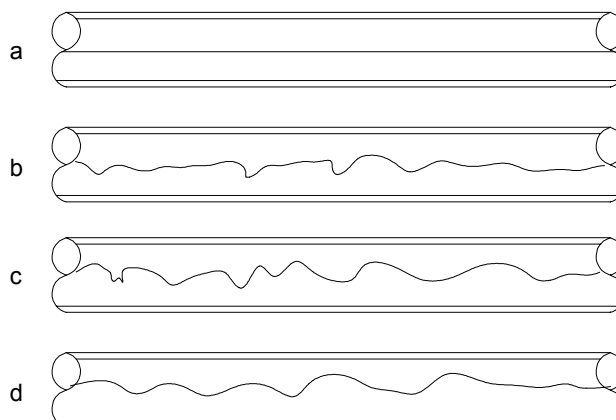


Figura 33. Visualización de un filete de colorante en escurrimiento laminar (a), escurrimiento de transición (b) y escurrimiento turbulento (c, d)

Siendo permanente el escurrimiento de un fluido en dirección longitudinal en el interior de un conducto, se consideran dos regiones que se visualizan en la **Figura 34**:

- 1). El tramo inmediatamente aguas abajo de la sección de entrada, denominado tramo de transición o tramo de establecimiento del escurrimiento, donde la forma del perfil de velocidades varía de sección a sección, tendiendo asintóticamente hacia una forma definida que caracteriza la región siguiente.
- 2). El segundo tramo, que se inicia al final del tramo de transición, se denomina tramo con perfil de velocidad totalmente desarrollada en donde la forma del perfil de velocidades no cambia de sección a sección.

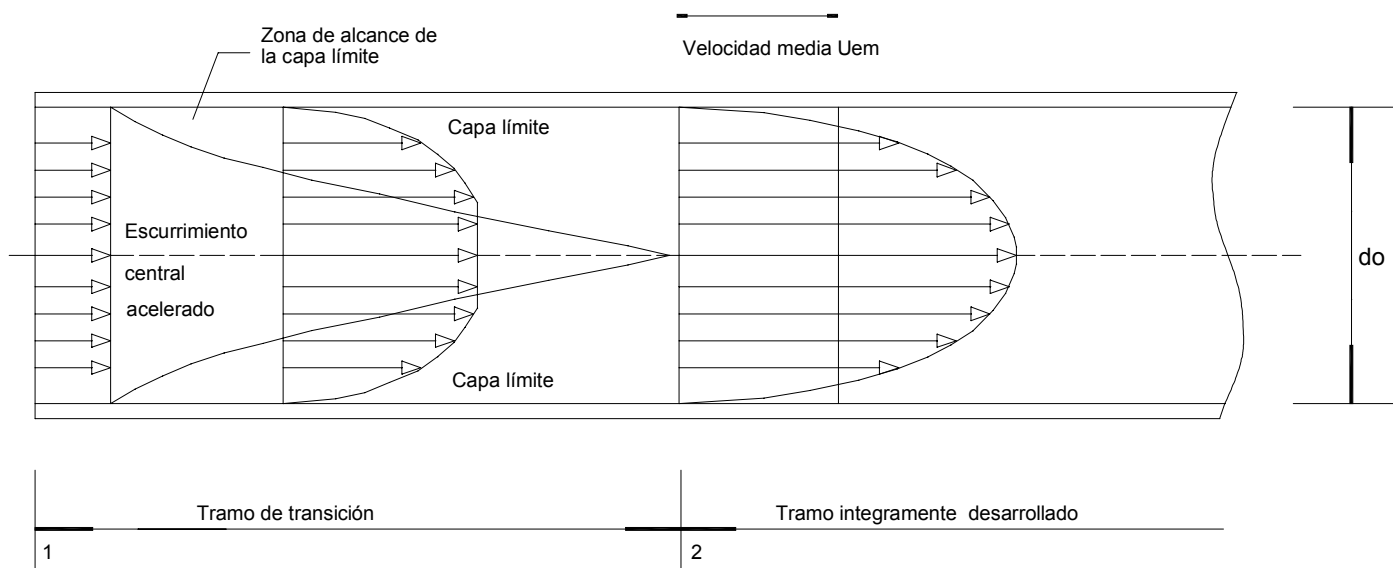


Figura 34. Representación esquemática del perfil de velocidades en un conducto genérico (Soares et al, 1997)

En el tramo de transición se definen dos subregiones: una de capa límite cuyo espesor crece hasta ocupar toda la sección del caño y otra en donde la velocidad es uniforme en cada sección, denominada núcleo potencial. En la capa límite se produce fricción con la pared del conducto, mientras que en el núcleo central hay aceleración del escurrimiento.

Cuando existe escurrimiento (incompresible y constante), el caudal y el área ocupada por el perfil de velocidades es el mismo en todas las secciones.

Cuando el escurrimiento es laminar, luego del total desarrollo del perfil de velocidades, éste se torna parabólico en conductos de sección circular (**Figura 35a**) y entre placas planas paralelas (**Figura 35b**). Son conocidas en ambos casos las ecuaciones del perfil de velocidades totalmente desarrollado. Sin embargo, en otras formas como la cuadrada y la rectangular las ecuaciones de los perfiles de velocidades son más complejas.

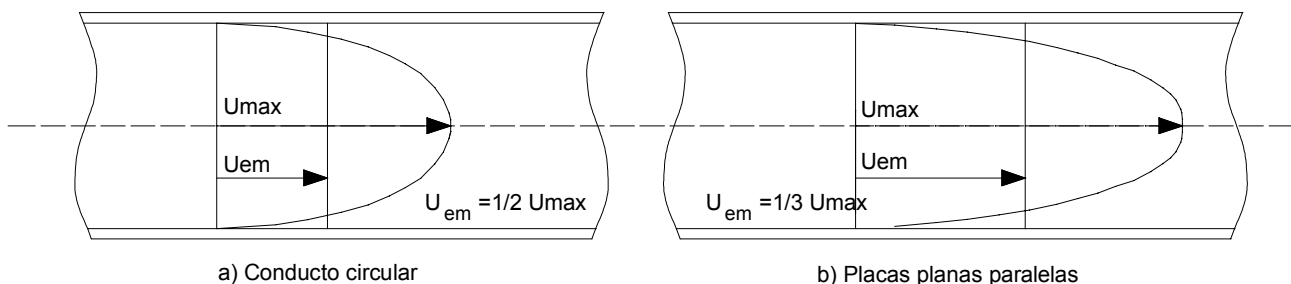


Figura 35. Perfil de velocidades enteramente desarrollado en el régimen de escurrimiento laminar (Di Bernardo, 1993)

8.2. PERFIL DE VELOCIDADES EN LOS CONDUCTOS

A continuación se presentan y analizan los principales trabajos y modelos matemáticos para el cálculo del perfil de velocidades en los tramos de transición y de perfil enteramente desarrollado en los conductos.

8.2.1. *Perfil de Velocidades en el Tramo de Transición*

El desarrollo del escurrimiento en la región de entrada o tramo de transición en cualquier sección del conducto genéricamente para condiciones de régimen laminar no tiene una solución. La dificultad en el análisis se debe a la naturaleza, no lineal de los términos de inercia, los cuales se encuentran en la ecuación del movimiento. Se propusieron diversos métodos entre los cuales se distinguen cuatro grupos de soluciones al problema.

El primer grupo son los métodos en donde se hace lineal el término de inercia, adecuados para plantear soluciones continuas para la distribución de velocidades y de presión estática, desde la región de entrada hasta el perfil totalmente desarrollado. Tales linearizaciones fueron obtenidas por Langhaar (1942) para conductos circulares, Han (1960) para conductos rectangulares y Sparrow y otros (1964) para placas paralelas y conductos circulares.

El segundo grupo consiste en utilizar la formulación integral de la ecuación de movimiento y de la ecuación de continuidad en capas límites, que se desarrollan en toda la longitud de las paredes del conducto a partir de la entrada. El perfil de velocidades es desarrollado por un polinomio, al igual que en el método de Karman-Pohlhausen para capas límites de escurrimientos externos.

La utilización de ese método para conductos circulares y para escurrimiento entre placas planas paralelas fue realizada por Schiller (1922). Posteriormente se efectuaron algunas modificaciones realizadas por Siegel (1953) y Campell y otros (1963).

El tercer grupo de soluciones se integra con aquéllas que subdividen la región de entrada en dos zonas. En la zona anexa a la entrada se utiliza una formulación diferencial con las hipótesis del modelo de capa límite. Soluciones aproximadas se obtienen representando el perfil de velocidades por una serie. En la zona alejada de la entrada, las soluciones se obtienen en forma de perturbaciones del perfil de velocidad desarrollado, conforme lo sugerido por Boussinesq en 1891.

El escurrimiento en la región de entrada se obtiene por la continuidad impuesta a las dos soluciones que se deben unir sin discrepancia en un plano dentro de la región de transición. Ese método fue utilizado por Schlichting (1934) para el caso de escurrimiento entre placas paralelas. Atkinson y otros (1938) utilizaron la misma técnica para estudiar el escurrimiento en conductos circulares.

Finalmente en el cuarto grupo figuran las soluciones numéricas de las ecuaciones diferenciales del movimiento y de continuidad, reducidas a ecuaciones de diferencias finitas. Esa técnica fue utilizada por Bodoia y otros (1961) para obtener soluciones en placas paralelas.

A partir del perfil de velocidades asumido en todo el tramo de transición de un conducto circular, Langhaar (1942) propuso una ecuación para determinar la longitud del tramo de transición, dada por:

$$L_t = \frac{l_t}{D} = 0,058 \text{ Re} = 0,058 \frac{U_{em} D}{\nu} \quad (32)$$

donde:

U_{em} : velocidad media de escurrimiento (m/s)

D : diámetro del conducto circular (m)

ν : viscosidad cinemática del agua (m²/s)

l_t : longitud del tramo de transición (m)

L_t : longitud relativa de transición (l_t/D)

En base a las funciones de Bessel, Langhaar (1942) propuso una ecuación para determinar los perfiles de velocidades a lo largo del tramo de transición de un conducto circular, semejante a las que se muestran en la **Figura 36**, donde r es la coordenada radial, a_r es el radio del conducto circular, U_x es la velocidad de escurrimiento en un punto cualquiera y U_{em} , la velocidad media de escurrimiento.

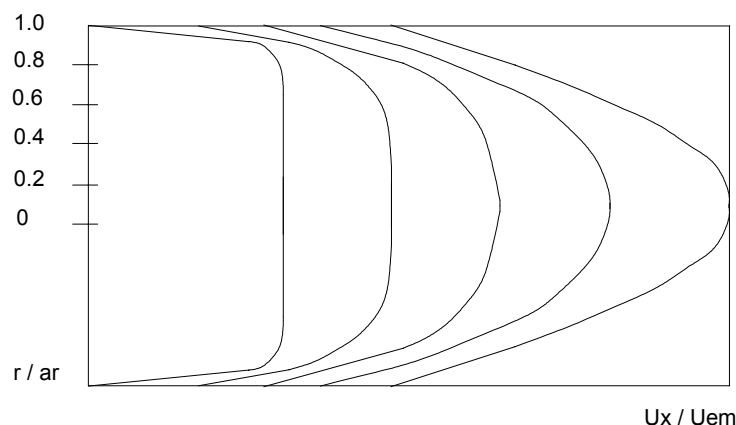


Figura 36. Perfiles teóricos de velocidad en el tramo de transición en conducto circular (Langhaar, 1942)

A partir de datos experimentales existentes en la literatura, Di Bernardo y otros (1991) presentaron la ecuación 33 para determinar el tramo de transición de conductos de sección cuadrada y rectangular. Cabe resaltar que esa ecuación se utiliza con seguridad para conductos con relación ancho/alto hasta 5.

$$L_t = \frac{l_t}{D_c} = C_t Re \quad (33)$$

donde:

D_c : dimensión característica del escurrimiento (m)

C_t : coeficiente que depende de la geometría del conducto

Re : número de Reynolds

$$Re = \frac{U_{em} D_c}{\nu} \quad (34)$$

en donde $D_c = 4 \times \text{área de la sección mojada} / \text{perímetro mojado}$

En la **Tabla 3** se presentan los valores de C_t propuestos por diferentes autores para conductos circulares, rectangulares y placas planas paralelas.

Conductos circulares		Placas planas		Conductos rectangulares	
	C_t		C_t		C_t
Langhaar	0.0580	Schlichting	0.0100	Han	0.075
Schiller	0.0288	Sparrow	0.0065	Goldstein y Kreid	0.090
				Sparrow	≥ 0.080

Tabla 3. Coeficientes C_t , para diferentes secciones

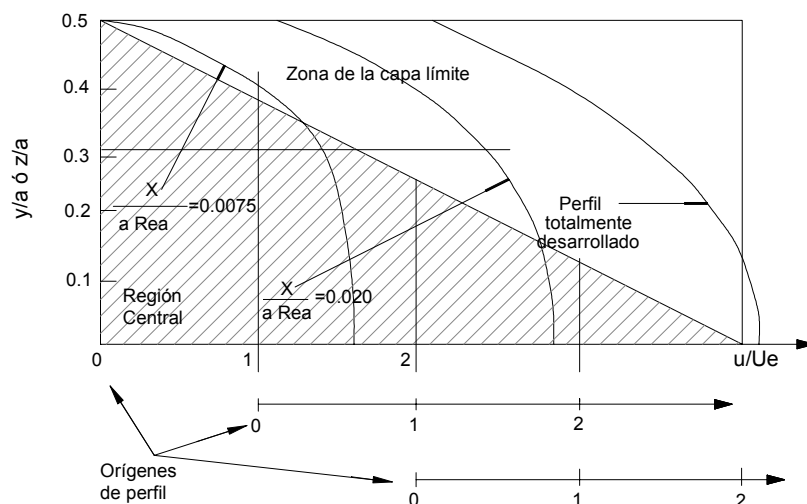


Figura 37. Desarrollo del perfil de velocidad en conducto de sección cuadrada en el plano central (Goldstein y otros, 1967)

Autores como Goldstein y otros (1967) citan el trabajo teórico de Han (1960) donde la constante C_t es igual a 0,075 para un conducto de sección cuadrada. Sin embargo, luego de realizar una investigación experimental utilizando anemometría láser, los autores obtuvieron perfiles reales de velocidad (**Figura 37** y **Figura 38**) para dos secciones transversales distintas, central y diagonal, en las cuales se muestra la evolución de la región central acelerada y de la capa límite. Esos investigadores concluyeron que la constante C_t , para aquellos conductos, debe ser del orden de 0,09.

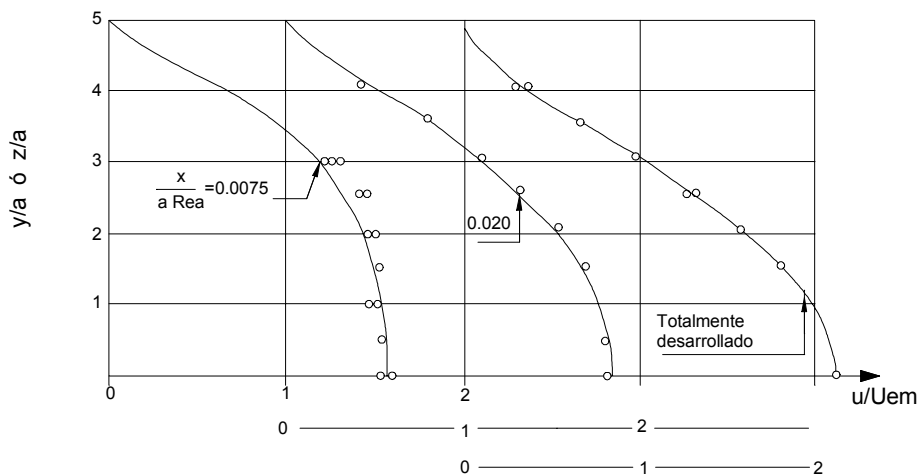


Figura 38. Desarrollo del perfil de velocidad en conducto de sección cuadrada en el plano diagonal (Goldstein y otros, 1967)

En la **Figura 39** se aprecia la concordancia de los resultados experimentales de la variación de la velocidad en el centro de conductos de sección cuadrada obtenidos por Goldstein y otros (1967), cuando son comparados con los resultados teóricos obtenidos por Han (1960).

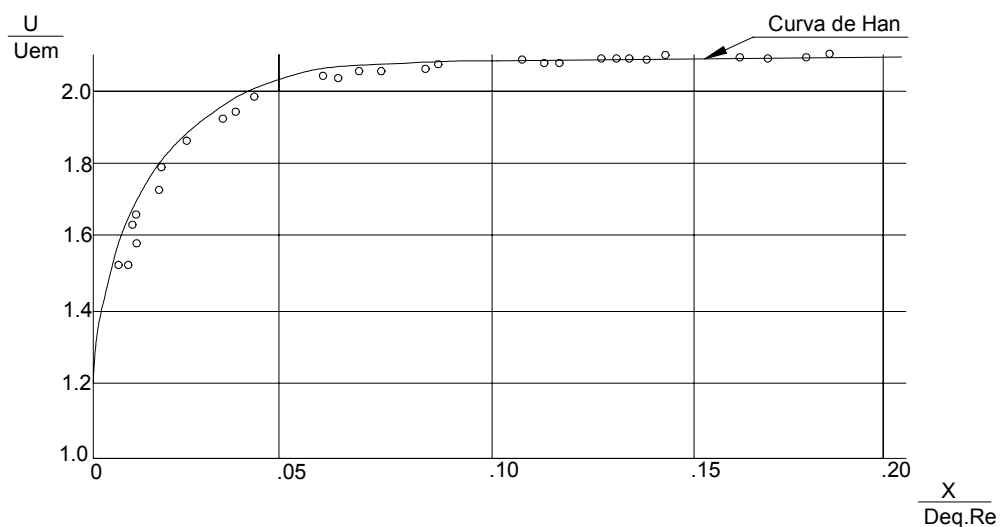


Figura 39. Variación de la velocidad en el centro del conducto cuadrado (Goldstein y otros, 1967)

Sparrow y otros (1967) tomaron medidas del perfil de velocidades en conductos de sección rectangular con relaciones ancho/alto iguales a 2 y 5, utilizando aire como fluido.

En la **Figura 40** se muestra la variación del perfil de velocidades en el centro de los conductos mencionados, siendo u la velocidad en un punto de la longitud x y U_0 la velocidad en el centro.

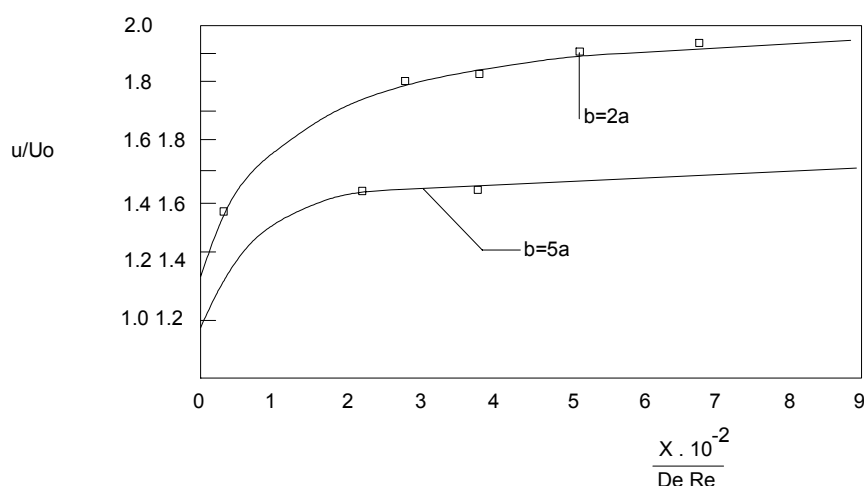


Figura 40. Variación de la velocidad en el centro de los conductos rectangulares (Sparrow y otros, 1967)

En la **Figura 41** se ve la evolución de la región central acelerada y la formación de la capa límite. Esos investigadores arribaron a la conclusión de que la constante C_t para las dos secciones rectangulares estudiadas, debería ser mayor o igual a 0,08.

A continuación se analiza la situación ideal en donde el escurrimiento del fluido no se ve perturbado por la presencia de las partículas. Aunque ésta sea una situación simplificada, se trata de una buena aproximación para la resolución del problema de transferencia de masa originado por la sedimentación para los casos en donde la concentración de partículas en el medio líquido no es muy elevada, situación que generalmente se encuentra en las plantas de tratamiento de agua.

En caso que la concentración de partículas sea elevada, un primer problema que puede ocurrir es la aparición de corrientes de densidad que desplazan grandes masas de líquido, distorsionando el perfil de velocidades en relación al de la situación ideal. Un segundo problema es que la influencia de las características de las partículas, en cuanto a si son discretas o floculentas, es más pronunciada para altas concentraciones, siendo necesario efectuar una modelación más detallada del fenómeno de sedimentación. En ese caso se acepta que la sedimentación de partículas no interfiere en el escurrimiento del fluido, siendo posible calcular el perfil de velocidades de escurrimiento y superponer posteriormente la sedimentación de las partículas para estudiar sus trayectorias.

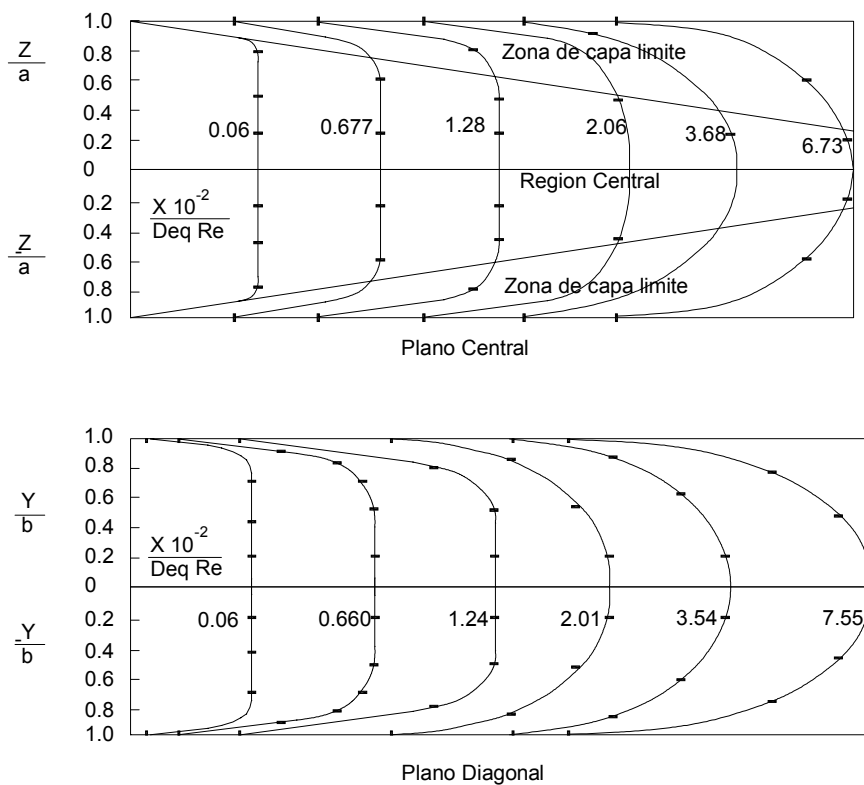


Figura 41. Perfiles de velocidad en conducto rectangular con ancho/alto = 2 (Sparrow y otros, 1967)

Definir el perfil de velocidades en el tramo de transición entre la entrada del conducto y la situación de escurrimiento desarrollado no es un problema simple. Las soluciones encontradas en la literatura son aproximadas, basadas en linearizaciones convenientes de las ecuaciones de Navier-Stokes. Se utilizó el procedimiento propuesto por Langhaar, citado por Han (1960), para calcular los perfiles de velocidades, la evolución de la presión y la longitud del tramo de transición en conductos de sección cuadrada y rectangular.

Han (1960) presenta detalladamente su procedimiento de cálculo así como los resultados, siendo posible reproducirlos con precisión. Según el autor, la ecuación de la cantidad de movimiento aplicada a la capa límite en la dirección axial y la ecuación de continuidad presentadas a continuación corresponden a un conducto genérico, conforme el sistema de coordenadas de la **Figura 42**.

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \left[\frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} \right] \quad (35)$$

y

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial u}{\partial z} = 0 \quad (36)$$

donde:

u, v, w : componentes de la velocidad de escurrimiento en los ejes (x), (y) y (z), respectivamente (LT^{-1})

p : presión ($ML^{-1}T^{-2}$)

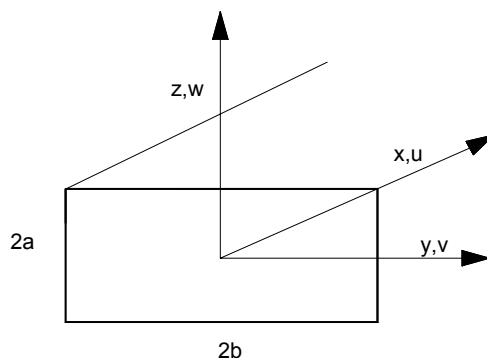


Figura 42. Sistema de coordenadas de un conducto genérico (Han, 1960)

La expresión para el cálculo de las velocidades en cada punto de la sección cuadrada o rectangular en el tramo de transición, obtenida por Han (1960) a partir de las ecuaciones 35 y 36, es dada por:

$$\frac{u}{U_{em}} = \frac{\pi^2}{4} \frac{\sum_{m,n=1,3,5,\dots}^{\infty} \frac{(-1)^{\frac{m+n}{2}-1} \cos\left(\frac{m\pi z}{2a}\right) \cos\left(\frac{n\pi y}{2b}\right)}{mn \left[m^2 + n^2(a/b)^2 + \left(\frac{2\beta a}{\pi}\right)^2 \right]}}{\sum_{m,n=1,3,5,\dots}^{\infty} \frac{1}{m^2 n^2 \left[m^2 + n^2(a/b)^2 + \left(\frac{2\beta a}{\pi}\right)^2 \right]}} \quad (37)$$

donde:

u : velocidad de escurrimiento en cada punto dado por las coordenadas en los ejes z e y (m/s).

U_{em} : velocidad media de escurrimiento en la sección transversal del conducto (m/s).

$2a$ y $2b$: alto y ancho de la sección transversal (m)

β : parámetro que proviene de la linearización efectuada, la cual asume el valor cero para perfil de velocidad completamente desarrollado ($u = U_{max}$) y tiende a ∞ para perfil de velocidad uniforme ($u = U_{em}$) supuesto en la entrada (es una

función de la distancia x , a partir de la entrada del conducto, la cual se determina por aproximación numérica).

m, n : números enteros impares de la serie de Fourier.

Interesa establecer la velocidad u correspondiente a la trayectoria de la partícula que se encuentra en la posición más desfavorable del conducto (o sea, aquella partícula que necesita de mayor longitud de conducto para sedimentar, lo cual determina la necesaria longitud del conducto).

De este modo, admitiendo que la velocidad de sedimentación U_s alcanza su valor terminal inmediatamente después del ingreso de la partícula en el escurrimiento, el procedimiento general es el de acompañar esa única partícula en el escurrimiento, para establecer la longitud del conducto, ya que las demás partículas sedimentan en distancias menores.

No obstante esa observación, la sedimentación de las partículas ubicadas en la arista superior en la entrada al conducto es importante para determinar el área efectiva utilizada en la sedimentación, conforme se muestra posteriormente.

Partiendo de la ecuación 35, en el eje central, $x = 0$, $z = a$ e $y = 0$, resulta una ecuación del siguiente tipo:

$$\frac{\partial}{\partial x} \int_A \left(u^2 - \frac{u_0^2}{2} \right) dz dy = \nu \int_A \left((\nabla^2 u) - (\nabla^2 u)_0 \right) dz dy \quad (38)$$

Los integrales de la ecuación 38 están en función de β y, conforme lo sugerido por Han (1960), se tiene:

$$I_1(\beta) = \int_A [u^2 - u_0^2/2] dz dy \quad (39)$$

$$I_2(\beta) = \left\{ n \int_A [\nabla^2 u - (\nabla^2 u)_0] dz dy \right\}^{-1} \quad (40)$$

De las ecuaciones 39 y 40, Han (1960) propuso las siguientes relaciones:

$$\frac{d}{dx} (I_1) = \frac{1}{I_2} \quad (41)$$

$$x = \int_{\beta=\infty}^{\beta} I_2 d(I_1) \quad (42)$$

En la ecuación 42 se tiene la relación entre x y β . Para un valor dado de la relación a/b , el trabajo numérico consiste en:

- 1). atribuir una serie de valores a β en la ecuación 42;
- 2). calcular las integrales I_1 e I_2 ;

- 3). determinar los valores de l_2 en función de l_1 ;
- 4). integrar numéricamente la ecuación 41, o sea, calcular el área de la curva l_2 en relación a l_1 (el área representa el valor de x correspondiente al valor de β al final de la integración).

Con la intención de reducir el tiempo de cálculo computacional, la ecuación 37 se puede transformar en:

$$\frac{u}{U_{em}} = \frac{F_1}{F_2} \quad (43)$$

donde:

$$F_1 = \frac{1}{\beta^2 a^2} \left(\frac{\cosh \beta z}{\cosh(\beta a)} - 1 \right) + \sum_{n=1,3,5}^{\infty} \frac{16 (-1)^{\frac{n-1}{2}} \cos \left[\frac{n\pi z}{2a} \right]}{\pi^3 n \left[n^2 + \left(\frac{2\beta a}{\pi} \right)^2 \right]} \cdot \frac{\cosh \left\{ \frac{\pi}{2a/b} \left[n^2 + \left(\frac{2\beta a}{\pi} \right)^2 \right]^{\frac{1}{2}} \right\} \frac{y}{b}}{\cosh \left\{ \frac{\pi}{2a/b} \left[n^2 + \left(\frac{2\beta a}{\pi} \right)^2 \right]^{\frac{1}{2}} \right\}} \quad (44)$$

y

$$F_2 = \frac{1}{\beta^2 a^2} \left(\frac{\tanh(\beta a)}{\beta a} - 1 \right) + \sum_{n=1,3,5}^{\infty} \frac{32}{\pi^4 n^2 \left[n^2 + \left(\frac{2\beta a}{\pi} \right)^2 \right]} \cdot \frac{\tanh \left\{ \frac{\pi}{2a/b} \left[n^2 + \left(\frac{2\beta a}{\pi} \right)^2 \right]^{\frac{1}{2}} \right\}}{\frac{\pi}{2a/b} \left[n^2 + \left(\frac{2\beta a}{\pi} \right)^2 \right]^{\frac{1}{2}}} \quad (45)$$

La suma infinita en las ecuaciones 44 y 45 se cambia por la suma finita con el índice n (números impares) variando de 1 a 199. Las integrales de l_1 y l_2 se calculan con precisión hasta la octava cifra decimal.

La longitud del tramo de transición se define como la distancia a partir de la entrada hasta el punto en donde la velocidad en la línea central resultante, es igual al 99% de la velocidad que existe cuando el perfil se encuentra totalmente desarrollado.

8.2.2. Perfil de Velocidad Enteramente Desarrollado

A partir de la ecuación de Navier-Stokes, aplicada al escurrimiento del agua en el conducto rectangular o cuadrado en régimen laminar (ver **Figura 43**), se tiene:

$$\frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z} = X - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \left[\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} \right] \quad (46)$$

donde:

x, y, z : coordenadas cartesianas;

u : componente de la velocidad en la dirección x ;

v : componente de la velocidad en la dirección y ;

w : componente de la velocidad en la dirección z ;

ν : viscosidad cinemática (m^2/s)

b : ancho (m);

a : altura (m);

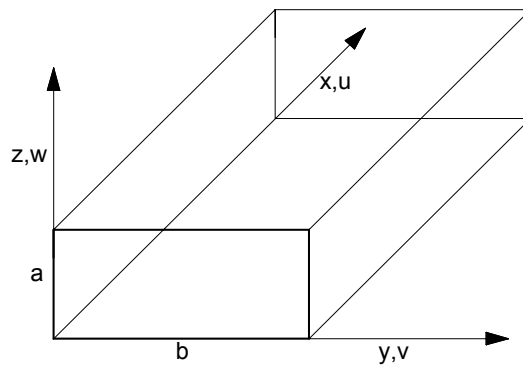


Figura 43. Sistema de coordenadas para un conducto cuadrado o rectangular.
Perfil de velocidades enteramente desarrollado (Rouse, 1959)

Se consideraron las siguientes hipótesis:

i) no existe ningún gradiente de presión en las direcciones y y z ;

ii) para el caso $\theta = 60^\circ$ (conducto inclinado), existen fuerzas de masa, resultando:

$$X = -\rho \cdot g \cdot \sin\theta = g \cdot \frac{\partial h}{\partial x} \quad (47)$$

iii) el fluido es incompresible.

iv) las velocidades v y w son iguales a cero, o sea las velocidades en los ejes y y z son nulas.

Considerando las condiciones establecidas, la ecuación 46 es igual a:

$$\left[\frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} \right] = - \frac{1}{\mu} \frac{\partial (\rho g + p)}{\partial x} = - \frac{1}{\mu} \frac{\partial p^*}{\partial x} \quad (48)$$

La solución de la ecuación 48 es:

$$u = \frac{a^2}{2\mu} \frac{\partial P^*}{\partial x} \frac{y}{a} \left(\frac{y}{a} - \frac{b}{a} \right) + \sum_{m=1}^{\infty} \operatorname{sen} \left(\frac{m \cdot \pi \cdot y}{b} \frac{a}{a} \right) \left(A_m \cosh \left(\frac{m \cdot \pi \cdot z}{b} \frac{a}{a} \right) + B_m \operatorname{senh} \left(\frac{m \cdot \pi \cdot z}{b} \frac{a}{a} \right) \right) \quad (49)$$

Los coeficientes A_m y B_m se determinan a través de las condiciones de borde, o sea:

$$u = 0 \text{ para } y = 0$$

$$y = b$$

$$u = 0 \text{ para } z = 0$$

$$z = a$$

Si $z = 0$ en la ecuación 49, se obtiene:

$$0 = \frac{a^2}{2\mu} \frac{\partial P^*}{\partial x} \frac{y}{a} \left(\frac{y}{a} - \frac{b}{a} \right) + \sum_{m=1}^{\infty} A_m \operatorname{sen} \left(\frac{m \pi y}{b} \frac{a}{a} \right) \quad (50)$$

donde el coeficiente A_m se encuentra por medio de la fórmula de Fourier, resultando:

$$A_m = - \frac{2b^2}{\mu m^3 \pi^3} \frac{\partial P^*}{\partial x} [\cos(m\pi) - 1] \quad (51)$$

Si $z = a$ en la ecuación 49, se tiene:

$$0 = \frac{a^2}{2\mu} \frac{\partial P^*}{\partial x} \frac{y}{a} \left(\frac{y}{a} - \frac{b}{a} \right) + \sum_{m=1}^{\infty} \operatorname{sen} \left(\frac{m \pi y}{b} \frac{a}{a} \right) (A_m \cosh mn\pi + B_m \operatorname{senh} mn\pi) \quad (52)$$

Combinando las ecuaciones 51 y 52, resulta:

$$B_m = -A_m \left(\frac{\cosh(mn\pi) - 1}{\operatorname{senh}(mn\pi)} \right) \quad (53)$$

La velocidad media de escurrimiento está dada por:

$$U_{em} = \frac{\int_0^a \int_0^b u(z,y) dz dy}{\int_0^a \int_0^b dz dy} \quad (54)$$

o sea:

$$U_{em} = \frac{1}{\mu} \frac{\partial P^*}{\partial x} \left[-\frac{b^2}{12} + \sum_{m=1}^{\infty} \frac{2b^3}{m^5 \cdot \pi^5 \cdot a} (\cos(m \cdot \pi) - 1)^2 \left(\sinh(m \cdot n \cdot \pi) - \frac{(\cosh(m \cdot n \cdot \pi) - 1)^2}{\sinh(m \cdot n \cdot \pi)} \right) \right] \quad (55)$$

y :

$$\frac{u}{U_{em}} = \frac{\frac{a^2}{2} \frac{y}{a} \left(\frac{y}{a} - \frac{b}{a} \right) + \sum_{m=1}^{\infty} \sinh \left(\frac{m \cdot \pi \cdot y}{b} \frac{a}{a} \right) \left(A_m \cosh \left(\frac{m \cdot \pi \cdot z}{b} \frac{a}{a} \right) + B_m \sinh \left(\frac{m \cdot \pi \cdot z}{b} \frac{a}{a} \right) \right)}{\left[-\frac{b^2}{12} + \sum_{m=1}^{\infty} \frac{2b^3}{m^5 \cdot \pi^5 \cdot a} (\cos(m \cdot \pi) - 1)^2 \left(\sinh(m \cdot n \cdot \pi) + \frac{(\cosh(m \cdot n \cdot \pi) - 1)^2}{\sinh(m \cdot n \cdot \pi)} \right) \right]} \quad (56)$$

9. MODELACIÓN MATEMÁTICA PARA LA SEDIMENTACIÓN DE PARTÍCULAS EN ESCURRIMIENTO INCLINADO

La ecuación 43 con los valores de F_1 y F_2 , dados por las ecuaciones 44 y 45, respectivamente, se utiliza para la determinación de la velocidad en cualquier posición a partir de la entrada, mientras que la ecuación 56 permite calcular la velocidad en cualquier posición para el perfil enteramente desarrollado, cuando se conocen las características del conducto y del escurrimiento. A continuación se presentan los modelos matemáticos que permiten calcular la trayectoria de partículas discretas que entran en el conducto, junto a la arista superior del mismo.

9.1. SEDIMENTACIÓN EN EL TRAMO DE TRANSICIÓN DEL CONDUCTO

El cálculo de las trayectorias puede realizarse siguiendo el procedimiento propuesto por Fadel y Baumann (1990), con las modificaciones necesarias debidas a las alteraciones de geometría de los conductos y a las características propias del programa computacional desarrollado, pues esos autores estudiaron solamente la sedimentación en conductos circulares y horizontales.

Los pasos a seguir para el cálculo de la trayectoria son los siguientes:

a) la partícula se encuentra en el punto A, sección I, de la **Figura 44**:

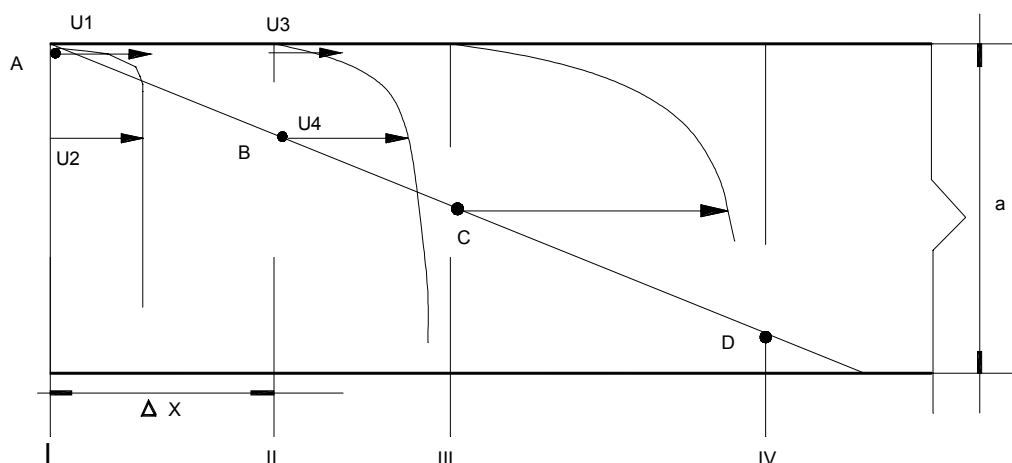


Figura 44. Esquema del pasaje de la partícula en el interior del conducto, basado en el procedimiento de Fadel y Baumann (1990)

b) la partícula alcanza el punto B en la sección II, a una distancia Δx del origen;

c) se considera que la distancia de sedimentación entre A y B es $\Delta z_0 = 0,05a$ (primera aproximación);

d) a partir de un valor de Δx arbitrado, se calcula β (ecuación 42) y el perfil de velocidades en las secciones I y II (ecuación 43);

e) se admite que la velocidad de la partícula en la dirección del escurrimiento sea igual a:

$$U_m = \frac{U_1 + U_2 + U_3 + U_4}{4} \quad (\text{velocidades indicadas en la Figura 44})$$

f) se calcula el tiempo necesario para que la partícula vaya del punto A al punto B como

$$\Delta t = \frac{\Delta x}{U_m}$$

g) se calcula la distancia de sedimentación a partir de $\Delta z_1 = U_s \Delta t$;

h) se compara Δz_1 y Δz_0 . Si la diferencia fuese mayor que un error preestablecido, se impone $\Delta z_1 = \Delta z_0$ y se reevalúa Δx , en la forma Δt (corregido) = $(\Delta z_1 / U_s) - (\Delta z_0 / U_s)$, siendo Δx corregido dado por el producto de U_m por Δt corregido. A partir de Δx corregido, se repiten los pasos e, f y g. En caso contrario, si la diferencia entre Δz_1 y Δz_0 es menor o igual al error preestablecido se ejecuta el paso i;

i) la velocidad U_4 pasa a ser la velocidad U_1 para el tramo entre las secciones II y III;

j) se repiten los pasos aquí descriptos para el tramo II a III y sucesivamente para los demás tramos hasta alcanzar el fondo del conducto o la longitud del tramo de transición para esta situación de escurrimiento;

k) la suma de las longitudes incrementales Δx suministra la longitud necesaria para la sedimentación de la partícula.

El cálculo de los perfiles de velocidad y de la trayectoria de las partículas se efectúa en computadora por medio de métodos numéricos. Hay que tener en cuenta la simplificación efectuada respecto al uso de la velocidad media de las cuatro velocidades indicadas en la **Figura 44** y proceder de acuerdo al procedimiento descripto.

La media de las velocidades se calcula con los valores de los puntos extremos de partida y llegada de la partícula, en cada intervalo admitido a lo largo de X o sea cada Δx . Evidentemente, si $\Delta x \rightarrow 0$, las velocidades tenderán a un valor único y la media representará el valor exacto de la velocidad en el punto considerado. En consecuencia $\Delta z = 0$ no permite que se avance en el cálculo de la trayectoria de la partícula que está sedimentando con U_s .

En la **Figura 45** se presenta utilizando el procedimiento propuesto por Fadel y Baumann (1990), la trayectoria de una partícula que entra en la parte superior central de un conducto circular de 75 mm de diámetro, para las siguientes condiciones: $U_{em} = 45$ cm/min, $U_s = 3,0$ cm/min, $\theta = 5^\circ$, temperatura del agua = 32°C , longitud del tramo de transición = 2,7 m, tiempo medio de sedimentación = 2,5 min. Se puede apreciar en la figura que la partícula sedimenta a una distancia del orden de 1,5 m, inferior en todo el tramo de transición.

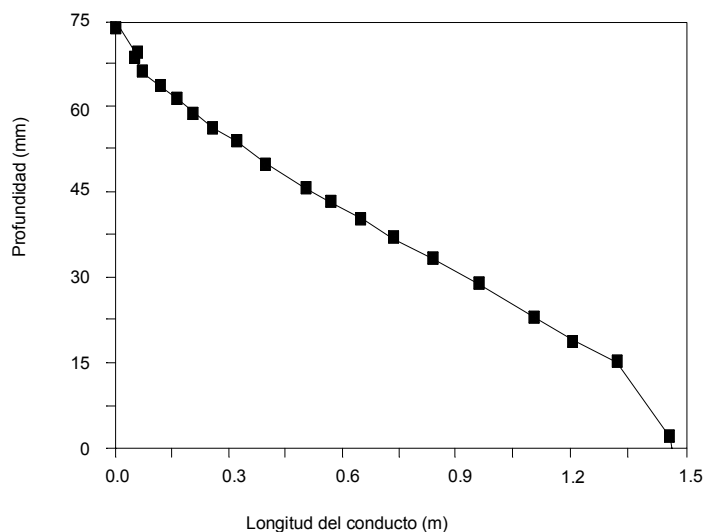


Figura 45. Trayectoria de una partícula discreta en un conducto circular sedimentando en el tramo de transición (Fadel y Baumann, 1990)

Soares y otros (1997) presentaron resultados teóricos sobre las trayectorias de una partícula que ingresa junto a la arista superior en el plano central del conducto, en un escurrimiento con número de Reynolds de referencia $Re_b = 579,12$ (próximo a 500 configurando un régimen de escurrimiento laminar) y velocidad de sedimentación de referencia $U_{sb} = 0,00051$ m/s (3,06 cm/min), compatible con lo observado en la práctica.

Otros números de Reynolds (Re) y de velocidad de sedimentación (U_s) se definieron a partir de los valores de referencia. Siendo la base igual a $2b$ y la altura igual a $2a$, las simulaciones se realizaron para las siguientes situaciones:

- 1). a/b : 1.0, 0.75, 0.50, 0.25, 0.125 y 0;
- 2). Re/Re_b : 0.25, 0.50, 1.0, 2.0, 5.0 y 10.0;
- 3). U_s/U_{sb} : 0.25, 0.50, 1.0 y 2.0;
- 4). inclinación del conducto: todos los cálculos se realizaron para conductos horizontales.

La definición del número de Reynolds utilizada fue la siguiente:

$$Re = \frac{4ab}{(a+b)} \frac{U_{em}}{v} \quad (57)$$

En la **Figura 46** se muestran las isotaquias calculadas a partir de la ecuación 56 para $a/b=1$, en la sección del conducto que se encuentra a igual distancia del inicio y del fin de la longitud del tramo de transición. Los resultados son coherentes con las medidas efectuadas por diferentes autores, como Golstein y Kreid (1967) y Sparrow y otros (1964). Los valores indicados corresponden a la relación entre la velocidad puntual y la velocidad media.

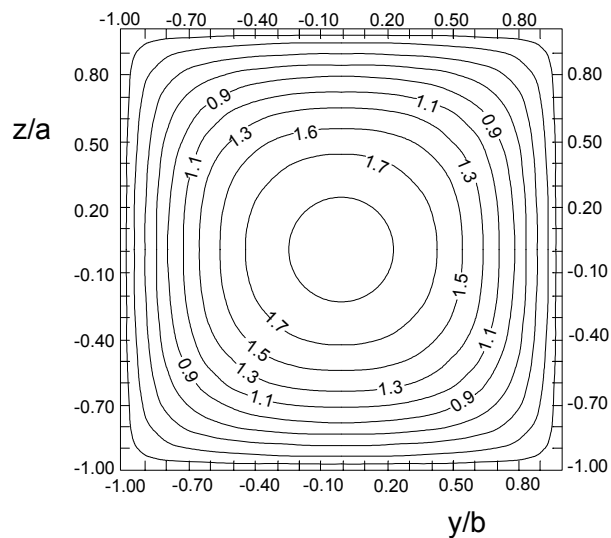
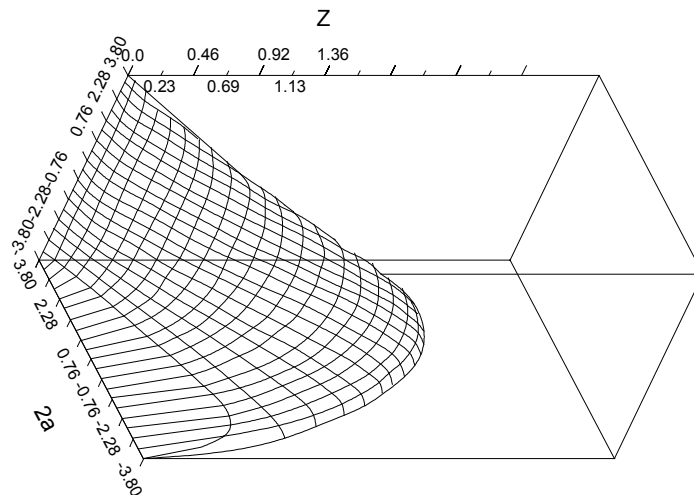


Figura 46. Isotaquias para conducto de sección cuadrada (Soares y otros, 1997)

En las **Figura 47** y **Figura 48** se muestra la región de ingreso de partículas en un conducto de sección cuadrada ($a=b=0,038\text{ m}$). La **Figura 47** se obtuvo considerando una “línea de partículas discretas” que se incorporan en la arista superior de la entrada del conducto, la que se deforma a medida que sedimenta, de acuerdo con el perfil de velocidades en donde está inmersa.



conducto ya que es la que alcanza una distancia mayor. Tal resultado es evidentemente el esperable, ya que la velocidad media (con relación a la vertical) es mayor en ese plano.

Como la evolución del perfil de velocidades en la región de transición es de determinación compleja, tanto el estudio de la trayectoria de la partícula como el espacio recorrido para sedimentar no se encuentra en la literatura tratado como tema específico de estudio (ni se considera en la elaboración de los proyectos) habiéndose obtenido primeramente por Soares (1992).

En la **Figura 48** se observa la posición de la “línea de partículas discretas” al alcanzar el fondo del conducto, observándose que sólo una parte del área del conducto es efectiva en la remoción de partículas. Se aprecia que para el caso del conducto horizontal estudiado hay acumulación de partículas en el fondo, lo que puede producir el arrastre de algunas, lo cual es indeseable.

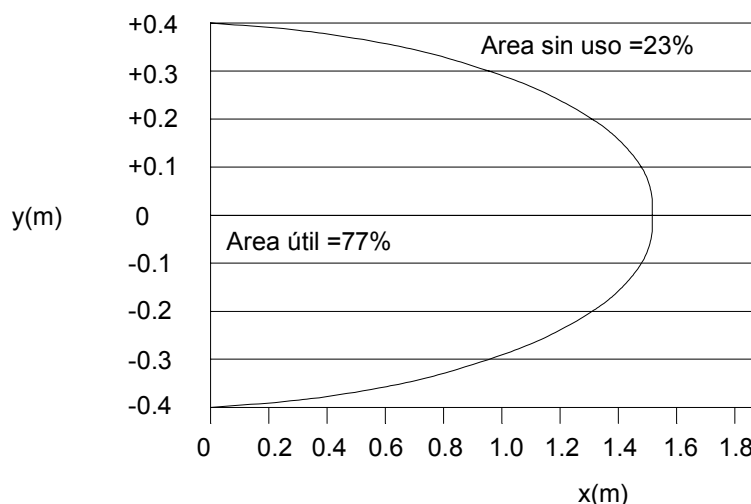


Figura 48. Intersección entre la región de Ingreso y el Fondo del Conducto Mostrando el Porcentaje del Area Utilizada (Soares y otros, 1997)

En la práctica los conductos son inclinados para que el sedimento tenga un movimiento descendente en contra-corriente por la parte inferior del conducto, limpiando nuevamente su superficie. Este hecho permite efectuar un análisis más objetivo del área efectivamente utilizada.

En el caso del conducto de sección cuadrada, considerando la longitud de sedimentación como la distancia que recorrió la partícula que ingresa en el plano central del conducto, la parte efectiva del área es de casi un 77% (considerando la distancia de sedimentación en la dimensión longitudinal). Esa fracción del área efectivamente utilizada crece a relaciones $a/b < 1$ y se vuelve igual a la unidad (100%) para canales entre placas planas paralelas horizontales. De ese modo se verifica la incidencia de la forma del conducto sobre el área realmente utilizada, observando que es mejor utilizar conductos rectangulares con $a/b < 1$.

La **Figura 51** muestra las trayectorias de partículas que sedimentan, con relación $a/b=1,0$, considerando diferentes relaciones Re/Re_b . En la **Figura 50**, a su vez, se

presentan resultados semejantes para $a/b=0,75$. Se observa por comparación que los conductos con relación a/b próxima a $1,0$ necesitan generalmente longitudes mayores que los conductos cuya relación a/b es próxima a cero para que se produzca la sedimentación (a pesar de todo existe una garantía con la utilización de conductos cuya longitud coincide con la longitud de la región de transición, indicada en la **Figura 51**).

En las **Figura 49** y **Figura 50** también se presentan las longitudes de los tramos de transición en función del número de Reynolds.

Se observa que de acuerdo a la forma y la longitud, los parámetros que el proyectista puede alterar en el proyecto (cuando por ejemplo, no depende de dimensiones de los conductos fijadas por el fabricante) son los conductos de sección rectangular $a/b < 1$.

Para relaciones altas de Re/Re_b el escurrimiento tiende a hacerse turbulento y las trayectorias se deben calcular a partir de métodos estadísticos para esa situación. En el presente estudio la hipótesis básica de cálculo es el mantenimiento de escurrimientos en régimen laminar.

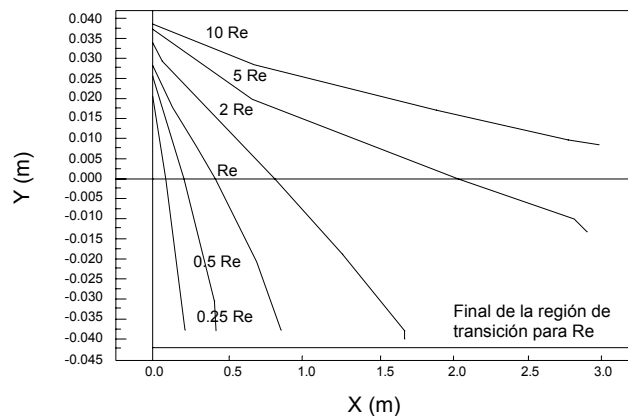


Figura 49. Trayectorias de partículas discretas en un conducto con ($a=b=0,038$ m) para diferentes relaciones Re/Re_b (Soares, 1992)

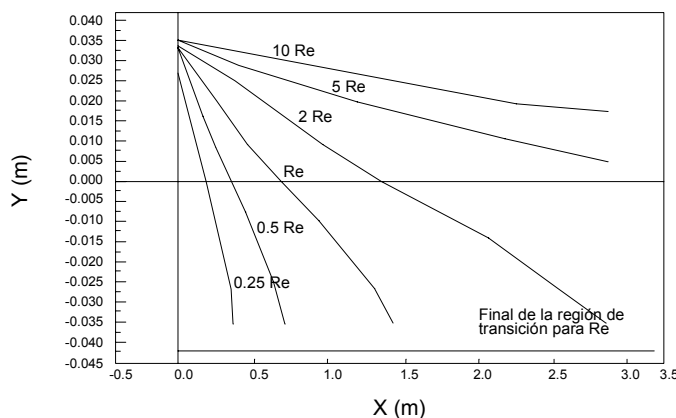


Figura 50. Trayectorias de partículas discretas en un conducto con $a/b=0,75$ ($a=0,38$ m) para diferentes relaciones Re/Re_b (Soares, 1992)

En la **Figura 51** se muestran las trayectorias durante la sedimentación para $a/b=1,0$ y diferentes relaciones U_s/U_{sb} . A partir de la comparación de los resultados obtenidos para diferentes valores de a/b (no indicados en la **Figura 51**), se concluye que para que exista sedimentación los conductos con relaciones a/b próxima a 1,0 necesitan generalmente longitudes mayores que los conductos con relación a/b más cercana a cero para que se produzca la sedimentación. En la **Figura 51** se indica la longitud del tramo de transición para Re_b .

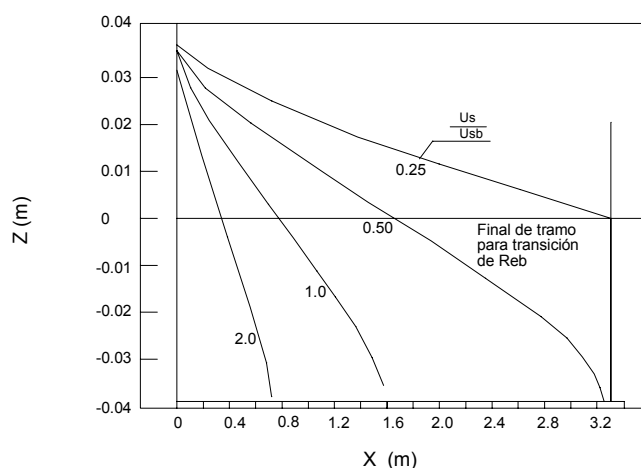


Figura 51. Trayectorias de partículas en un conducto con $a/b=1$ para diferentes relaciones U_s/U_{sb} . ($a=b=0,038$ m)

En las **Figura 47** a **Figura 51** es posible observar que existen situaciones de sedimentación (que incluyen un gran porcentaje de las encontradas en la práctica), en donde la deposición de la partícula considerada se produce mientras la misma se encuentra en el tramo de transición entre el perfil de velocidad plano y el perfil desarrollado, luego de la entrada del conducto.

El uso indiscriminado de formulaciones simplificadas que consideran sólo la velocidad media o el perfil de velocidades plenamente desarrollado, conduce a errores de proyecto, cuando no sean adoptados factores de corrección que consideren los resultados obtenidos con la presente formulación.

La **Figura 52** muestra que, manteniendo constante el número de Reynolds y variando la relación a/b , la longitud del tramo de transición presenta un punto máximo para la longitud del tramo de transición x . Si se desea que la sedimentación se produzca totalmente en el tramo de transición (a partir de criterios de proyecto), se observa que existe una situación óptima que puede ser estudiada. Mayores longitudes del tramo de transición implican que partículas con menores velocidades de sedimentación se remueven, considerando evidentemente la situación en donde la partícula que ingresa en la posición más desfavorable alcance simultáneamente el final del tramo de transición y el final del conducto.

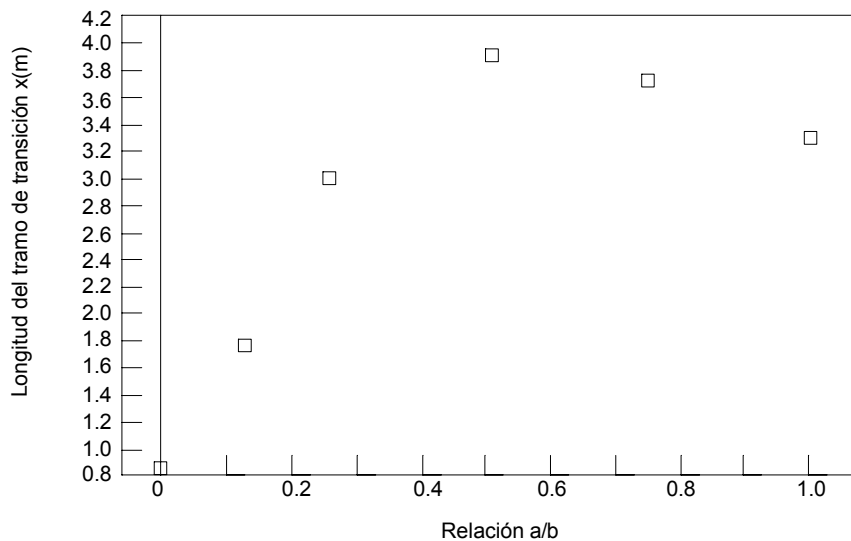


Figura 52. Puntos que indican valores de longitud de los tramos de transición para diferentes valores de a/b , para número de Reynolds constante (Soares y otros, 1997)

Los resultados de Soares y otros (1997) permitieron observar que para varias situaciones de sedimentación de partículas discretas en conductos de sección cuadrada o rectangular, las mismas son removidas en el tramo de transición entre la entrada al conducto y la región de escurrimiento plenamente desarrollada. Ese hecho muestra que los criterios de proyecto de decantadores de conductos inclinados que se fundamentan en situaciones de escurrimiento medio o de escurrimiento plenamente desarrollado, son simplificaciones cuya validez es cuestionable.

Los autores verificaron que en el tramo de transición los conductos de sección cuadrada tienden a necesitar una longitud mayor en relación a los rectangulares para producir la sedimentación de la partícula que ingresa en la posición más desfavorable. Se notó que el área efectiva del conducto en donde la partícula es depositada resulta menor que el área disponible con excepción de los conductos de placas planas paralelas horizontales.

Costa Neto complementó la modelación matemática desarrollada por Soares (1992) para el tramo de transición, teniendo en cuenta el ángulo de inclinación del conducto con la horizontal. Fijando el ángulo en 60° , Costa Neto (1996) calculó la velocidad de sedimentación necesaria para que las partículas discretas que ingresen en diferentes posiciones en el extremo del conducto, sedimenten en el tramo de transición. Los conductos utilizados por Costa Neto presentaron iguales dimensiones a los investigados experimentalmente por Cunha (1989).

En la **Figura 53** se muestra la trayectoria de una partícula discreta que entra en el extremo y en el plano central de un conducto cuadrado ($a = b = 0,04$ m) para velocidad media de escurrimiento igual a 40 cm/min. En la figura se observa que para que la partícula sedimente en el final del tramo de transición calculado en 0,8 m, la velocidad de sedimentación sería de 5 cm/min, contrariando una vez más la propuesta de Yao (1970) que considera la sedimentación sólo en el tramo con el perfil de velocidad desarrollado.

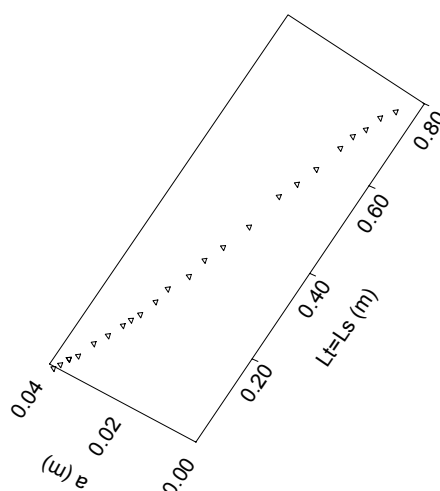


Figura 53. Trayectoria de una partícula sedimentando al final del tramo de transición en las siguientes condiciones: $a=b=0,04$ m; $U_{em} = 40$ cm/min; $U_s = 5$ cm/min (Costa Neto, 1996)

9.2. SEDIMENTACIÓN EN EL TRAMO DEL CONDUCTO CON PERFIL DE VELOCIDAD COMPLETAMENTE DESARROLLADO

Yao (1970) presentó los fundamentos teóricos de la sedimentación en conductos con escurrimiento en régimen laminar a partir del punto en donde el perfil de velocidades se encontraba completamente desarrollado. Con ello fue posible determinar, en función de las características del escurrimiento y de la geometría del conducto, la longitud de sedimentación necesaria para una partícula discreta que ingresa por la arista superior del conducto, en el eje central.

Yao resalta en su trabajo que la longitud total del conducto (l_d) debería adoptarse de acuerdo a dos situaciones:

$$l_d = l_t + l_{pd}, \quad \text{si } l_t < l_{pd}$$

$$l_d = 2 l_{pd}, \quad \text{si } l_t \geq l_{pd}$$

siendo:

l_t = longitud del tramo de transición

l_{pd} = longitud del tramo donde el perfil de velocidades se encuentra totalmente desarrollado.

En la actualidad tal recomendación no se encuentra respaldada. Inclusive el propio Yao (1973) reconoció la necesidad de realizar estudios adicionales para verificar la sedimentación en el tramo de transición.

A continuación se presenta la modelación matemática para la sedimentación en el tramo de velocidades completamente desarrolladas de acuerdo a lo propuesto por Yao (1970).

La ecuación del movimiento de una partícula discreta suspendida en un escurrimiento laminar es:

$$m \cdot \frac{d\vec{U}_p}{dt} = (\rho_s - \rho_a) \cdot V \cdot \vec{g} - \vec{F}_D \quad (58)$$

donde:

m : peso de la partícula (kg);

\vec{F}_D : fuerza de arrastre (N);

ρ_a : masa específica del agua (Kg/m³);

ρ_s : masa específica de la partícula (Kg/m³).

V : volumen de la partícula (m³)

t : tiempo (s);

\vec{g} : aceleración de la gravedad (m/s²).

\vec{U}_p : velocidad del escurrimiento donde se encuentra la partícula (m/s)

Como $\vec{U}_s = \vec{U}_p - \vec{U}_e$, la fuerza de arrastre de partículas esféricas es dada por:

$$\vec{F}_D = 3\pi \mu D_p (\vec{U}_p - \vec{U}_e) \quad (59)$$

donde:

\vec{U}_s : velocidad de sedimentación de la partícula (m/s);

\vec{U}_e : velocidad local del agua (m/s);

D_p : diámetro de la partícula (m);

μ : viscosidad absoluta del agua (N . s/m²).

Si no se consideran los efectos inerciales ($m \frac{d\vec{U}_p}{dt} = 0$) y combinándose las ecuaciones 58 y 59, se obtiene:

$$\vec{U}_s = \vec{U}_p - \vec{U}_e = \frac{(\rho_s - \rho_a) \cdot V \cdot \vec{g}}{3\pi \cdot \mu \cdot D_p} \quad (60)$$

Se considera el sistema de coordenadas, donde el eje x es paralelo a la dirección del escurrimiento, θ el ángulo entre el eje x y el plano horizontal y u la velocidad en el punto P, en dirección del eje x, como se indica en la **Figura 54**.

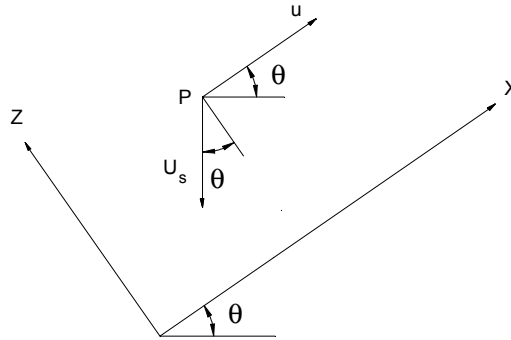


Figura 54. Sistema de coordenadas (Yao, 1970)

En base a la **Figura 54**, se tiene:

$$\vec{U}_p = U_{px} \vec{i} + U_{pz} \vec{j} \quad (61)$$

ó

$$U_{px} = u - U_s \text{ Sen} \theta = \frac{dx}{dt} \quad (62)$$

$$U_{pz} = -U_s \text{ cos} \theta = \frac{dz}{dt} \quad (63)$$

Combinando las ecuaciones 62 y 63, se obtiene:

$$\frac{dz}{dx} = \frac{-U_s \text{ cos} \theta}{u - U_s \text{ sen} \theta} \quad (64)$$

ó

$$udz - U_s \text{ sen} \theta dz + U_s \text{ cos} \theta dx = 0 \quad (65)$$

ó

$$\int \frac{u}{U_{em}} \frac{dz}{a} - \frac{U_s \text{ Sen} \theta}{U_{em}} \int \frac{dz}{a} + \frac{U_s \text{ Cos} \theta}{U_{em}} \int \frac{dx}{a} = C1 \quad (66)$$

Las condiciones de borde para la ecuación 66 (ver **Figura 55**) son:

En la entrada: $Z = 1$ ($z = a$) y $X = 0$ ($x=0$)

En la salida: $Z = 0$ ($z = 0$) y $X = L_d = l_d/a$

$$\int_1^0 \frac{u}{U_{em}} dZ = \frac{U_s}{U_{em}} \{ \text{sen} \theta + L_d \cos \theta \} \quad (67)$$

Conociendo U_s y fijando θ y U_{em} , la longitud relativa L_d (igual a l_d/a), para la remoción de la partícula considerada en el tramo del conducto con perfil de velocidad completamente desarrollado, dependerá de su forma o sea del término $\int_1^0 \frac{u}{U_{em}} dZ$. Yao lo denominó S_c y corresponde a la condición crítica para el sedimentador, cuando la partícula se encuentra en la arista superior de la sección central del conducto del tramo con perfil de velocidad totalmente desarrollado.

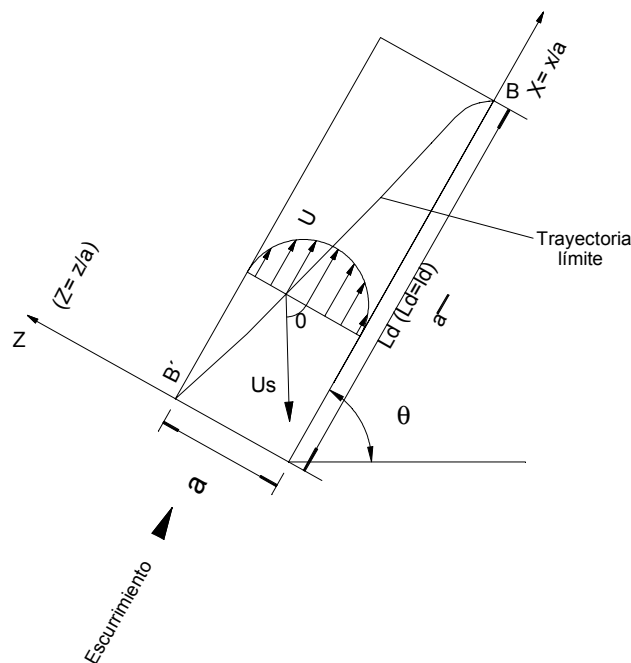


Figura 55. Esquema del conducto ideado por Yao (1970)

Yao (1970) calculó los valores de S_c para varios tipos de conductos, cuyos valores se presentan en la **Tabla 4**. En base a los valores de S_c presentados, se concluye que, teóricamente operando en las mismas condiciones, los conductos de placas planas paralelas y de tubos rasos (altura pequeña en relación al ancho) son más eficientes que los correspondientes a los formados por conductos circulares.

Tipo de Conducto	u/U_{em}	S_c
Circular	$8(Z-Z^2)$	$4/3$
Placas planas paralelas	$6(Z-Z^2)$	1
Canales rasos	$1.5(2Z-Z^2)$	1

Tabla 4. Ecuaciones de u/U_{em} y valores de S_c (Yao, 1990)

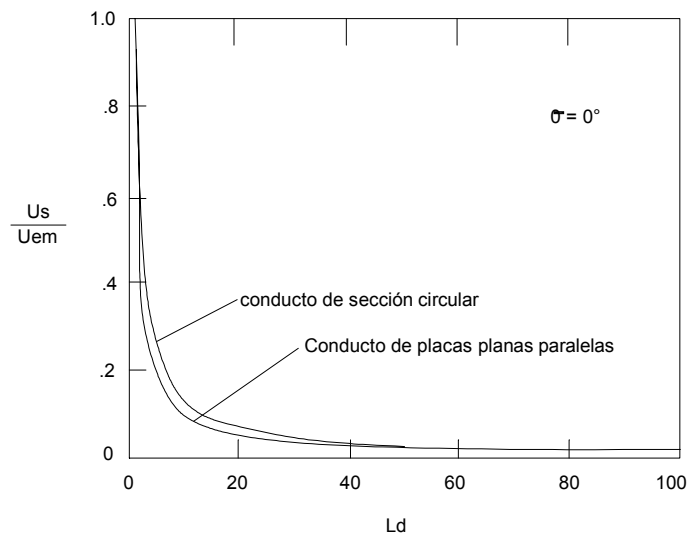


Figura 56. Variación de U_s/U_{em} para conductos circulares y placas planas paralelas en función de la longitud relativa, L_d para $\theta = 0$ (Yao, 1970)

En la **Figura 56** se muestra la variación de U_s/U_{em} en función de L_d , con $\theta = 0^\circ$ y un valor fijo de U_{em} , para conductos de sección circular y placas paralelas. Para los dos tipos de conductos, el valor de U_s disminuye rápidamente con el aumento de L_d , lo que significa un aumento de la eficiencia hasta L_d del orden de 20, pues partículas menores estarían siendo removidas con U_{em} constante (con U_s constante, U_{em} podría aumentar). A partir de ese valor, se obtiene poca variación de U_s . Ese comportamiento se observa para otros ángulos en los conductos de placas paralelas, como se muestra en la **Figura 57**.

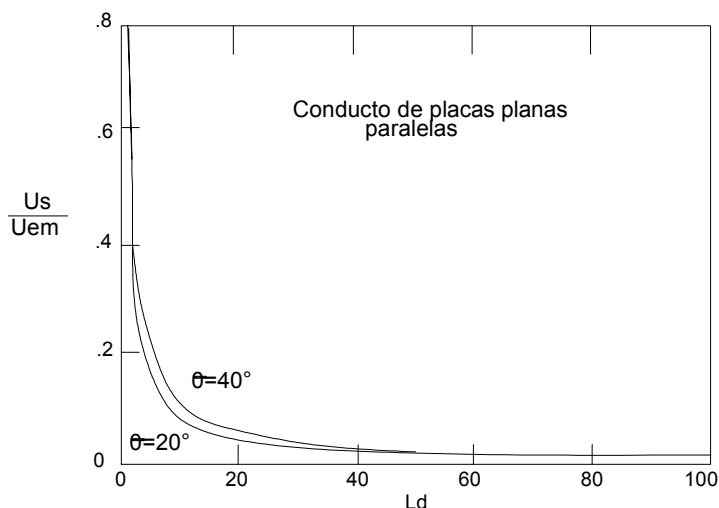


Figura 57. Variación de U_s/U_{em} para placas planas paralelas en función de la longitud relativa, L_d (Yao, 1970)

Variando el valor de θ entre 0° y 90° se obtiene la **Figura 58**. Para $L_d = 20$ y U_{em} fijo, es necesario un valor mayor de $U_{s\theta=\theta}$ a medida que aumenta θ , pues el valor de $U_{s\theta=0}$ es constante. A pesar de ello, el valor de θ se ha adoptado entre 50° y 60° para facilitar el deslizamiento del barro depositado en los conductos.

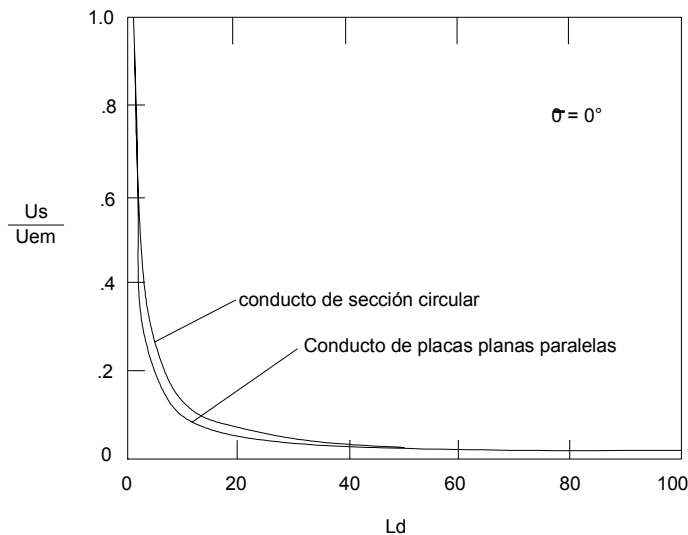


Figura 58. Variación de la relación $U_{s\theta=\theta} / U_{s\theta=0}$ en función del ángulo θ (Yao, 1970)

Di Bernardo y otros (1991), con el objeto de extender la teoría de Yao (1970) para cualquier conducto con forma rectangular y mostrar que el parámetro S_c está influido por la relación b/a , desarrollaron la ecuación 68 y en función de ésta, construyeron la curva que se presenta en la **Figura 59**, en donde se observa que el valor de S_c , para un conducto de sección cuadrada es 1.43, y no $11/8$ (1,375) como dice Yao.

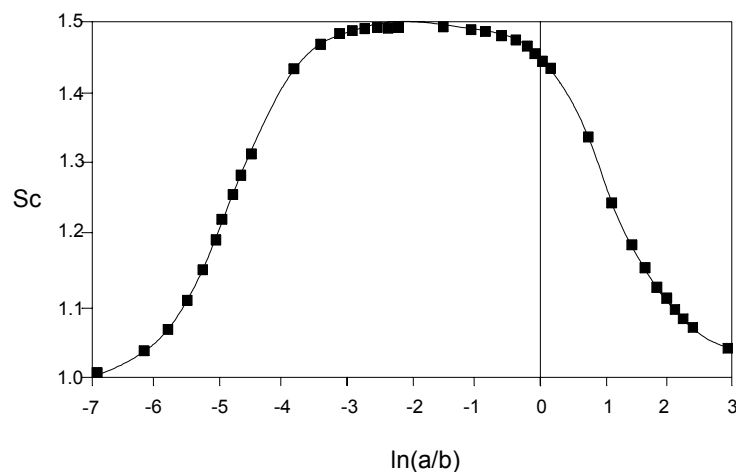


Figura 59. Variación del parámetro S_c en función de la relación b/a para conductos de sección rectangular con perfil de velocidades completamente desarrollado (Di Bernardo y otros, 1991)

$$S_c = \int_1^0 \frac{udz/a}{U_{em}} = \frac{\frac{2}{3} - \frac{64}{\pi^4} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^4 \cosh[(2n+1)b/2a]}}{\left[\frac{2}{3} - \frac{128}{\pi^5 b/a} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)} \tanh((2n+1)\pi b/a) \right]} \quad (68)$$

9.3. SEDIMENTACIÓN EN CONDUCTOS COMBINANDO LOS TRAMOS DE TRANSICIÓN Y DEL PERFIL DE VELOCIDADES TOTALMENTE DESARROLLADO

Dependiendo de la geometría del conducto y de las características hidráulicas del escurrimiento, pueden darse las siguientes situaciones:

- 1). la longitud del tramo de transición resulta mayor que la longitud del conducto ($l_t > l_d$);
- 2). la longitud del tramo de transición resulta igual a la longitud del conducto ($l_t = l_d$);
- 3). la longitud del tramo de transición resulta menor que la longitud del conducto ($l_t < l_d$).

En función de la velocidad de sedimentación de la partícula ubicada inicialmente en el punto superior del plano longitudinal vertical central del conducto, la misma podrá o no ser removida en el conducto en cualquiera de las tres situaciones mencionadas. El caso general se produce cuando la longitud del tramo de transición resulta menor que la longitud del conducto.

Como primera medida se debe conocer la posición que la partícula considerada ocupará según los procedimientos descritos en los Numerales 9.1 y 9.2, de acuerdo a los estudios realizados por Costa Neto (1996).

Según Fadel y Baumann (1990), en un conducto circular la longitud restante con perfil de velocidad totalmente desarrollado, está dada por (ver **Figura 60**):

$$L_r = D \left[8 \left(\frac{U_{em}}{U_s} \cos \theta \right) \left(\frac{Z_r^2}{2} - \frac{Z_r^3}{3} \right) - Z_r \tan \theta \right] \quad (69)$$

siendo:

$$Z_r = \frac{D - Z_s}{D} \quad (70)$$

donde:

θ : ángulo de inclinación del conducto en relación al plano horizontal

L_r : longitud relativa restante ($L_r = l_r/D$);

$l_r = l_d - l_t$, siendo

l_d = longitud del conducto

l_t = longitud del tramo de transición

Z_s : distancia recorrida por la partícula que sedimenta hasta el final de la región de transición (m);

D : diámetro del conducto de sección circular (m);

U_{em} : velocidad media de escurrimiento (m/s);

U_s : velocidad de sedimentación de la partícula (m/s)

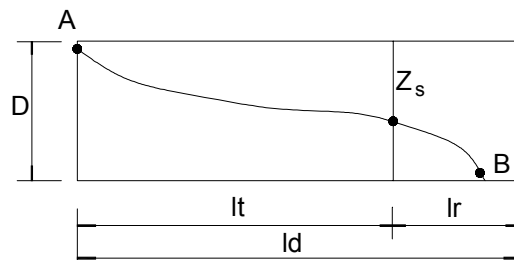


Figura 60. Esquema de un conducto circular mostrando los tramos de transición y de perfil totalmente desarrollado (Fadel y Baumann, 1990)

Un ejemplo de los resultados teóricos obtenidos por Costa Neto (1996) se muestra en la **Figura 61**. En esa figura se observan las trayectorias de dos partículas discretas que son removidas en un conducto cuadrado de lado igual a 0,04 m y 0,8 m de longitud. La partícula 1 con velocidad de sedimentación, $U_{s1} = 5$ cm/min y la partícula 2 con velocidad de sedimentación, $U_{s2} = 2,9$ cm/min, para escurrimiento con velocidad media de 35 cm/min.

La longitud del tramo de transición resultó de 0,7 m, verificándose que la partícula 1 sedimenta al final del tramo de transición, mientras la partícula 2 sedimenta al final del conducto. En el caso de la partícula 2, se calcula la posición que ocupará al final del tramo de transición y a partir de allí se utiliza el procedimiento descrito en el Numeral 9.2. Por lo tanto, la partícula no estará más en la arista superior del conducto conforme fue previsto por Yao (1970).

Como la partícula que recorre la distancia mayor para sedimentar es la que está ubicada inicialmente en el punto superior del plano longitudinal vertical central del conducto, la mayor parte de los estudios se realizaron considerando esa partícula en especial. Sin embargo, no sólo la distribución de tamaño de las partículas influirá sino también la posición que ocupan en la entrada, en relación al punto de la arista superior del plano longitudinal vertical central.

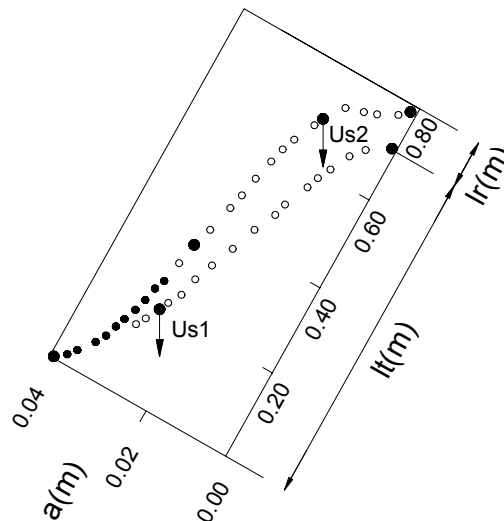
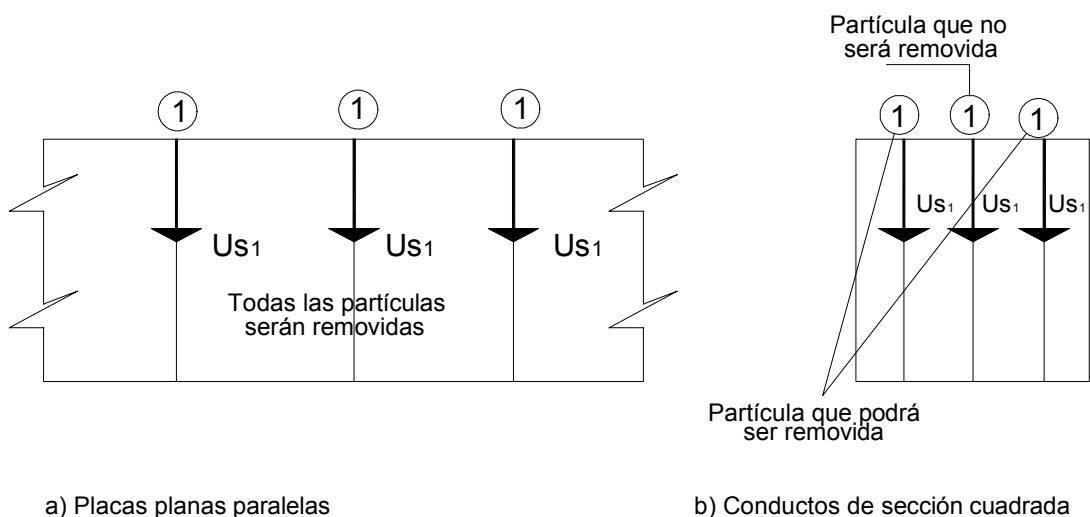


Figura 61. Trayectorias de las partículas que sedimentan en un conducto cuadrado en el tramo de transición y en el final del conducto (Costa Neto, 1996)

A continuación se analizan las dos situaciones que pueden producirse:

- a) **La suspensión es uniforme:** Se consideran dos conductos, uno de placas planas paralelas y otro conducto de sección cuadrada. Ambos reciben una suspensión con partículas del mismo tamaño y con la misma velocidad de sedimentación (U_{s1}).

Las partículas serán removidas en el sedimentador de placas planas paralelas cualquiera sea la posición que ocupen. En tanto en el caso del conducto cuadrado, algunas podrán ser removidas si entran en puntos distantes de la región central, aun si están en la parte superior del conducto (ver **Figura 62**).



a) Placas planas paralelas

b) Conductos de sección cuadrada

Figura 62. Remoción de partículas en conductos que reciben suspensión uniforme

b) La suspensión no es uniforme: En el conducto de placas planas paralelas serán removidas solamente las partículas con velocidad de sedimentación de diseño (U_{s1}), si entran por la parte superior del mismo, independientemente de la posición en relación al centro. En cambio partículas con velocidades menores a U_{s1} serán removidas solamente si entran al conducto debajo de esa arista superior (**Figura 63a**).

En el caso del conducto cuadrado, las partículas con velocidad menor a la de diseño U_{s1} , podrán ser removidas si ingresan distantes del centro (ver **Figura 63b**).

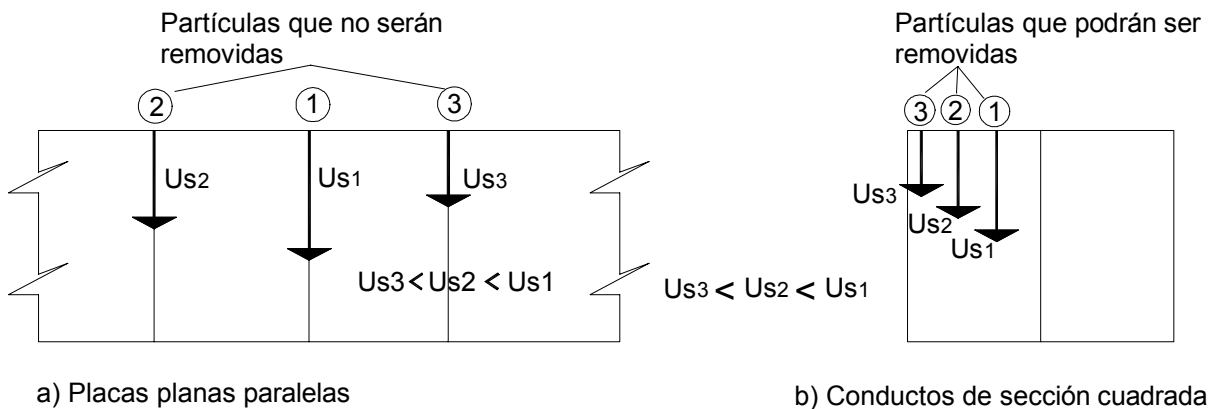


Figura 63. Remoción de partículas en conductos que reciben suspensión no uniforme

En función de los promisorios resultados teóricos obtenidos por Soares (1992) y Costa Neto (1996), Alcócer C. (1999) generalizó la modelación matemática desarrollada por esos investigadores considerando que las partículas discretas podrían entrar junto a la arista superior del conducto en cualquier posición, además de la correspondiente al plano vertical central del mismo.

Se plantearon las siguientes hipótesis:

- 1). la concentración de partículas no es elevada al punto de propiciar que surjan corrientes de densidad que pueden distorsionar el perfil de velocidad teórico;
- 2). las partículas son discretas;
- 3). el régimen de escurrimiento es laminar;
- 4). la sedimentación de las partículas no interfiere en el escurrimiento.

Para encontrar las trayectorias de las partículas, la investigadora utilizó dos criterios:

- 1). la partícula sedimenta antes o al final del tramo de transición;
- 2). la partícula sedimenta en el tramo con perfil de velocidad totalmente desarrollado.

Se desarrollaron tres programas de computación:

Programa 1: utilizado para determinar la longitud del tramo de transición considerando como datos de entrada las dimensiones de la sección del conducto, viscosidad del agua, velocidad media de escurrimiento y velocidad de sedimentación de la partícula.

Programa 2: utilizado para determinar la trayectoria de la partícula en el tramo de transición.

Programa 3: utilizado para determinar la trayectoria de la partícula en el tramo con perfil de velocidad totalmente desarrollado, considerando las dimensiones de la sección del conducto, viscosidad, velocidad media de escurrimiento, velocidad de sedimentación de la partícula y ángulo de inclinación del conducto con el plano horizontal.

La ecuación obtenida por la investigadora, para conductos rectangulares y cuadrados, es la siguiente:

$$\int_0^{Z_0} Sc = \frac{\frac{a^2}{2} \left(Y^2 - \frac{Y}{n} \right) Z_0 - \sum_{m=1}^{\infty} \frac{2b^3}{m^4 \pi^4 a} A \operatorname{sen}(mn\pi Y) \left[\operatorname{senh}(mn\pi Z_0) - \frac{C(\cosh(mn\pi Z_0) - 1)}{B} \right]}{-\frac{b^2}{12} + \sum_{m=1}^{\infty} \frac{2b^3}{am^5 \pi^5} A^2 \left[B - \frac{C^2}{B} \right]} \quad (71)$$

donde :

$A :$ $[\cos(m\pi) - 1];$

$B :$ $\operatorname{sen} h(mn\pi);$

$C :$ $[\cos h(mn\pi) - 1]$

Posteriormente al desarrollo de la modelación matemática, Alcócer C. (1999) realizó una investigación experimental en una instalación cuyo esquema se encuentra en la **Figura 64**.

El tanque de alimentación se construyó con chapa de acero y se subdividió verticalmente en tres cámaras con la finalidad de ayudar a distribuir uniformemente el caudal en toda el área útil de los conductos.

La cámara (1) se destinaba a recibir el agua recirculada, la cámara (2) era separada de la primera por una placa perforada y desde la cámara (3), separada de la segunda por una pantalla perforada, se alimentaba el conducto en estudio.

La parte inferior de la caja se construyó con material transparente para permitir la visualización de la entrada de las partículas en el conducto. Se utilizaron cajas comerciales de asbesto-cemento de 500 y 250 litros de capacidad, con el fin de permitir el funcionamiento de la instalación piloto en circuito cerrado. En la caja de recirculación se colocaron dos resistencias de 3000 W.

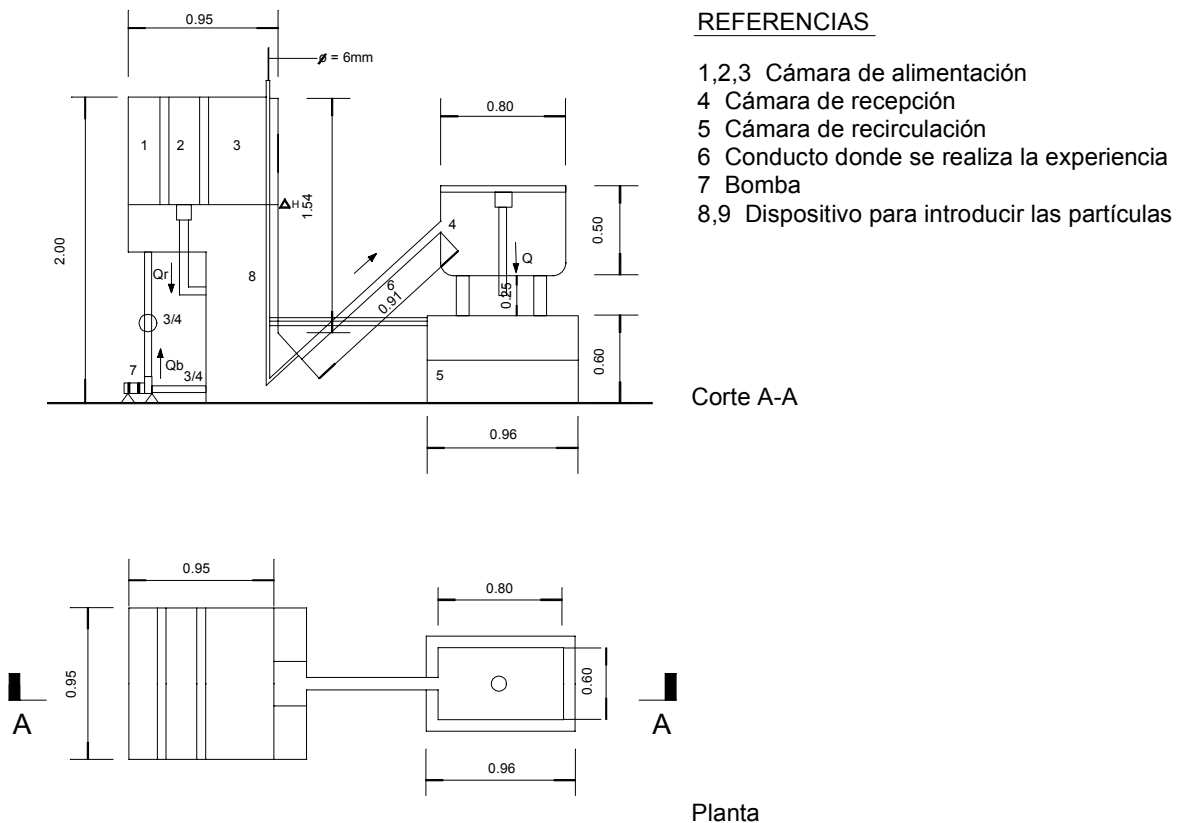


Figura 64. Esquema de la instalación piloto (Alcócer C., 1999)

El dispositivo de sedimentación propiamente dicho se construyó en acrílico transparente para poder observar la trayectoria de las partículas. Tenía forma rectangular con 50 cm de ancho, 5 cm de alto y 1000 cm de largo, con una inclinación de 60° en relación al plano horizontal. Sus dimensiones se modificaron agregando una pared divisoria en sentido longitudinal, para obtener conductos con otras dimensiones.

El dispositivo de alimentación de partícula estaba constituido por un tubo de cobre de 4 mm de diámetro y por una barra de acero que funcionaba como émbolo para introducir, en la posición deseada la partícula en la parte superior de la sección inicial del conducto. Antes del inicio de los ensayos con partículas se observó el escurrimiento, para todos los caudales previstos, utilizando un tubo de cobre de 4 mm de diámetro con agujas hipodérmicas con las cuales se distribuyó azul de metileno en la sección transversal de cada conducto estudiado.

Se analizaron configuraciones físicas diferentes de los conductos obtenidas de la combinación de la altura a y el ancho b , manteniéndose constante la relación $l_d/a = 20$.

En la **Tabla 5** se presentan las dimensiones de los conductos estudiados.

Conducto	ld (cm)	a (cm)	b(cm)	a/b
D5X 5	100	5	5	1
D5X10	100	5	10	0,5
D5X20	100	5	20	0,25
D5X50	100	5	50	0,1

Tabla 5. Dimensiones de los conductos estudiados (Alcócer C., 1999)

Las partículas siempre se introdujeron en el comienzo del conducto junto a su arista superior, en las siguientes posiciones:

- Conducto de 5 x 50 cm: en el centro, a 8 cm distante del centro y a 16 cm distante del centro.
- Conducto de 5 x 20 cm : en el centro, 2,5 cm distante del centro, a 5,0 cm distante del centro, a 7,5 cm distante del centro y a 9,0 cm distante del centro.
- Conducto de 5 x 10 cm : en el centro, a 1,5 cm distante del centro, a 3,5 cm distante del centro y a 4,0 cm distante del centro.
- Conducto de 5 x 5 cm : en el centro, a 1,0 cm distante del centro y a 2,0 cm distante del centro.

La medición del caudal en el conducto se realizó por el método gravimétrico en la salida del tanque de recepción. La temperatura media del agua durante los ensayos se mantuvo en $20,0 \pm 0,5^{\circ}\text{C}$. Algunas veces el agua se calentó y en otras se aplicó hielo en un recipiente de plástico para ajustar la temperatura deseada.

Se estudiaron tres velocidades medias de escurrimiento en cada conducto: 20, 25 y 30 cm/min. Las partículas se prepararon con material plástico, tratando de obtener una forma aproximadamente esférica y seguidamente se pintaron (color negro). Utilizando una columna de acrílico, se efectuaron como mínimo 10 medidas del tiempo de sedimentación (espacio recorrido igual a 60 cm) para cada partícula, obteniéndose el valor medio para la determinación de la velocidad de sedimentación, los valores obtenidos se encuentran en la **Tabla 6**. La masa específica de las partículas, asumiendo que fuesen esféricas, se estimó utilizando la ecuación de Stokes.

Partícula	Masa Específica (kg/m^3)	Us (cm/min)
1	998,2007	2,24
2	998,2015	5,20
3	998,2010	3,32
4	998,2011	3,50
5	998,2009	2,72
6	998,2012	3,56
7	998,2014	4,52
8	998,2013	4,48
9	998,2013	3,93

Tabla 6. Velocidad de sedimentación de las partículas utilizadas en la investigación experimental (Alcócer C., 1999)

Las trayectorias de las partículas en los diferentes conductos para diversas velocidades medias de escurrimiento se filmaron y por medio de un programa de computación específico, se reprodujeron en la pantalla del computador, permitiendo compararlas con

las trayectorias obtenidas por medio de la modulación matemática desarrollada por Alcócer C. (1999).

En las **Figura 65** a la **Figura 78** inclusive se presentan las trayectorias teóricas y experimentales de algunas partículas en conductos con diferentes geometrías para velocidades medias de escurrimiento de 20, 25 y 30 cm/min. En esas figuras se observa que el modelo teórico describe con precisión la trayectoria real de las partículas que entran en los conductos en su arista superior.

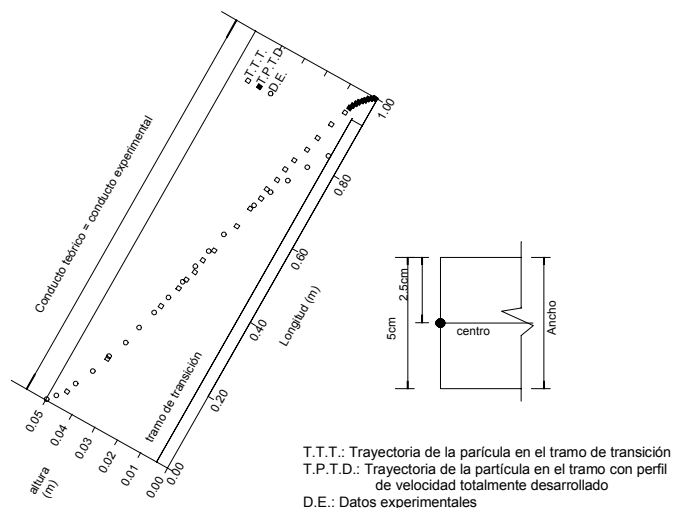


Figura 65. Trayectoria de la partícula que ingresa en el centro del conducto de 5 x 5 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 3,93$ cm/min; $R_e = 248,3$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)

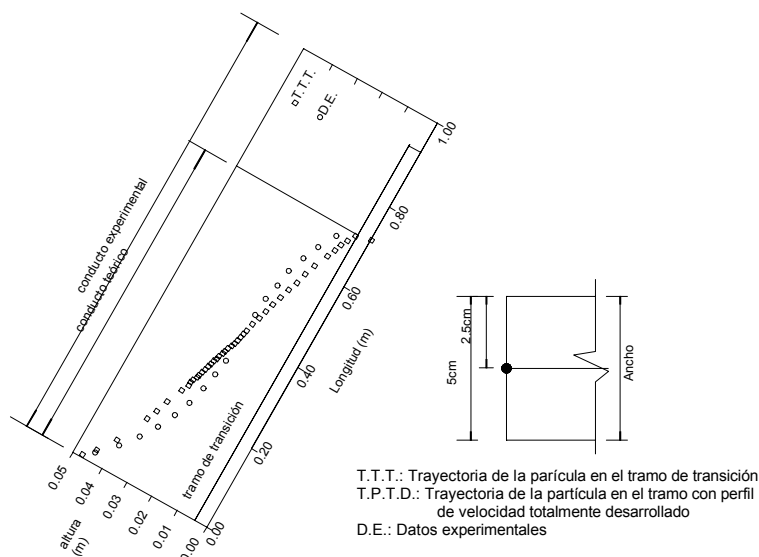


Figura 66. Trayectoria de la partícula que ingresa en el centro del conducto de 5 x 5 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 5,2$ cm/min; $R_e = 248,3$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)

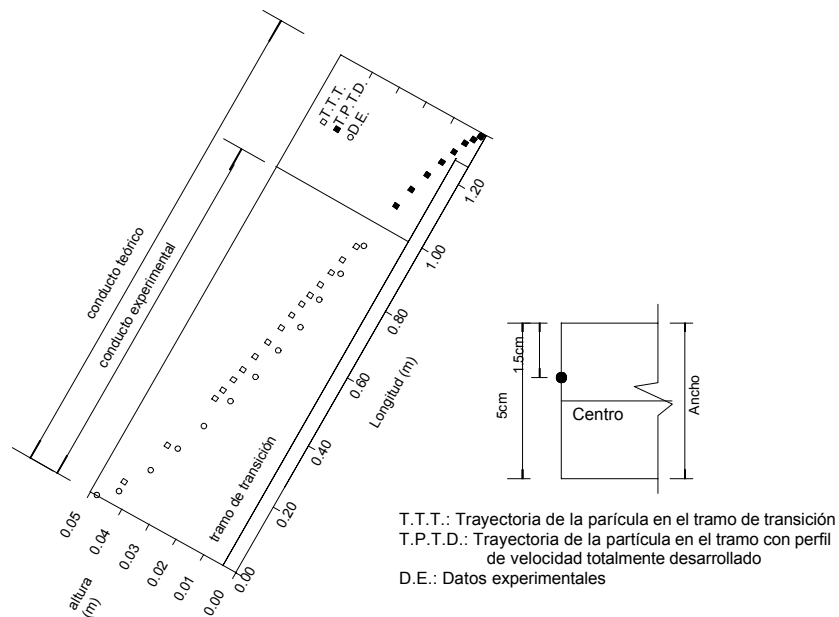


Figura 67. Trayectoria de la partícula que ingresa a 1 cm del centro del conducto de 5 x 5 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 2,24$ cm/min; $R_e = 207,0$; $U_{em} = 25$ cm/min (Alcócer C., 1999)

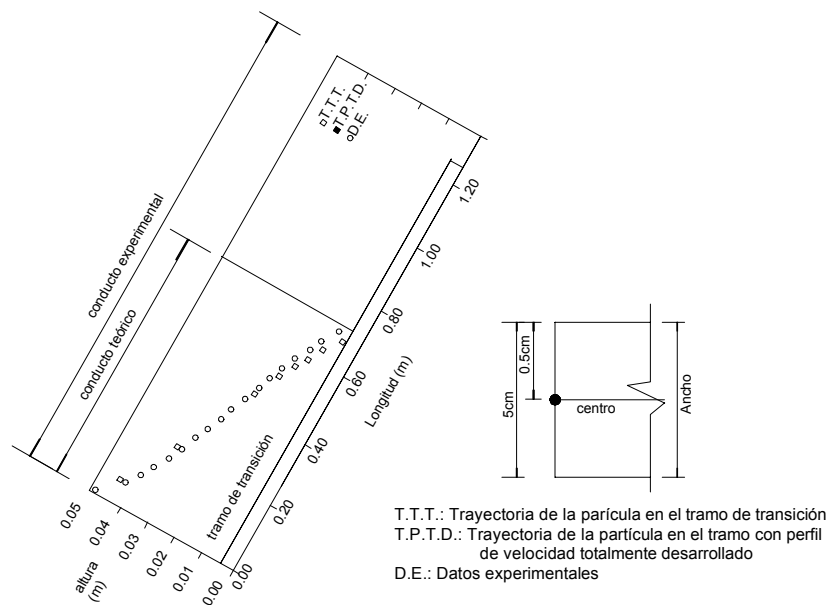


Figura 68. Trayectoria de la partícula que ingresa a 3,5 cm del centro del conducto de 5 x 5 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 2,24$ cm/min; $R_e = 165,3$; $U_{em} = 20$ cm/min (Alcócer C., 1999)

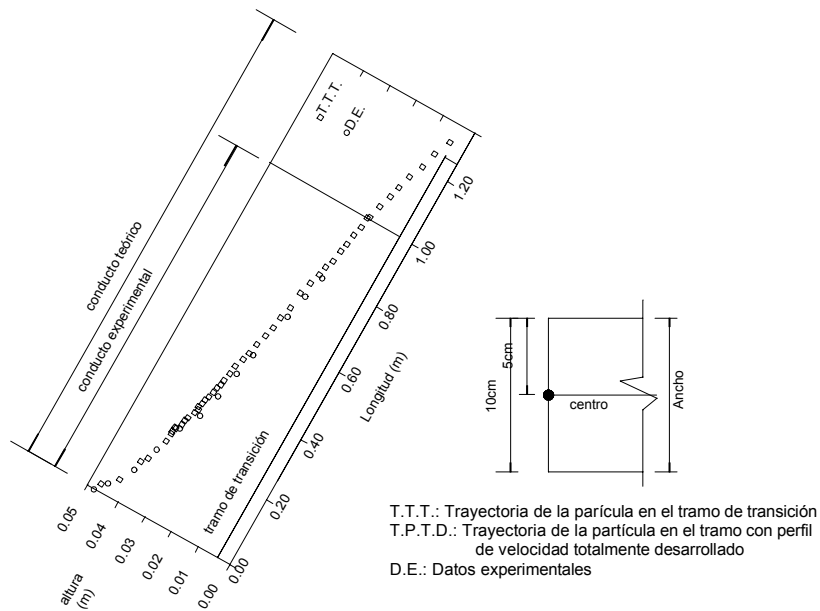


Figura 69. Trayectoria de la partícula que ingresa en el centro del conducto de 5 x 10 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 2,72$ cm/min; $Re = 331$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)

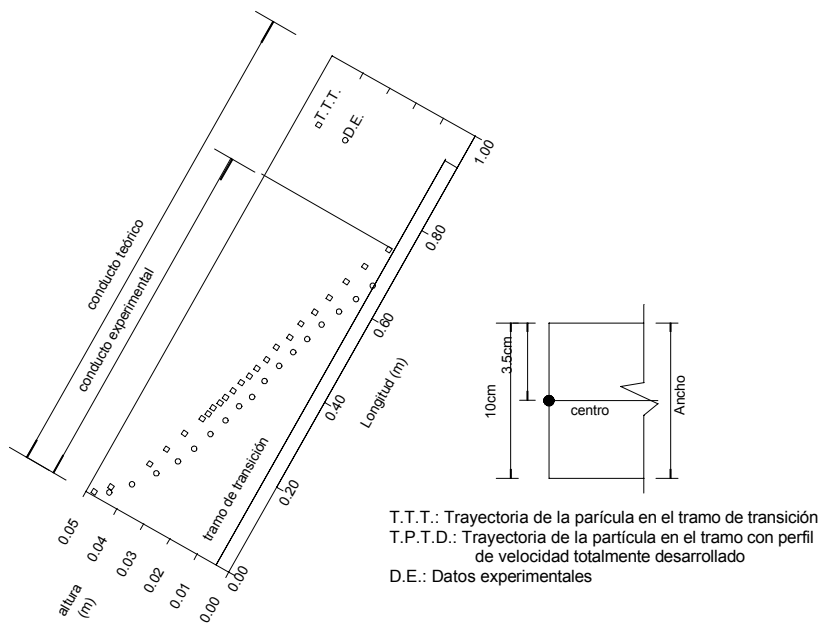


Figura 70. Trayectoria de la partícula que ingresa a 1,5 cm del centro del conducto de 5 x 10 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 4,52$ cm/min; $Re = 331$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)

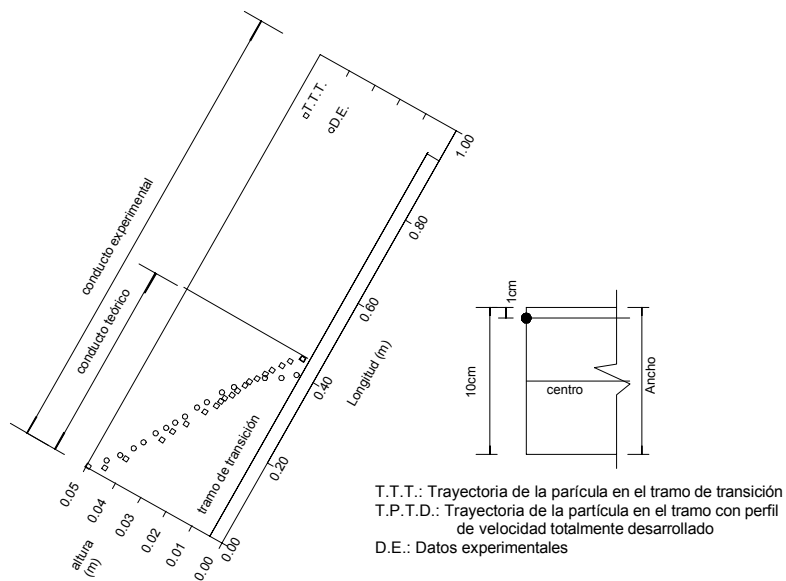


Figura 71. Trayectoria de la partícula que ingresa a 4,0 cm del Centro del conducto de 5 x 10 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 3,50$ cm/min; $R_e = 276,0$; $U_{em} = 25$ cm/min (Alcócer C., 1999)

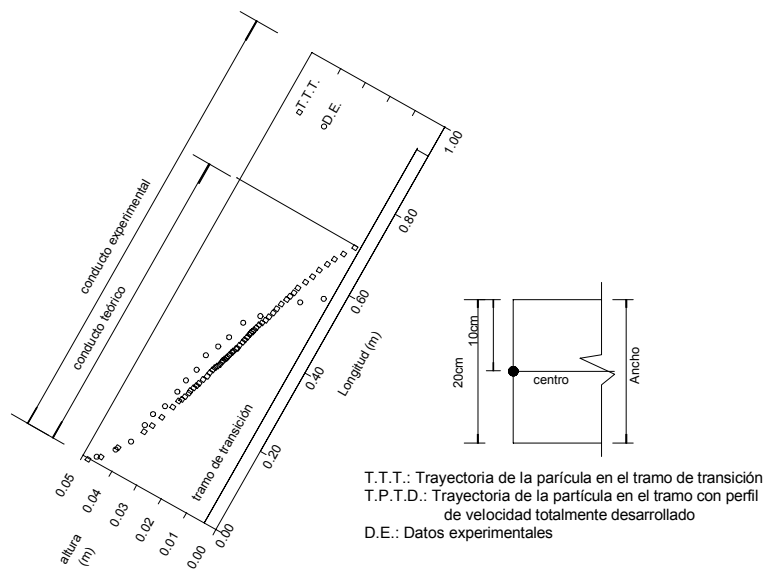


Figura 72. Trayectoria de la Partícula que ingresa en el centro del conducto de 5 x 20 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 4,52$ cm/min; $R_e = 397$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)

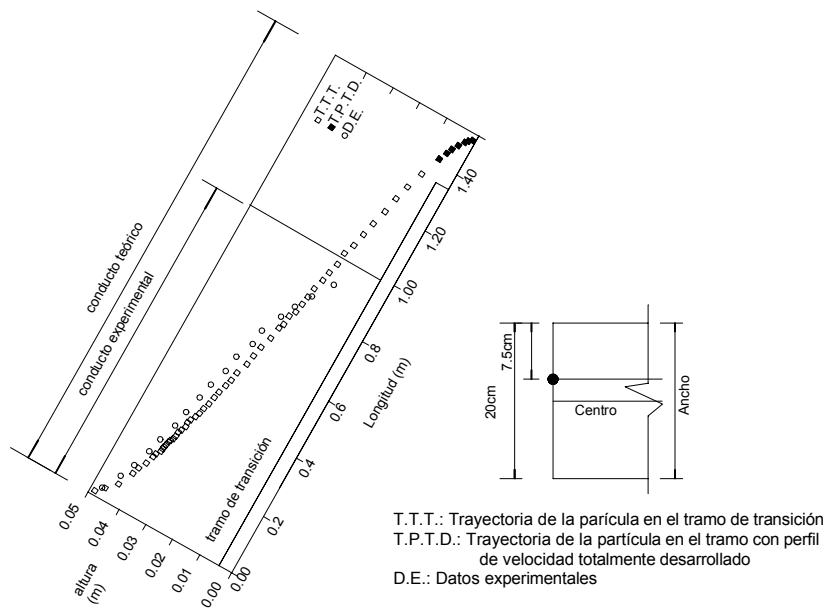


Figura 73. Trayectoria de la partícula que ingresa a 2,5 cm del Centro del conducto de 5 x 20 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 2,24$ cm/min; $R_e = 397$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)

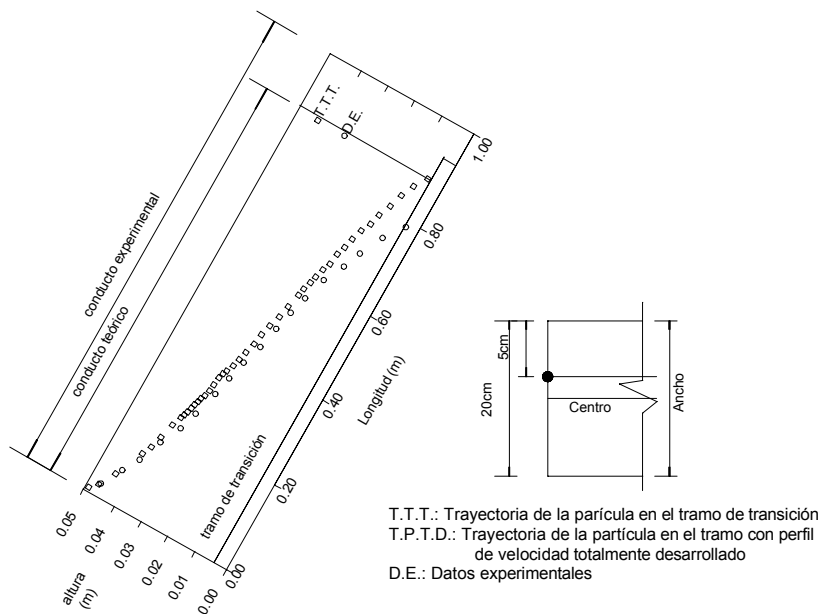


Figura 74. Trayectoria de la partícula a 5,0 cm del centro del conducto de 5 x 20 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 3,56$ cm/min; $R_e = 397$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)

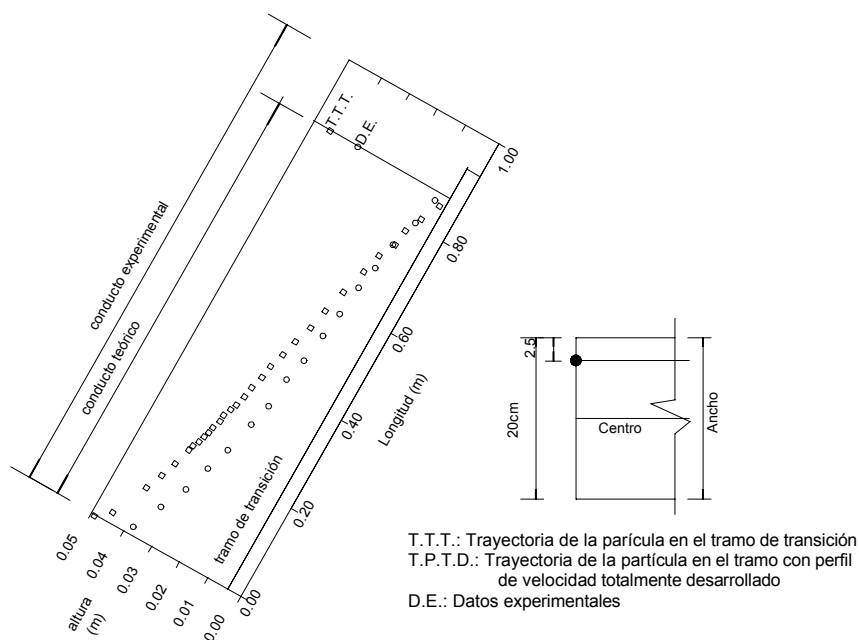


Figura 75. Trayectoria de la partícula que ingresa a 7,5 cm del centro del conducto de 5 x 20 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 3,32$ cm/min; $R_e = 397$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)

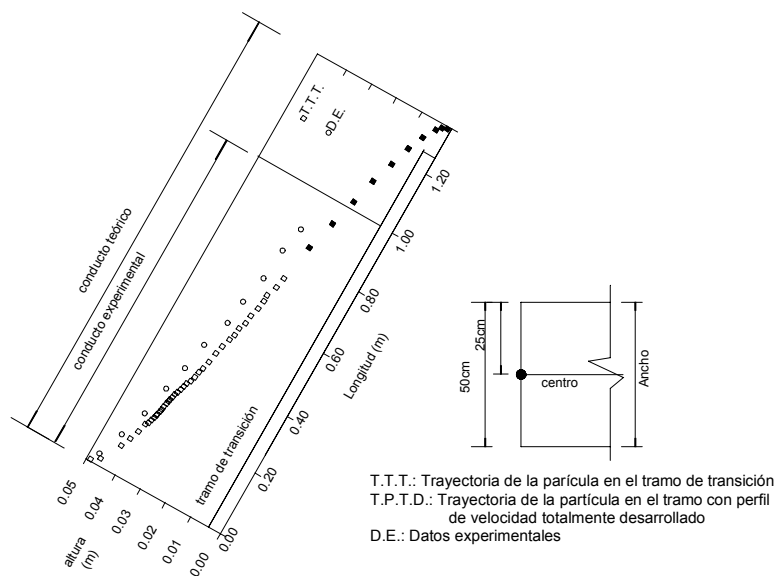


Figura 76. Trayectoria de la partícula que ingresa en el centro del conducto de 5 x 50 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 2,24$ cm/min; $R_e = 451,4$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)

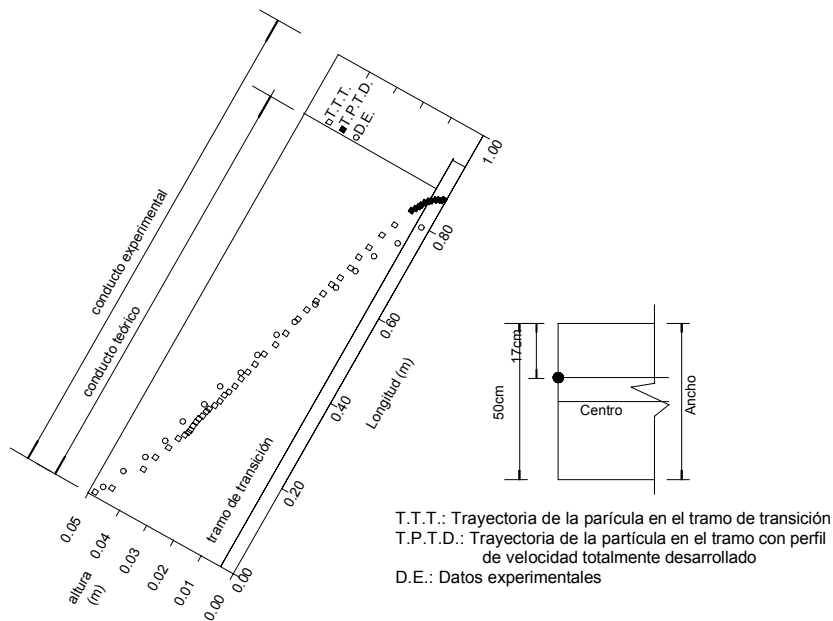


Figura 77. Trayectoria de la partícula que ingresa a 8,0 cm del centro del conducto de 5 x 50 cm para las siguientes condiciones: $U_s = 3,56$ cm/min; $R_e = 451,4$ $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)

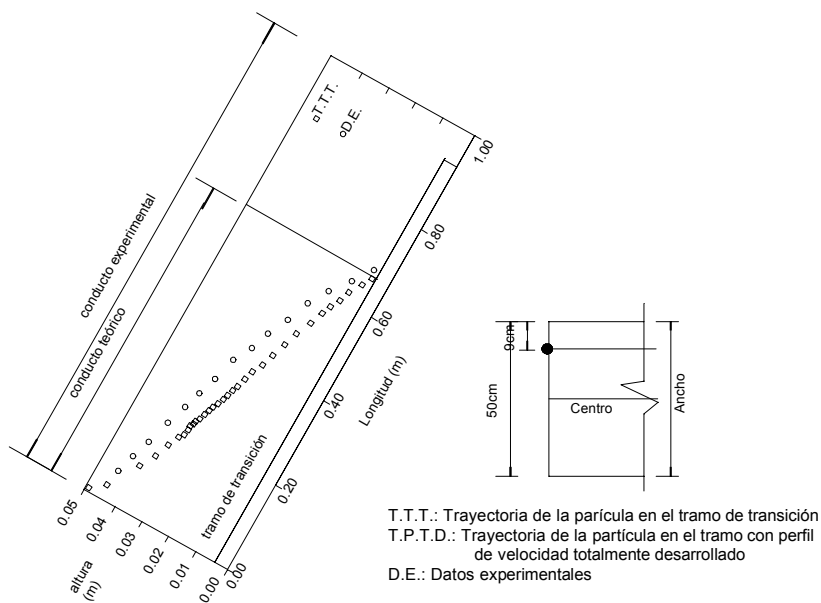


Figura 78. Trayectoria de la partícula que ingresa a 16,0 cm del centro del conducto de 5 x 50 cm para las siguientes condiciones : $U_s = 4,52$ cm/min; $R_e = 451,4$; $U_{em} = 30$ cm/min (Alcócer C., 1999)

Alcócer C. (1999) resumió la influencia de las variables estudiadas, que se presentan a continuación:

a) *Geometría de los Conductos – Partícula en el Centro*

En la **Figura 79** se muestra la variación de la longitud, obtenida experimentalmente, que se requiere para la sedimentación de las partículas con velocidad de sedimentación de 2,24 y 4,52 cm/min.

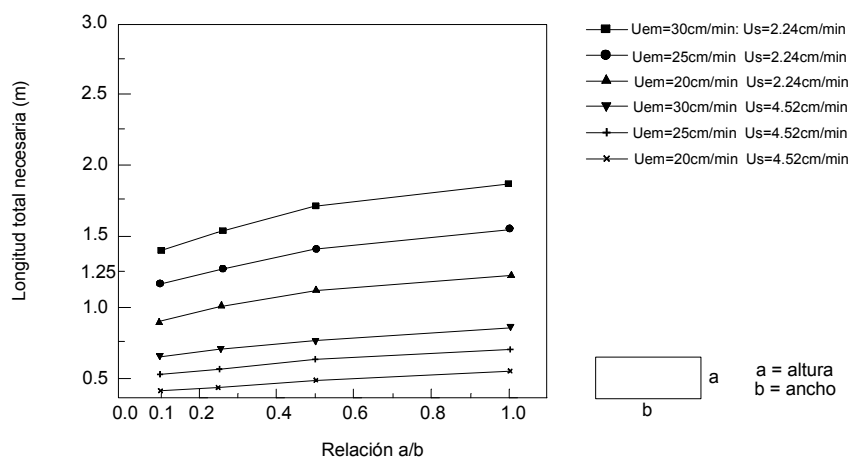


Figura 79. Influencia de la relación a/b en la longitud necesaria para la sedimentación de partículas discretas en el centro del conducto (Alcócer C., 1999)

Se nota que para las tres velocidades medias de escurrimiento de 20, 25 y 30 cm/min, la longitud necesaria para la sedimentación de la partícula se reduce con la disminución de la relación a/b, o sea, el conducto de placas planas paralelas necesita una menor longitud en relación a las demás configuraciones, cuando la partícula entra en la arista superior del plano vertical longitudinal en el centro del conducto.

b) *Velocidad de Sedimentación – Partícula en el Centro*

En la **Figura 80** se muestran las curvas que relacionan la longitud total necesaria para sedimentación en función de la velocidad de sedimentación para diferentes conductos y velocidad media de escurrimiento igual a 30 cm/min.

Conforme a lo esperado, se confirmó en los cuatro conductos que las partículas con menor velocidad de sedimentación precisan de una longitud mayor para sedimentar.

Utilizando la misma longitud relativa para los cuatro conductos ($L=l/a=20$), la velocidad de sedimentación requerida para que la partícula sedimente se reduce con la disminución de la relación a/b. Significa que para obtener el mismo desempeño en un conducto cuadrado y en placas paralelas, la velocidad de sedimentación de la partícula en el conducto cuadrado deberá ser mayor que la correspondiente a la de placas planas paralelas.

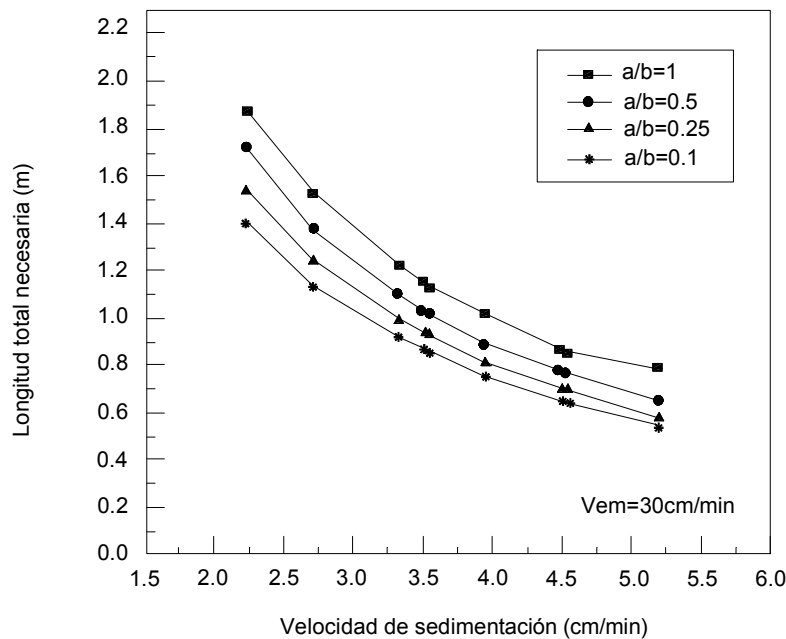


Figura 80. Influencia de la velocidad de sedimentación en la longitud necesaria para la sedimentación de partículas discretas en el centro del conducto (Alcócer C., 1999)

c) Posición de la Partícula en la Entrada del Conducto

En la **Figura 81** se consideran partículas con dos velocidades de sedimentación, 2,72 y 4,48 cm/min, velocidad media de escurrimiento 25 cm/min y $L_d = 20$. La figura muestra la relación entre la longitud necesaria para la sedimentación y la posición en donde las partículas ingresan en los conductos.

En esa figura se evidencia que la longitud máxima siempre se produce cuando la partícula entra en la arista superior y en el centro de los conductos.

Se pueden tener dos casos en la práctica que serán analizados en función de los datos experimentales obtenidos por Alcócer C. (1999).

Suspensión Afluente Uniforme

Los cuatro conductos fueron estudiados en las siguientes situaciones:

- con relación $a/b = 1.0, 0.5, 0.25$ y 0.1 ;
- para velocidad media de escurrimiento igual a 25 cm/min, la partícula con velocidad de sedimentación de 2,72 cm/min y $L_d = 20$.

La partícula fue removida en los conductos con la relación $a/b = 0,1$ y $0,25$ (tendencia a placas planas paralelas) independientemente de la posición que ocupaba en la arista

superior del conducto. En tanto con la relación $a/b = 0,5$ y $a/b = 1$ (conducto cuadrado), la partícula que entró en el centro no fue removida. Sin embargo, la partícula con la misma velocidad de sedimentación que entró lejos del centro fue removida en los conductos con a/b igual a 0,5 ó 1.

La partícula con velocidad de sedimentación mayor de 4,48 cm/min, en el escurrimiento con velocidad media de 25 cm/min y $L_d = 20$, sedimentó en los cuatro conductos, independientemente de la posición que ocupaba en la arista superior de la entrada del conducto. Se destaca que para partículas que sedimentan en el tramo de transición, adoptar $L = 20$ es una actitud muy conservadora hasta para las partículas que entran en el centro.

Suspensión Afluente no Uniforme

Se consideran partículas que ingresan en el mismo conducto con velocidad de sedimentación U_s entre 2,72 y 4,48 cm/min. Para una partícula de $U_s = 4,48$ cm/min considerada como de diseño, conducto con $L = 20$, resulta para partículas en suspensión con aquellas velocidades:

- 1). Para conductos con $a/b = 1$ (conducto cuadrado) y $a/b = 0,5$, la partícula con $U_s = 2,72$ cm/min sedimentará cuando ocupe posiciones distantes del centro.
- 2). Para conductos con $a/b = 0,25$ y $a/b = 0,1$ (semejante al conducto de placas planas paralelas), la partícula con $U_s = 2,72$ cm/min no sedimentará cualquiera sea su posición de entrada en los conductos.

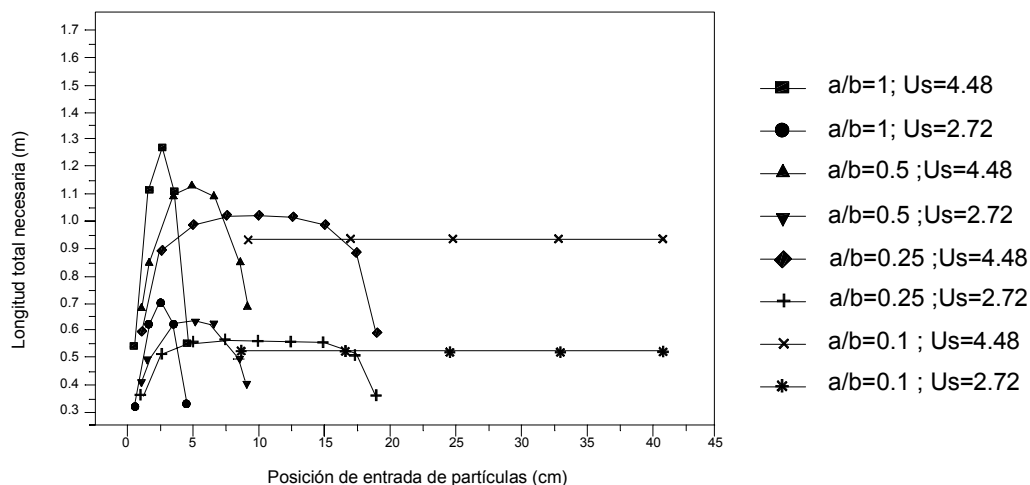


Figura 81. Longitud necesaria de sedimentación en función de la posición de la partícula en su ingreso al conducto (Alcócer C., 1999)

d) Velocidad de Escurrimiento

Tanto la longitud del tramo de transición como la del perfil de velocidad totalmente desarrollado aumentan con el incremento de la velocidad de escurrimiento.

En la **Figura 82**, para $U_s = 3,32$ cm/min y $L = 20$, la partícula que ingresó en la arista superior del plano vertical longitudinal central del conducto, sedimentó en los cuatro conductos estudiados hasta una velocidad de escurrimiento de 25 cm/min, aunque los conductos con relaciones $a/b = 0,25$ y $a/b = 0,1$ tengan menor longitud para sedimentar.

Se aprecia en esa figura, que existe un aumento considerable de la longitud necesaria a medida que aumenta la velocidad de sedimentación. Se pone también en evidencia que las formas tubulares requieren longitudes mayores que las de placas planas paralelas para una misma velocidad de sedimentación.

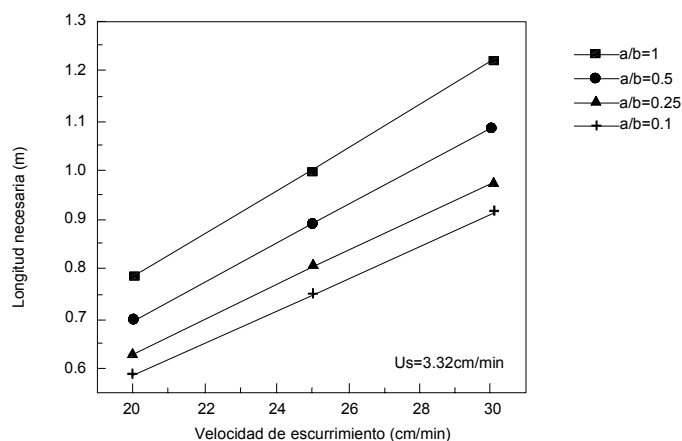


Figura 82. Influencia de la velocidad media de escurrimiento en la longitud necesaria para la sedimentación de partículas discretas (Alcócer C., 1999)

Una vez comprobada experimentalmente la modelación matemática propuesta para la sedimentación de partículas discretas, Alcócer C. (1999) calculó las longitudes necesarias de los conductos comerciales de plástico y de conductos de placas planas paralelas considerando velocidades medias de escurrimiento entre 10 y 30 cm/min y partículas con velocidades de sedimentación comprendidas entre 1 y 5 cm/min.

En la **Figura 83** se muestran detalles de los conductos y del módulo de la Cia Hansen, utilizados en la decantación en conductos inclinados:

En las

Tabla 7 y **Tabla 8** se presentan las dimensiones de los módulos, conductos, etc., y en las **Tabla 9**, **Tabla 10**, **Tabla 11** y **Tabla 12** se tienen los valores de las longitudes de los tramos de transición de los conductos en función de la velocidad de sedimentación de las partículas discretas y velocidades medias de escurrimiento.

El conducto más desfavorable en el caso del módulo tubular es de 48 x 88,5 mm, para el que se efectuaron los cálculos mostrados en la **Tabla 9**.

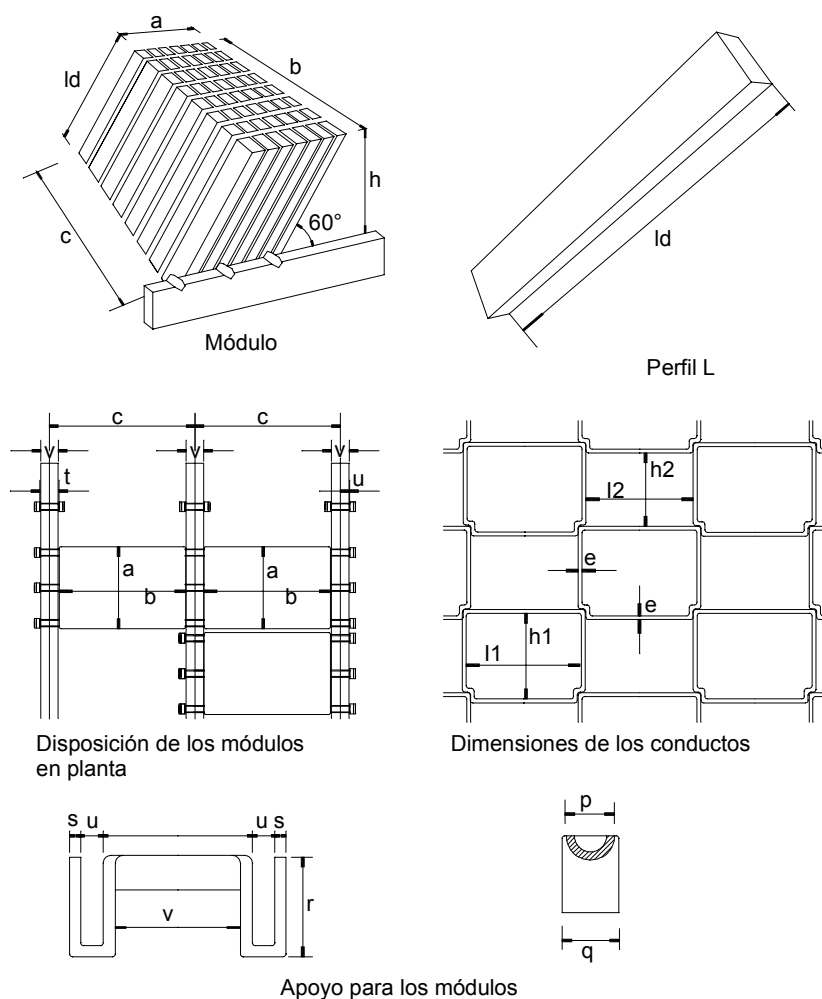


Figura 83. Características de los módulos tubulares de la Cía Hansen

Característica	Valor
l_1 (mm)	88,5
h_1 (mm)	48,0
l_2 (mm)	77,5
h_2 (mm)	39,0
e (mm)	1,0
A_1 (cm ²)	41,7
A_2 (cm ²)	30,4
P_1 (cm)	27,3
P_2 (cm)	23,2

Tabla 7. Características de los conductos

Característica	Perfil A	Perfil B
l_d (mm)	600	1 200
h (mm)	520	1 040
a (mm)	500	500
b (mm)	1 185	1 185
Área total de la sección Transversal (m^2)	0,52	0,52
Área útil de la sección transversal (m^2)	0,50	0,50
Peso del módulo (kg)	18,3	36,6
c (mm)	1 250	1 250
v (mm)	52	52
p (mm)	25	25
q (mm)	30	30
r (mm)	40	40
s (mm)	4	4
t (mm)	60	60
u (mm)	10	10
1 módulo está formado por 70 perfiles, prevaleciendo 140 conductos de escurrimiento ángulo de inclinación del módulo con el plano horizontal (θ) : 60°		

Tabla 8. Dimensiones de los conductos y de los módulos

Us (cm/min)	Velocidad Media de Escurrimiento (cm/min)									
	10 cm/min		15 cm/min		20cm/min		25 cm/min		30 cm/min	
	X	Z	X	Z	X	Z	X	Z	X	Z
1,0	0,4405	0,0283	0,6595	0,0286	0,8785	0,0292	1,1010	0,0293	1,3191	0,0293
1,5	0,4405	0,0218	0,6595	0,0223	0,8785	0,0233	1,1010	0,0234	1,3191	0,0236
2,0	0,4405	0,0143	0,6595	0,0155	0,8785	0,0170	1,1010	0,0173	1,3191	0,0175
2,5	0,4163	0,0045	0,6595	0,0053	0,8785	0,0089	1,1010	0,0097	1,3191	0,0101
3,0	0,3291	0,0048	0,5320	0,0048	0,7678	0,0044	0,9844	0,0041	1,1946	0,0042
3,5	0,2654	0,0049	0,4391	0,0045	0,6356	0,0050	0,8219	0,0043	0,9962	0,0049
4,0	0,2176	0,0049	0,3678	0,0045	0,5452	0,0043	0,7034	0,0042	0,8606	0,0042

Tabla 9. Longitud del tramo de transición del conducto de plástico de 48 x 88,5 mm

Us (cm/min)	Velocidad Media de Escurrimiento (cm/min)									
	10 cm/min		15 cm/min		20cm/min		25 cm/min		30 cm/min	
	X	Z	X	Z	X	Z	X	Z	X	Z
1,0	0,2625	0,0330	0,3930	0,0336	0,5234	0,0342	0,6555	0,0343	0,7859	0,0343
1,5	0,2625	0,0281	0,3930	0,0287	0,5234	0,0295	0,6555	0,0297	0,7859	0,0298
2,0	0,2625	0,0228	0,3930	0,0238	0,5234	0,025	0,6555	0,0252	0,7859	0,0254
2,5	0,2625	0,0167	0,3930	0,0185	0,5234	0,0203	0,6555	0,0208	0,7859	0,0210
3,0	0,2625	0,0079	0,3930	0,012	0,5234	0,0149	0,6555	0,0157	0,7859	0,0161
3,5	0,2245	0,0044	0,3699	0,0048	0,5234	0,0072	0,6555	0,0089	0,7859	0,0097
4,0	0,1839	0,0046	0,3158	0,0044	0,4624	0,0044	0,5966	0,0049	0,7335	0,0046

Tabla 10. Longitud del tramo de transición del conducto de 50 x 500 mm

Us (cm/min)	Velocidad de escurrimiento (cm/min)									
	10 cm/min		15 cm/min		20 cm/min		25 cm/min		30 cm/min	
	X	Z	X	Z	X	Z	X	Z	X	Z
1.0	0.3780	0.0376	0.5659	0.0380	0.7537	0.0388	0.9439	0.0390	1.1317	0.0390
1.5	0.3780	0.0304	0.5659	0.0312	0.7537	0.0324	0.9439	0.0327	1.1317	0.0328
2.0	0.3780	0.0227	0.5659	0.0241	0.7537	0.0260	0.9439	0.0264	1.1317	0.0266
2.5	0.3780	0.0122	0.5659	0.0156	0.7537	0.0186	0.9439	0.0192	1.1317	0.0196
3.0	0.3303	0	0.5372	0.0049	0.7537	0.0077	0.9439	0.0096	1.1317	0.0106
3.5	0.2673	0	0.4501	0.0040	0.6516	0.0044	0.8428	0.004	1.0245	0.0048
4.0	0.2195	0	0.3750	0.0050	0.5539	0.0046	0.7213	0.0041	0.8823	0.0045

Tabla 11. Longitud del tramo de transición del conducto de 60 x 600 mm

Us (cm/min)	Velocidad Media de Escurrimiento (cm/min)									
	10 cm/min		15 cm/min		20cm/min		25 cm/min		30 cm/min	
	X	Z	X	Z	X	Z	X	Z	X	Z
1,0	1,0500	0,0484	1,5719	0,0493	2,0937	0,0515	2,6219	0,050	3,1437	0,0502
1,5	1,0500	0,0269	1,5719	0,0294	2,0937	0,0332	2,6219	0,0312	3,1437	0,0317
2,0	0,9715	0,0034	1,4348	0,0045	1,9597	0,0049	2,5031	0,0045	3,0359	0,0044
2,5	0,6958	0,0039	1,1117	0,0040	1,5386	0,0035	1,9646	0,0042	2,4024	0,0024
3,0	0,5386	0,0034	0,8898	0,0035	1,2366	0,0046	1,5893	0,0049	1,9392	0,0048
3,5	0,4319	0,0048	0,7512	0,0047	1,0323	0,0025	1,3343	0,0029	1,6257	0,0044
4,0	0,3578	0,0039	0,6420	0,0049	0,8739	0,0024	1,1354	0,0029	1,3921	0,0036

Tabla 12. Longitud del tramo de transición del conducto de 100 x 1000 mm

En estas **Tablas**:

X : longitud del tramo de transición.

Z : posición de la partícula (altura en el interior del conducto, de la partícula que ingresa en la parte superior del mismo) en función de X.

Para su cálculo se utilizan las ecuaciones 42, 43, 44 y 45. Su valor es importante para verificar que, dependiendo de la velocidad promedio del escurrimiento y de la forma del conducto, la partícula podrá sedimentar o no en el conducto, lo que Yao había despreciado.

Por ejemplo en un conducto de plástico de 48 x 88,5 mm, con una longitud de 1,00 m, velocidad media de escurrimiento 15 cm/min y partícula de $V_s = 2$ cm/min, de acuerdo a la **Figura 9**, la partícula en el tramo de transición estará a 0,6595 m de la entrada y a una altura de 0,0155 sobre el fondo. A partir de este punto se tiene perfil de velocidad totalmente desarrollado y sin duda, la partícula irá a sedimentar en la longitud restante de 0,3405 m.

En las **Tabla 13**, **Tabla 14**, **Tabla 15** y **Tabla 16** se presentan las longitudes necesarias de los conductos para la sedimentación de las partículas considerando los tramos de transición y de perfil de velocidad totalmente desarrollado para los conductos mencionados.

Estas tablas se han desarrollado para conductos de sección rectangular con diferentes relaciones entre sus lados. Cuando esta relación alcanza un valor de 10 ó mayor, se considera que los distintos parámetros analizados no sufren variación, ya que desaparece la influencia de las paredes laterales, por lo que los valores indicados en estos casos serán válidos para el cálculo de conductos formados por placas planas paralelas.

U _s (cm/min)	Velocidad de Esgurrimiento (cm/min)														
	10 cm/min			15 cm/min			20cm/min			25 cm/min			30 cm/min		
	Transición	total	perf. des.	transición	total	perf. des.	transición	total	perf. des.	transición	total	perf. des.	transición	total	perf. des.
1.0	0.4405	1,2149	0,7744	0,6595	1,8602	1,2007	0,8785	2,5397	1,6612	1,1010	3,1945	2,0935	1,3191	3,8548	2,5357
1.5	0.4405	0,9653	0,5248	0,6595	1,2035	0,5440	0,8785	1,6680	0,7895	1,1010	2,1064	1,0054	1,3191	2,5485	1,2294
2.0	0.4405	0,5560	0,1155	0,6595	0,8740	0,2145	0,8785	1,2250	0,3465	1,1010	1,5558	0,4548	1,3191	1,8813	0,5622
2.5	0.4163	0.4163	0	0,6595	0,6772	0,0177	0,8785	0,9582	0,0797	1,1010	1,224	0,1230	1,3191	1,4818	0,1627
3.0	0.3291	0.3291	0	0,5320	0,5320	0	0,7678	0,7678	0	0,9844	0,9844	0	1,1946	1,1946	0
3.5	0.2654	0.2654	0	0,4391	0,4391	0	0,6356	0,6356	0	0,8219	0,8219	0	0,9962	0,9962	0
4.0	0.2176	0.2176	0	0,3678	0,3678	0	0,5452	0,5452	0	0,7034	0,7034	0	0,8606	0,8606	0

Tabla 13. Longitud necesaria de los conductos (en metros) en función de la velocidad de sedimentación de partículas discretas y de la velocidad media de escurrimiento en el conducto de 48 x 85,5 mm

U _s (cm/min)	Velocidad de Esgurrimiento (cm/min)														
	10 cm/min			15 cm/min			20cm/min			25 cm/min			30 cm/min		
	transición	total	perf. des.	transición	total	perf. des.	transición	total	perf. des.	transición	total	perf. des.	transicion	total	perf. des.
1.0	0.2625	0.9864	0.7239	0.3930	1.5296	1.1366	0.5234	2.0891	1.5657	0.6555	2.6378	1.9823	0.7859	3.1746	2.3887
1.5	0.2625	0.6363	0.3738	0.3930	0.9945	0.6015	0.5234	1.3729	0.8495	0.6555	1.7422	1.0867	0.7859	2.1051	1.3192
2.0	0.2625	0.4554	0.1929	0.3930	0.7236	0.3306	0.5234	1.0137	0.4903	0.6555	1.4585	0.803	0.7859	1.5624	0.7765
2.5	0.2625	0.3448	0.0823	0.3930	0.5589	0.1659	0.5234	0.7956	0.2722	0.6555	1.0199	0.3644	0.7859	1.2371	0.4512
3.0	0.2625	0.2727	0.0102	0.3930	0.4497	0.0567	0.5234	0.6480	0.1246	0.6555	0.8365	0.181	0.7859	1.0187	0.2328
3.5	0.2245	0.2245	0	0.3699	0.3699	0	0.5234	0.5449	0.0215	0.6555	0.7040	0.0485	0.7859	0.8591	0.0732
4.0	0.1839	0.1839	0	0.3158	0.3158	0	0.4624	0.4624	0	0.5966	0.5966	0	0.7335	0.7335	0

Tabla 14. Longitud necesaria de los conductos (en metros) en función de la velocidad de sedimentación de partículas discretas y de la velocidad media de escurrimiento en el conducto de 50 x 500 mm

U _s (cm/min)	Velocidad de Esgurrimiento (cm/min)														
	10 cm/min			15 cm/min			20cm/min			25 cm/min			30 cm/min		
	Transición	total	perf. des.	transición	total	perf. des.	Transición	total	perf. des.	Transición	total	perf. des.	transición	total	perf. des.
1.0	0.3780	1.1941	0.8161	0.5659	1.8331	1.2672	0.7537	2.5091	1.7554	0.9439	3.1733	2.2294	1.1317	3.8183	2.6866
1.5	0.3780	0.7617	0.3837	0.5659	1.1906	0.6237	0.7537	1.6527	0.8990	0.9439	2.0992	1.1553	1.1317	2.5344	1.4027
2.0	0.3780	0.5449	0.1669	0.5659	0.8649	0.2990	0.7537	1.2217	0.4680	0.9439	1.5564	0.6125	1.1317	1.8844	0.7527
2.5	0.3780	0.4119	0.0339	0.5659	0.6676	0.1007	0.7537	0.9554	0.2017	0.9439	1.2201	0.2762	1.1317	1.4823	0.3506
3.0	0.3303	0.3303	0	0.5372	0.5372	0	0.7537	0.7789	0.0252	0.9439	1.0006	0.0567	1.1317	1.2191	0.0874
3.5	0.2673	0.2673	0	0.4501	0.4501	0	0.6516	0.6616	0	0.8428	0.8428	0	1.0245	1.0245	0
4.0	0.2195	0.2195	0	0.3750	0.3750	0	0.5539	0.5539	0	0.7213	0.7213	0	0.8823	0.8823	0

Tabla 15. Longitud necesaria de los conductos (en metros) en función de la velocidad de sedimentación de partículas discretas y de la velocidad media de escurrimiento en el conducto de 60 x 600 mm

U _s (cm/min)	Velocidad de Esgurrimiento (cm/min)														
	10 cm/min			15 cm/min			20cm/min			25 cm/min			30 cm/min		
	Transición	total	perf. des.	Transición	total	perf. des.	Transición	total	perf. des.	Transición	total	perf. des.	transición	total	perf. des.
1.0	1.0500	1.9822	0.9322	1.5719	3.0507	1.4788	2.0937	4.2284	2.1347	2.6219	5.2003	2.5784	3.1437	6.2713	3.1276
1.5	1.0500	1.2574	0.2074	1.5719	1.9660	0.3941	2.0937	2.7683	0.6746	2.6219	3.3913	0.7694	3.1437	4.1038	0.9601
2.0	0.9715	0.9715	0	1.4348	1.4348	0	1.9597	1.9597	0	2.5031	2.5031	0	3.0359	3.0359	0
2.5	0.6958	0.6958	0	1.1117	1.1117	0	1.5386	1.5386	0	1.9646	1.9646	0	2.4024	2.4024	0
3.0	0.5386	0.5386	0	0.8898	0.8898	0	1.2366	1.2366	0	1.5893	1.5893	0	1.9392	1.9392	0
3.5	0.4319	0.4319	0	0.7512	0.7512	0	1.0323	1.0323	0	1.3343	1.3343	0	1.6257	1.6257	0
4.0	0.3578	0.3578	0	0.6420	0.6420	0	0.8739	0.8739	0	1.1354	1.1354	0	1.3921	1.3921	0

Tabla 16. Longitud necesaria de los conductos (en metros) en función de la velocidad de sedimentación de partículas discretas y de la velocidad media de escurrimiento en el conducto de 100 x 1000 mm

10. PROYECTO DE DECANTADORES DE ESCURRIMIENTO INCLINADO

10.1. CONSIDERACIONES INICIALES

El proyecto de cualquier unidad de una planta de tratamiento requiere conocer los parámetros que influyen en su desempeño. En especial, en el caso de los decantadores de escurrimiento inclinado, es imprescindible conocer el porcentaje de remoción de flóculos en función de la velocidad de sedimentación para aguas de diferentes calidades, afluentes a la planta de potabilización.

Independientemente de la calidad del agua cruda, en zonas donde existen dos épocas distintas, de sequía y de lluvias, la turbiedad del agua decantada no debe superar 10 UT, preferentemente menor que 5 UT, para que los filtros funcionen satisfactoriamente produciendo agua filtrada con turbiedad menor que 1 UT y con carreras de filtración de duración razonable.

Vale recordar que la filtrabilidad de las partículas presentes en el agua decantada es muy diferente a la observada en el agua coagulada o floculada en sistemas de filtración directa, pues en este caso la coagulación se realiza con el mecanismo de adsorción y neutralización de cargas.

En Brasil en época de lluvias intensas es frecuente la existencia de agua cruda con turbiedad superior a 500 UT, alcanzando muchas veces entre 1.000 y 2.000 UT, haciendo ineficaces los decantadores y produciendo agua decantada con turbiedad relativamente alta, exigiendo la reducción del caudal afluente a la planta de tratamiento.

Esa situación sucede porque muchos proyectos, gran cantidad de nuevas plantas y la reforma y ampliación de las plantas existentes, fueron elaborados sin apropiados estudios estadísticos de la calidad del agua cruda y la ejecución de ensayos de tratamiento, para obtener parámetros de proyecto realistas.

Además, se debe recordar que las teorías aplicadas anteriormente se basaban en la sedimentación de partículas discretas. Sin embargo en las plantas las partículas son floculentas y se adhieren a las paredes de los conductos de placas planas paralelas de un decantador de escurrimiento inclinado. Existen decantadores de escurrimiento inclinado en donde gran parte de las partículas floculentas no sedimentan.

En el primer caso, la eficiencia de la decantación aumenta con el tiempo de operación, en tanto en el segundo solamente con estudios detallados de coagulación, floculación y de las características hidrodinámicas de los decantadores es posible encontrar las causas de tal situación.

10.2. VELOCIDAD DE ESCURRIMIENTO EN LOS CONDUCTOS

Se vio que la trayectoria de la partícula crítica que ingresa en un conducto en coincidencia con la arista superior en el plano vertical longitudinal central, sedimenta

dependiendo de la velocidad media del escurrimiento y cuanto mayor es ésta, mayor es su trayectoria, favoreciendo el arrastre de partículas que estaban depositadas.

Los resultados experimentales obtenidos por Cunha (1989), indican que el uso de velocidades medias de escurrimiento entre 10 y 30 cm/min influye poco en el desempeño de conductos cuadrados y rectangulares o de placas planas paralelas, en plantas que utilizan sulfato de aluminio como coagulante primario cuando la longitud relativa del conducto es, como mínimo, igual a 20.

Sin embargo, como durante el trabajo experimental la turbiedad del agua cruda era relativamente baja, no se pudo generalizar tal resultado, pues en general, al aumentar la velocidad media de escurrimiento existe necesidad de aumentar la velocidad de sedimentación de los flóculos principalmente para módulos tubulares constituidos por conductos con longitud relativa L_d menor que 20, como se muestra en la **Figura 84**.

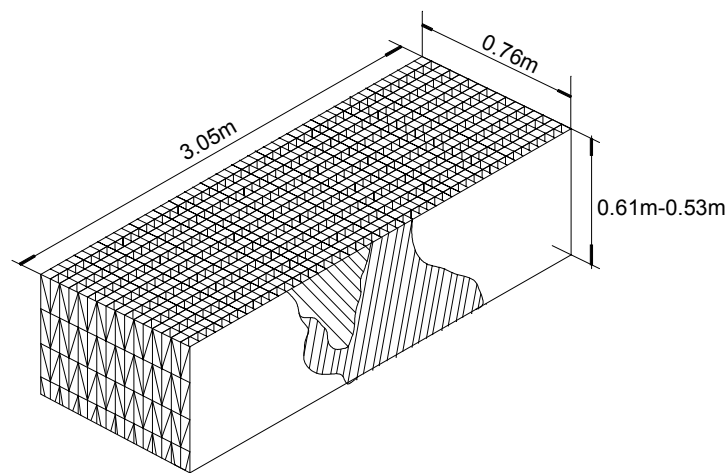


Figura 84. Módulo tubular con conductos de largo relativo menor que 20

Para escurrimiento laminar con número de Reynolds inferior a 2000, para que no se produzca arrastre la velocidad no debe exceder de:

$$U_{em} \leq (\sqrt{Re/8}) \cdot U_s \quad (72)$$

donde:

U_{em} : velocidad media de escurrimiento (cm/min)

U_s : velocidad de sedimentación de la partícula crítica considerada (cm/min)

$$R_e: R_e = \frac{4ab U_{em}}{(a+b) \nu} = \text{número de Reynolds, dado por la ecuación 57}$$

A dicha expresión se llega recordando que conforme a la teoría propuesta por Ingersoll, Mc Kee e Brooks – Fundamentals concepts of rectangular settling tanks – 1956 y

aplicando la ecuación de Darcy – Weisbach para el escurrimiento en conductos se demuestra que:

$U \leq \sqrt{\frac{8}{f}} U_s$ y dado que para el régimen laminar $f = \frac{64}{Re}$ reemplazando se obtiene la ecuación 72, que ha sido adoptada por la Norma Brasileira NB-592 (1989).

Por ejemplo, considerando $U_s = 2$ cm/min y $Re = 500$, U_{em} resulta de 15,8 cm/min.

Como los resultados experimentales obtenidos por Cunha (1989) no confirman la validez de la ecuación 72, o sea que el autor no verificó el arrastre de flóculos previamente depositados en los conductos para valores semejantes a los utilizados en el ejemplo, es posible que otros factores estén influyendo además de los considerados en el análisis anterior. Camp (1946) consideró el arrastre de partículas depositadas en los decantadores convencionales y propuso una ecuación que se adoptó para conductos inclinados y está dada por:

$$U_{ar} = \cos \theta \sqrt{\frac{8 \beta_{ar} g D_p (S_s - 1)}{f}} \quad (73)$$

donde:

U_{ar} : velocidad de arrastre (m/s)

β_{ar} : coeficiente, función de las características de los flóculos

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

S_s : coeficiente igual a la relación de las masas específicas, ρ_s/ρ_a

f : coeficiente de fricción de Darcy-Weisbach

D_p : tamaño de la partícula (m)

θ : inclinación del conducto

Considerando $\beta_{ar} = 0,03$, $f = 0,03$, $S_s = 1,03$, $D_p = 0,001$ m, $\theta = 60^\circ$ y $g = 9,8$ m/s^2 , la velocidad de arrastre resulta del orden de 0,0242 m/s (145 cm/min).

Por otra parte, tal como lo establece la NB-592 los cálculos efectuados por los proyectistas hasta la actualidad no tienen en cuenta la sedimentación en el tramo de transición y además limitan la velocidad media de escurrimiento en 0,35 cm/s (21 cm/min) cuando el escurrimiento es laminar y en 0,6 cm/s (36 cm/min) cuando el escurrimiento es turbulento.

Como puede observarse, la velocidad media de escurrimiento en los conductos depende esencialmente de la velocidad de sedimentación de los flóculos obtenida en ensayos de tratabilidad para las características del agua cruda considerada más desfavorables. Cuanto mayor sea la velocidad de los flóculos mayor podrá ser la velocidad media del escurrimiento, no debiendo exceder de 40 cm/min.

10.3. ENTRADA DE AGUA Y RETIRO DEL MATERIAL DEPOSITADO

La decantación en conductos inclinados se utilizó con frecuencia a partir de la década del 70, siglo XX, principalmente para reformar decantadores convencionales, buscando aumentar su capacidad. Generalmente, se cubría el tercio final del decantador con módulos tubulares o placas planas paralelas y se duplicaba el caudal en el decantador.

Debido a la distribución no uniforme del agua floculada en el área cubierta por los conductos, se producían cortocircuitos hidráulicos con notorios efectos negativos en la calidad del agua decantada.

Durante la década del 80, lamentablemente algunos decantadores nuevos se proyectaron y construyeron sin el debido cuidado en lo que se refiere a la distribución de agua floculada sobre el área cubierta por los conductos, como se puede observar en la **Figura 85**.

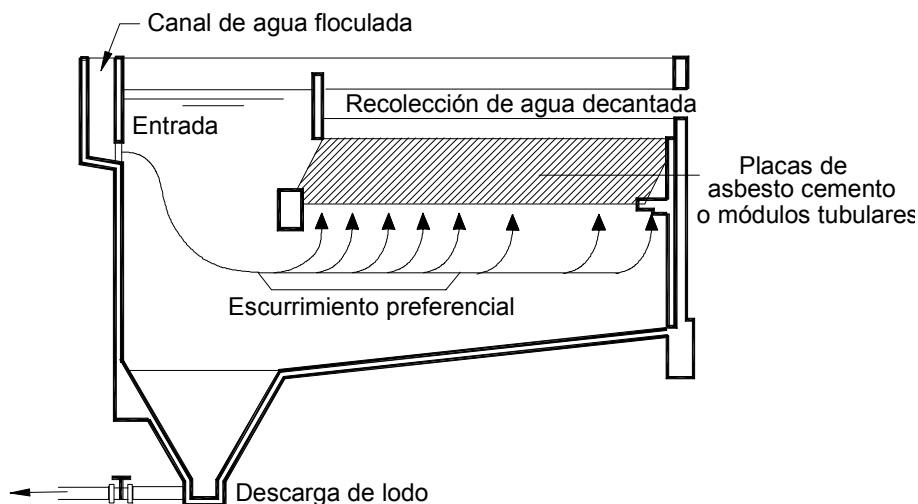


Figura 85. Esquema de un decantador de escurrimiento inclinado con concepción inadecuada de la entrada del agua floculada

Se ve en la **Figura 85** que aunque no se previó en forma adecuada el ingreso del agua floculada a los diversos canales formados por las placas, existió una cierta preocupación con respecto al retiro del material depositado como se aprecia en la pendiente de fondo del decantador y la tolva de lodos.

En el esquema de la **Figura 86** se observa un decantador de escurrimiento inclinado proyectado y construido en la década del 70 con entrada central, buscando la forma de distribuir el agua floculada sobre los conductos y tolvas de barro. Sin embargo, la profundidad de la unidad fue excesiva.

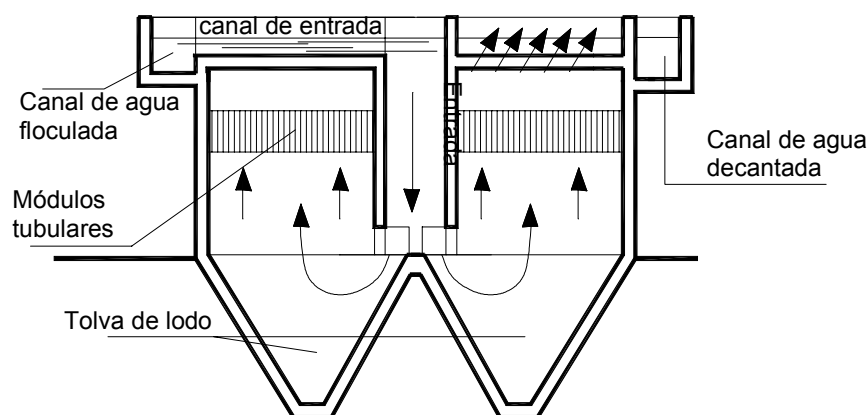


Figura 86. Esquema de un decantador de escurrimiento inclinado con entrada central de agua floculada y tolvas de barro

Para que un decantador de escurrimiento inclinado funcione satisfactoriamente y no se produzca destrucción de flóculos en la entrada, existen tres requisitos básicos que se deben cumplir:

- Distribución uniforme del agua floculada sobre los conductos
- Extracción apropiada del material depositado.
- Recolección uniforme del agua decantada.

La distribución del agua floculada entre las placas se realiza por medio de canales o tubos provistos de orificios, conforme al dimensionamiento descrito anteriormente para decantadores convencionales.

La recolección de agua decantada se realiza por medio de caños o tubos perforados, también analizados anteriormente para decantadores convencionales. La extracción de material depositado se realiza mecánicamente por intermedio de raspadores o un sifón fluctuante, o mediante sifonamiento fijo.

En la **Figura 87** se muestra el esquema de un decantador de escurrimiento inclinado con un canal central, dispuesto longitudinalmente que cumple tres finalidades:

- Retiro del barro por medio de tubos extractores (canal (1) inferior).
- Distribución del agua floculada entre las placas (canal (2) intermedio).
- Retiro del agua decantada recolectada por caños o tubos ubicados transversalmente (canal (3) superior).

Los caños extractores de barros deben descargar libremente en el canal colector longitudinal (canal inferior), debiendo ventilarse la zona superior de ese canal por medio de un caño que la vincula con el exterior. Además para no producir el ahogo o interferencia con los caños extractores, al final del canal colector se debe proyectar una

válvula de descarga del caudal total de barro recolectado, diseñada para que la pérdida de carga producida sea inferior a la diferencia de cotas entre el caño y la válvula.

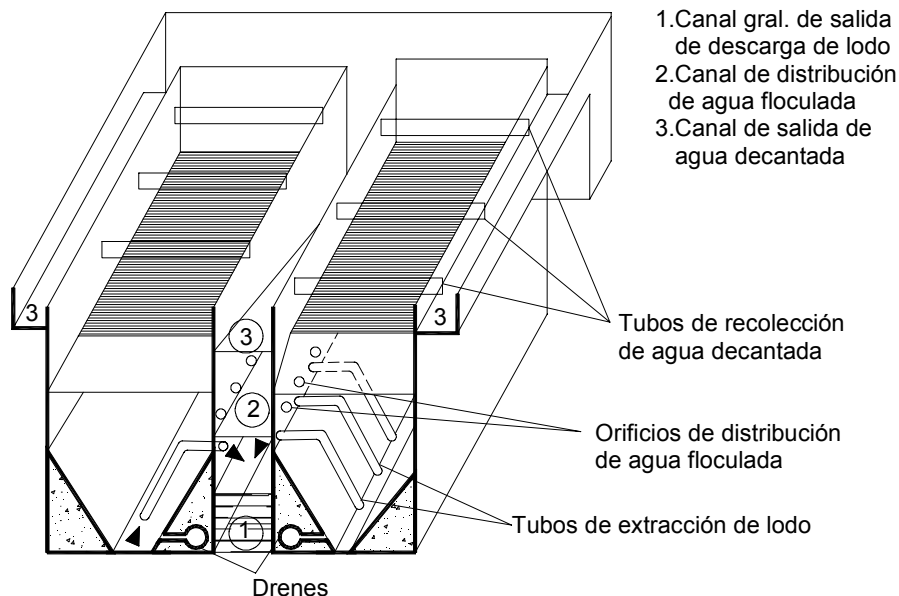


Figura 87. Esquema de un decantador de escurrimiento inclinado con canales centrales para descarga de barro, distribución de agua floculada y recolección de agua decantada

Luego de la descarga, el aire existente en el canal saldrá por el tubo de ventilación, no produciendo levantamiento de flóculos luego del reinicio de funcionamiento del decantador. Como los tubos extractores estarán sometidos a la misma carga hidráulica, el caudal de descarga en el canal inferior será igual al número de tubos extractores por el caudal de uno de ellos.

Existen dos opciones en relación al fondo:

- 1). Construcción de un canal longitudinal con tubos extractores espaciados cada 1 m (máxima separación admitida), con diámetro mínimo de 38 mm y velocidad de escurrimiento superior a 3 m/s.
- 2). Tolvas de barro con descarga por medio de tubos individuales.

En cualquier caso, es importante prever tubos dispuestos longitudinalmente, provistos de válvulas externas al decantador, para posibilitar su drenaje.

El caudal de descarga de un tubo extractor se estima por la siguiente ecuación (salida por un orificio):

$$q_{te} = C_d S_t \sqrt{2gh_d} \quad (74)$$

El valor de C_d está en función de la relación (longitud total equivalente/diámetro del tubo), L_{et}/d , como se muestra en la **Tabla 17**.

L_{et}/d (m)	C_d
300	0,33
200	0,39
100	0,47
90	0,49
80	0,52
70	0,54
60	0,56
50	0,58
40	0,64
30	0,70
20	0,73

Tabla 17. Valores de C_d en función de L_{et}/d

Por ejemplo, sea un canal central para el retiro de barro extraído de 8 tolvas de barro (4 de cada lado) por medio de tubos de 75 mm de diámetro, cuyo esquema se muestra en la **Figura 88**.

La longitud equivalente del tubo extractor de barro es de 2,25 m ($0,075 \times 30$) y el real de 1,70 m, resultando un total de 3,95 m. La relación L_{et}/d resulta de 52,7 y en la **Tabla 17**, el valor de C_d es de aproximadamente 0,58.

Utilizando la ecuación 74, se obtiene un caudal de 19,65 L/s. Como se tienen 8 pozos, el caudal total a ser vehiculizado en el canal inferior será de cerca de 157,2 L/s. Con ese caudal se dimensiona la compuerta de descarga del canal para que las salidas de los tubos extractores descarguen libremente en el interior del canal.

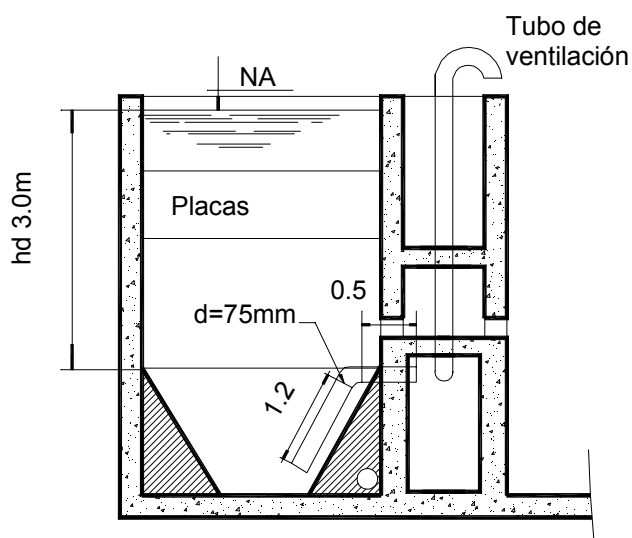


Figura 88. Esquema del decantador en Corte, del Ejemplo

En la **Figura 89** se presenta un esquema de un decantador de escurrimiento inclinado, en donde se observa la distribución de agua floculada por medio de tubos perforados y almacenamiento temporario del material depositado en tolvas de volumen tronco piramidal invertido.

En decantadores nuevos, se recomienda el uso de canales en lugar de tubos, debido a la dificultad de variar la sección de escurrimiento cuando se utilizan tubos. En tanto, tratándose de la adaptación de decantadores convencionales los tubos son los que se instalan más fácilmente, recomendándose el empleo de tubos de resina.

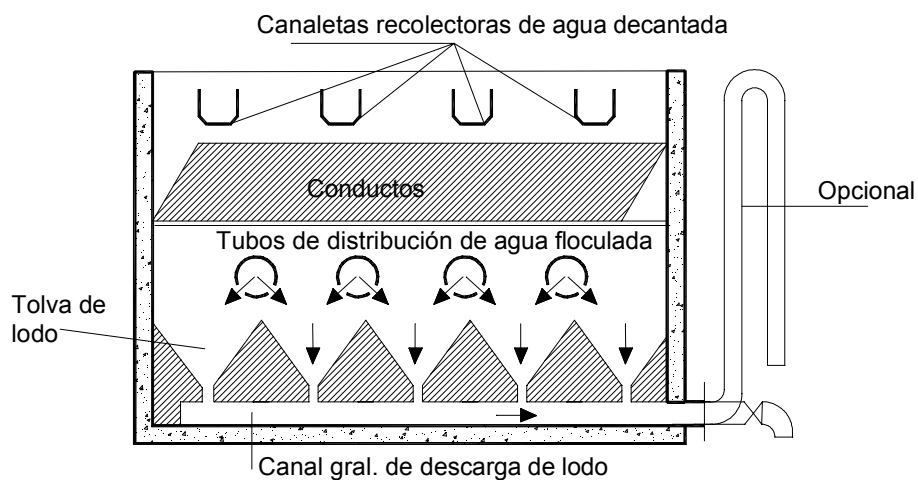


Figura 89. Esquema de un decantador de escurrimiento inclinado con distribución de agua floculada por medio de cañerías perforadas y tolvas de barro

En un sistema de distribución del tipo indicado para tener una variación del 10% del caudal de ingreso entre compuertas u orificios extremos, se recomienda una relación igual o inferior a 0,42, entre la sumatoria del área de los laterales y el área del distribuidor principal. Para manifolds de recolección de barros se recomienda que esa relación sea inferior a 0,3 (preferentemente inferior a 0,2).

En la **Figura 90** se presentan dos opciones para los múltiples de recolección de barros. En la opción 1 los orificios se ubican en la pared vertical del canal de recolección (principal) y la superficie isotaquia* de cada una de ellas resulta igual a un cuarto ($\frac{1}{4}$) de la esfera correspondiente. En tanto en la opción 2 los orificios se ubican en la parte superior del canal recolector (principal) y la superficie isotaquia de cada una de ellas resulta igual a la mitad ($\frac{1}{2}$) de la esfera de influencia correspondiente.

Considerando velocidad de arrastre superior a 2 cm/s, se tiene:

- Caudal de extracción en el orificio

* isotaquia: línea o superficie que une puntos de igual velocidad.

➤ Opción 1 : $q_{01} \geq \pi D_i^2 / 4) \times 0,02$ (75)

➤ Opción 2 : $q_{02} \geq (\pi D_i^2 / 2) \times 0,02$ (76)

• Distancia entre orificios

➤ Opción 1 : $D_i \leq 7,8 \sqrt{q_{01}}$ (77)

➤ Opción 2 : $D_i \leq 5,6 \sqrt{q_{02}}$ (78)

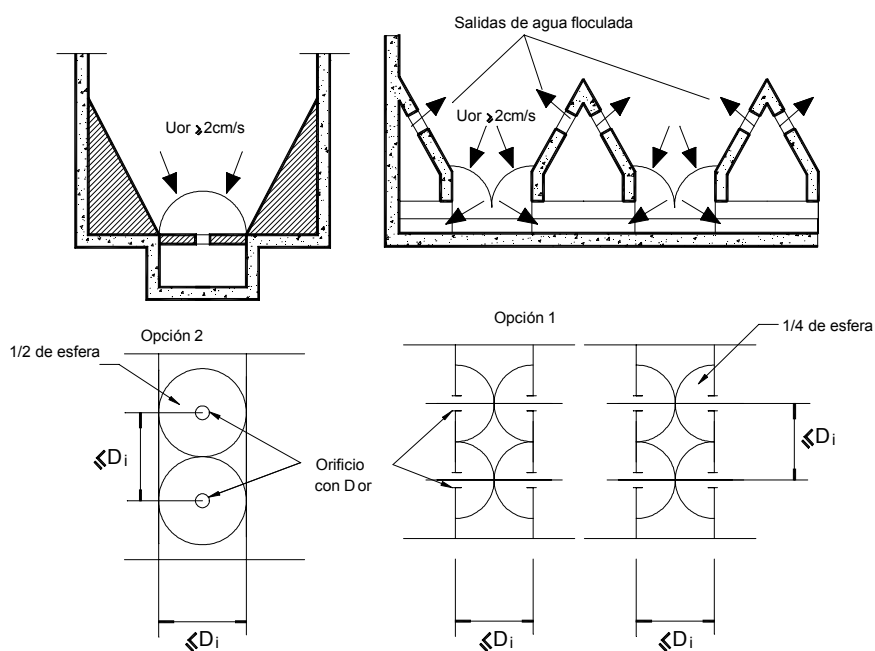


Figura 90. Extracción de barro por medio de orificios y canal principal

La carga hidráulica disponible será igual a la pérdida de carga en: orificios, canal principal y válvula o compuerta de descarga.

• Orificio

➤ $h_{or} = \frac{1}{2g} \left(\frac{q_0}{C_d A_{or}} \right)^2$ (79)

• Canal Principal

➤ $h_{dp} = \frac{L_{dp}}{3} \left(\frac{n N_{or} q_o}{A_{dp} R_h^{2/3}} \right)^2$ (80)

• Válvula o Compuerta

$$\triangleright h_{vd} = \left(\frac{N_{or} q_o}{C_d A_{vd}} \right)^2 \frac{1}{2g} \quad (81)$$

$$\bullet H_d = h_{or} + h_{dp} + h_{vd} \quad (82)$$

Ejemplo:

Calcular el caudal de descarga de barro en un canal (opción 2) con 6 m de largo, de sección inicial igual a 0,4 x 0,2 m² y final de 0,4 x 0,6 m², conteniendo 10 orificios de 75 mm de diámetro para una altura de agua en el decantador igual a 3 m.

- Pérdida de carga en el orificio (ecuación 79, con $A_{or} = 0,0044 \text{ m}^2$, $C_d = 0,6$, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$)

$$h_{or} = 7,32 \times 10^3 (q_o)^2$$

- Pérdida de carga en el canal de recolección (principal) (ecuación 80, con $n = 0,013$, $N_{or} = 10$, $A_{dp} = 0,24 \text{ m}^2$, $R_h = 0,12 \text{ m}$, $L_{dp} = 6 \text{ m}$)

$$h_{dp} = 10 (q_o)^2$$

- Pérdida de carga en la compuerta de descarga (ecuación 81, con $N_{or} = 10$, $C_d = 0,6$, $A_{vd} = 0,16 \text{ m}^2$)

$$h_{vd} = 553 (q_o)^2$$

- La suma de las tres pérdidas debe ser igual a 3 m:

$$3 = 7,32 \times 10^3 (q_o)^2 + 10 (q_o)^2 + 553 (q_o)^2 \rightarrow q_o = 0,0195 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Velocidad media de escurrimiento en el orificio $\cong 4 \text{ m/s}$

- Distancia entre orificios (eq. 18) : $D_i \leq 0,78 \text{ m}$

- Relación de áreas : $\Sigma \text{ área de los orificios} = 10 \times 0,0044 = 0,044 \text{ m}^2$; $A_{dp} = 0,24 \text{ m}^2$

$$\text{Relación} = 0,044/0,24 = 0,18 \text{ (aceptable)}$$

- Velocidad de escurrimiento en el canal = 0,81 m/s

10.4. RECOLECCIÓN DEL AGUA DECANTADA

La recolección del agua decantada en decantadores de conductos con escurrimiento inclinado debe ser uniforme para evitar la producción de corrientes preferenciales. De acuerdo con la experiencia, se recomienda que la distancia entre caños o tubos de recolección sea inferior a 2 veces la altura de agua sobre la extremidad superior de los

conductos y el caudal por metro lineal (caudal afluente a la unidad dividido por la longitud total del vertedero de las canaletas o la de los tubos) no debe pasar de 2,5 L/sm.

El dimensionamiento de las canaletas se efectúa de la misma forma que en el caso de los decantadores convencionales. Sin embargo cuando se tienen tubos con orificios es necesario el uso de un método iterativo en computador.

Los tubos deberán tener escurrimiento libre en su interior y todos los orificios descargar libremente para que la recolección sea uniforme. La altura del agua sobre los orificios debe ser de 5 a 15 cm y la altura del agua en el interior de un tubo menor o igual a $3/4$ del diámetro del tubo. En la **Figura 91** se muestra el esquema del tubo recolector.

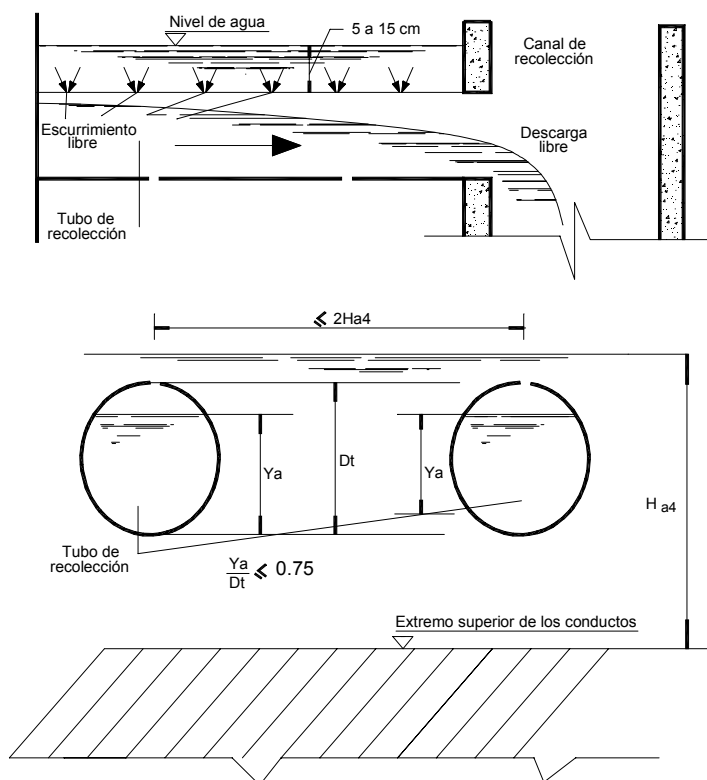


Figura 91. Esquema de recolección de agua decantada en decantadores de escurrimiento inclinado

Los orificios inferiores que se indican en la figura se colocan al solo efecto de evitar que durante la operación de llenado del sedimentador, los tubos tiendan a flotar y puedan perder su horizontalidad.

10.5. ALTURAS PARCIALES DE UN DECANTADOR DE ESCURRIMIENTO INCLINADO

En la **Figura 92** se muestra un esquema de un decantador de escurrimiento inclinado en donde se tienen las siguientes alturas parciales:

- H_{p1} : altura de la tolva o de la cámara longitudinal de almacenamiento temporario del barro; es evidente que si se utiliza algún tipo de equipo de extracción de barro, la altura H_{p1} dependerá de sus características;
- H_{p2} : distancia entre la extremidad superior de la tolva de barro (o cámara) y la extremidad inferior de los conductos;
- H_{p3} : altura de los conductos por donde se produce el escurrimiento inclinado;
- H_{p4} : distancia entre la extremidad superior de los conductos y la generatriz superior del tubo o del vertedero del caño de recolección de agua decantada. El decantador estará compuesto de dos cámaras, una a cada lado del canal central.

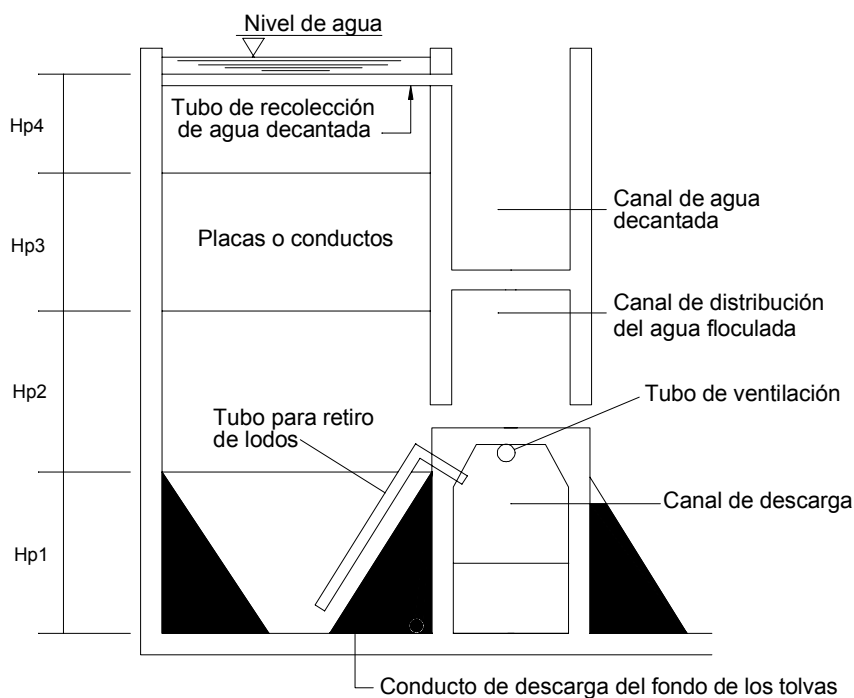


Figura 92. Esquema en corte de un decantador de escurrimiento inclinado con descarga hidráulica de barro

a). Altura H_{p1}

Esta altura depende básicamente del ancho de las placas o de las dimensiones externas de los módulos de plástico y del ángulo de inclinación de la pared de la tolva, que generalmente varía entre 55 y 60° respecto al plano horizontal.

El ancho de cada cámara del decantador no excederá de 3 m (preferentemente menor que 2 m), pues de lo contrario se formarán corrientes preferenciales si los orificios estuviesen localizados en la pared del canal central, conforme se muestra en la

Figura 92. Si se utiliza cañería con orificios para distribuir el agua floculada sobre los conductos, se podrá adoptar un ancho mayor.

Conociendo el volumen de barro producido diariamente en función de la calidad del agua cruda, es posible programar la frecuencia de las descargas de barro. El volumen de barro a extraer en una descarga dependerá de la calidad del agua cruda, del tipo de coagulante químico y del uso de polímero como auxiliar de floculación y se estima a partir de ensayos de laboratorio, utilizándose conos Imhoff, como se muestra en la **Figura 93**, para dos tipos de agua cruda (ver **Tabla 18** y **Tabla 19**).

Característica	Agua Tipo A	Agua Tipo B
Turbiedad (uT)	30	800
Color Verdadero (uC)	50	110
Color Aparente (uC)	190	1900
pH	6,4	6,6
Alcalinidad Total (mg CaCO ₃ /L)	20,5	24,3
Hierro y Manganeseo Total (mg/L)	3,3	-----
Dosificación de Sulfato de Aluminio (mg/L)	25 a 30	70 a 80
Dosificación de Cal (mg/L)	7,5 a 12,5	30 a 40
pH de Coagulación	6,2 a 6,6	6,8 a 7,0

Tabla 18. Características de aguas superficiales - ejemplo

Tiempo (min)	Volumen de Barro (mL/L)	
	Agua Tipo A	Agua Tipo B
5	13	30
10	9	20,5
15	6,5	16,5
30	5	13
60	4,5	11
120	3,5	9,5
180	3,0	9
300	3,0	9

Tabla 19. Variación del volumen de barro en el cono Imhoff – ejemplo

Por ejemplo, si el ancho de la cámara es de 2 m, el ángulo de inclinación de la pared de la tolva de 55° y la base inferior del tronco de pirámide invertida igual a 0,3 m, la altura H_{p1} será del orden de 1,45 m (ver **Figura 94**).

Considerando 7 tolvas de barro (base mayor del tronco de pirámide de $(2 \cdot 2 \text{ m}^2)$ y menor de $(0,3 \cdot 0,3 \text{ m}^2)$ en cada cámara de decantación, el volumen total disponible resulta de aproximadamente 30 m^3 .

Para un caudal afluente al decantador de 100 L/s (50 L/s a cada cámara), el volumen total de barro producido diariamente es de cerca de 26 m^3 para agua tipo A y de 78 m^3 para agua de tipo B. O sea que para el agua tipo A, una descarga diaria en el decantador será suficiente, en tanto para el agua tipo B serán necesarias 3 descargas diarias.

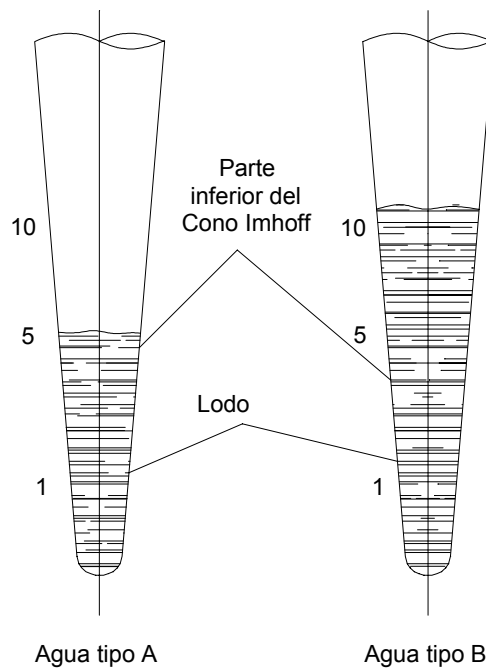


Figura 93. Volumen de barro obtenido en el cono Imhoff luego de 30 minutos de reposo

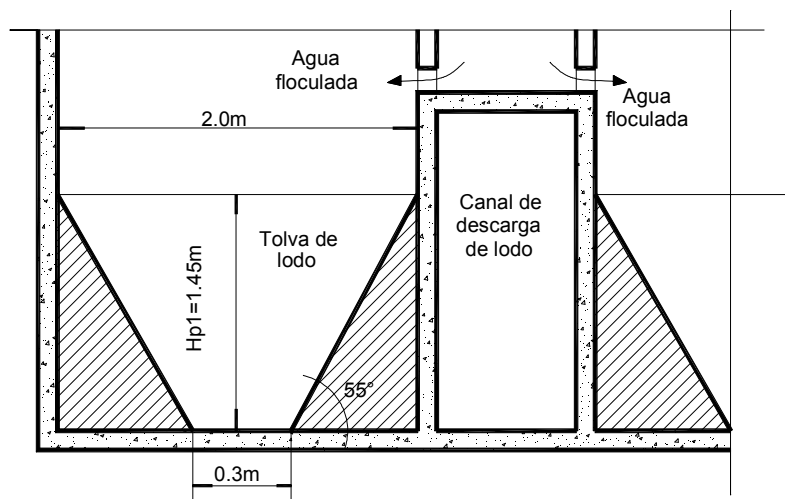


Figura 94. Esquema del fondo del decantador de escurrimiento inclinado - ejemplo

b). Altura H_{p2}

El texto siguiente fue extractado de la publicación "Diffusion of Sumerged Jets" de los autores M.L. Albertson, Y. B. Daí, R.A. Jensen y Hunter Rouse – American Society of Civil Engineers – Transactions: Paper n° 2409, pág. 139 – 163, Dic. 1948 – USA.

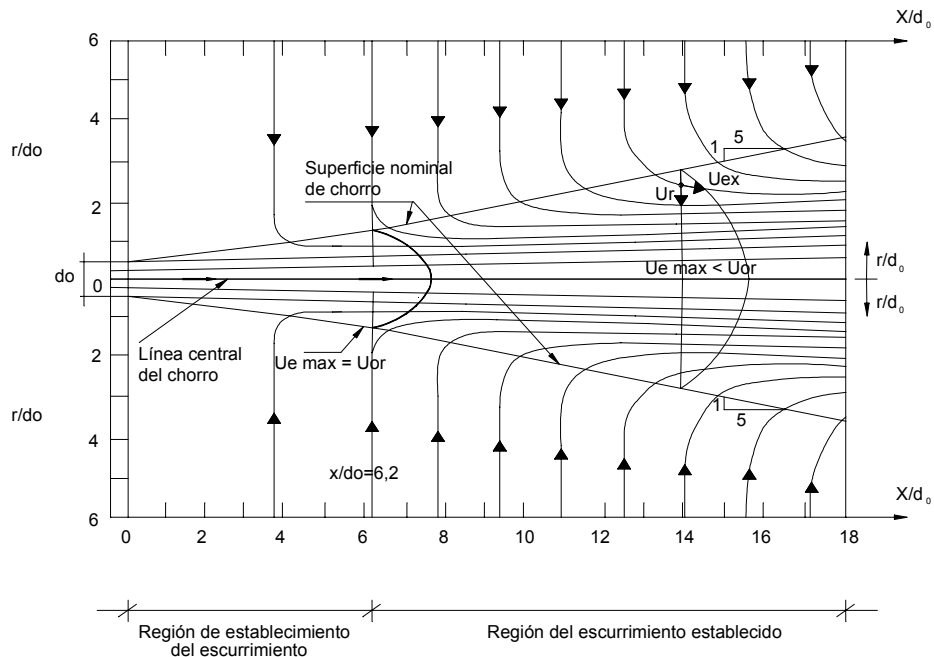


Figura 95. Expansión de chorros sumergidos provenientes de orificios

Como se aprecia en la **Figura 95**, el chorro producido en el pasaje por los orificios del canal de distribución sumergido de agua floculada al sedimentador, tiene dos regiones: la primera donde se tiene establecimiento del escurrimiento y la segunda de escurrimiento establecido.

La ecuación general que relaciona la velocidad de escurrimiento desde la sección inicial de salida del chorro hasta una sección cualquiera, dada por las coordenadas X y r , es la ecuación 83.

$$\lg[(U_{ex} \cdot X)/(U_{or} \cdot d_{or})] = 0,79 - 33 r^2 / X^2 \quad (83)$$

Siendo:

U_{ex} = velocidad de escurrimiento en un punto del perfil de velocidades a la distancia X y radio r , (m/s)

U_{or} = velocidad de flujo en el orificio (m/s)

X = distancia a partir del orificio (m)

d_{or} = diámetro del orificio (m)

r = diámetro del chorro expandido (m)

La variación de la velocidad en el eje longitudinal del chorro es obtenida con el uso de la ecuación (83), haciendo $r = 0$, resulta la ecuación 84. O sea:

$$(U_{ex} / U_{or}) = \text{ant.lg. } 0,79 / (X / d_{or}) = 6,2 / (X / d_{or}) \quad (84)$$

En el final de la región de establecimiento del escurrimiento del chorro donde $X = X_0$, se indica la región del escurrimiento establecido. El valor de la velocidad en ese eje central disminuye de U_{or} hasta un valor que depende de la distancia X .

La velocidad en una sección cualquiera del chorro expandido varía desde un valor próximo a cero en la superficie nominal del chorro hasta el valor máximo $U_{e \text{ max}}$ en el eje central.

En la práctica se considera que la velocidad en la superficie nominal del chorro es aproximadamente igual a $0,01 U_{e \text{ max}}$.

Una partícula sedimentando en esa región se desvía de su trayectoria vertical debido a la influencia de la velocidad U_{ex} , aunque haya una componente radial U_r debido a la incorporación del agua en la vecindad del chorro expandido que favorece la sedimentación, a pesar de ser muy pequeña comprándola con $U_{e \text{ max}}$ o U_{sc} , siendo comúnmente despreciada esa componente radial.

Una partícula sedimentando con esa velocidad U_{sc} estará influenciada por U_{ex} en el interior del chorro, siendo la condición más desfavorable la que se produce cuando la partícula se encuentra en el centro del chorro, donde $U_{ex} = U_{e \text{ max}} = U_{or}$ que ocurre donde $X_0 / d_{or} = 6,2$ en el eje central del chorro.

Sea por ejemplo, una partícula sedimentando con cierta velocidad U_{sc} y que encuentra el chorro proveniente de un orificio de 0,1 m de diámetro, con una velocidad $U_o = 0,2$ m/s, como se muestra en la **Figura 96**. El chorro empieza a expandirse y presenta una velocidad creciente en el eje central del mismo hasta alcanzar el valor máximo $U_{e \text{ max}} = U_{or} = 0,2$ m/s a una distancia $X_0 = 6,2 d_{or} = 6,2 \cdot 0,1 = 0,62$ m (Ecuación 84).

Si la distancia X entre el canal de distribución de agua floculada (situada a una cota inferior a los conductos o placas planas inclinadas) y el muro frontal a los chorros es de 1,6 m (suponiendo $X = 1,6$ m), la velocidad en la línea central del chorro a esa distancia X resulta $U_{e \text{ max}} = 6,2 U_{or} / (X / d_{or}) = 6,2 \cdot 0,20 / (1,60 / 0,10) = 0,0775$ m (ecuación 83).

También si $U_{ex} = 0,01 U_{e \text{ max}}$, se tiene $U_{ex} = 0,01 \cdot 0,0775 = 0,000775$ m/s = 0,0775 cm/s y $U_{ex} / U_{or} = 0,000775 / 0,2 = 0,00387$ m/s = 0,387 cm/s, en la superficie nominal del chorro. El radio del chorro a esa distancia X , es aplicando la ecuación 83.

$$\lg (0,00387 \cdot 1,6 / 0,1) = 0,79 - 33 r^2 / 1,6^2$$

O sea $r = 0,394 \cong 0,40$ m

Como r resulta aproximadamente a 0,4 m, la distancia H_{p2} podrá ser fijada como mínimo en 0,8 m (ver **Figura 96** y **Figura 97**).

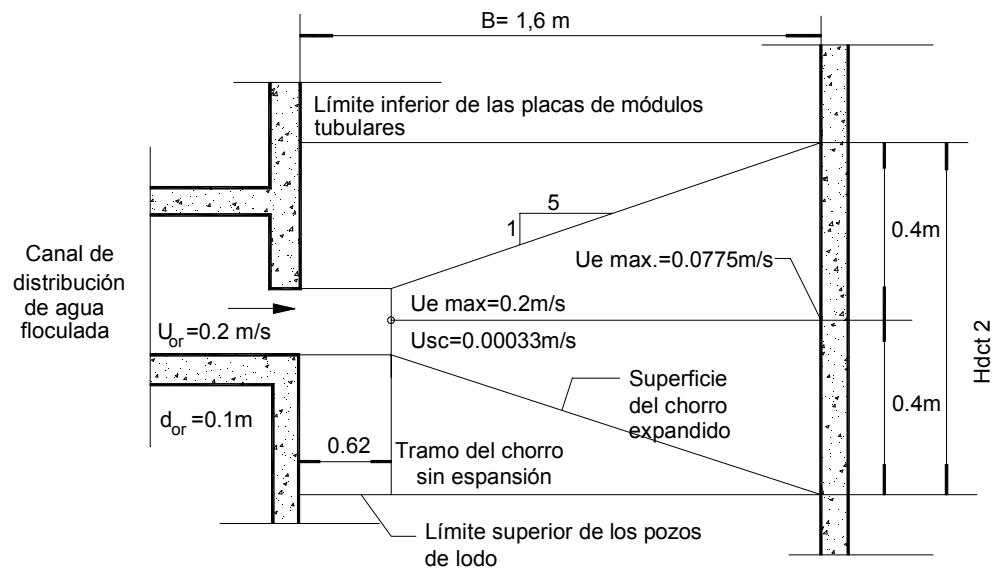


Figura 96. Esguerrimiento de un chorro sumergido en la sección transversal (en corte) de un decantador de esguerrimiento inclinado - Ejemplo

Si la velocidad crítica de la partícula U_{sc} es igual a $0,0003333 \text{ m/s} = 2 \text{ cm/min}$, se verifica que esa partícula será arrastrado si estuviera en la línea central del chorro, ya que $U_{e \text{ max}}$ (que varía de $0,2$ a $0,0775 \text{ m/s}$) es relativamente mayor que la velocidad de sedimentación U_{sc} . En otras posiciones diferentes de la central, la velocidad U_{ex} será menor que $U_{e \text{ max}}$ y la partícula podrá sedimentar.

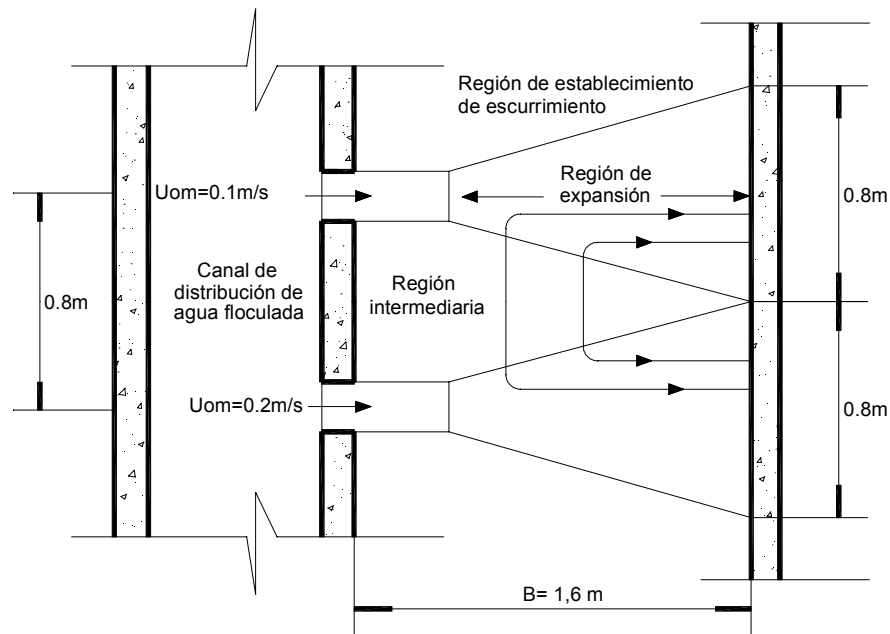


Figura 97. Esguerrimiento del chorro sumergido bajo los conductos (en planta) - ejemplo

c). Altura H_{p4}

En la **Figura 98** se presenta un esquema de caños o tubos perforados para recolección del agua decantada. Según la NB-592, la altura H_{p4} no será inferior a la mitad de la separación entre las canaletas y los tubos perforados. Si se fija el número de canaletas o de tubos recolectores, se obtiene la separación que permite fijar la altura H_{p4} .

Aunque sea posible calcular la relación L_c/H_{p4} a partir de consideraciones teóricas en base a las isotaquias que tienden a arrastrar las partículas que sedimentan al final de los conductos, el valor obtenido es cuestionable, pues en algún caso, los módulos tubulares se colocaron de manera que prácticamente no existió tal distancia y a pesar de ello no se observó arrastre de flóculos.

Es evidente que tal resultado depende de muchos factores inherentes a la calidad del agua cruda, tipo de coagulante, velocidad media de escurrimiento del agua en los conductos, etc., razón por la cual no se recomienda colocar el extremo superior de los módulos próximos a las canaletas o a los tubos recolectores. La separación entre tubos o canaletas recolectoras debe permitir sustituir eventualmente los módulos de plástico, recomendando un valor mínimo de L_c igual a 1,5 m.

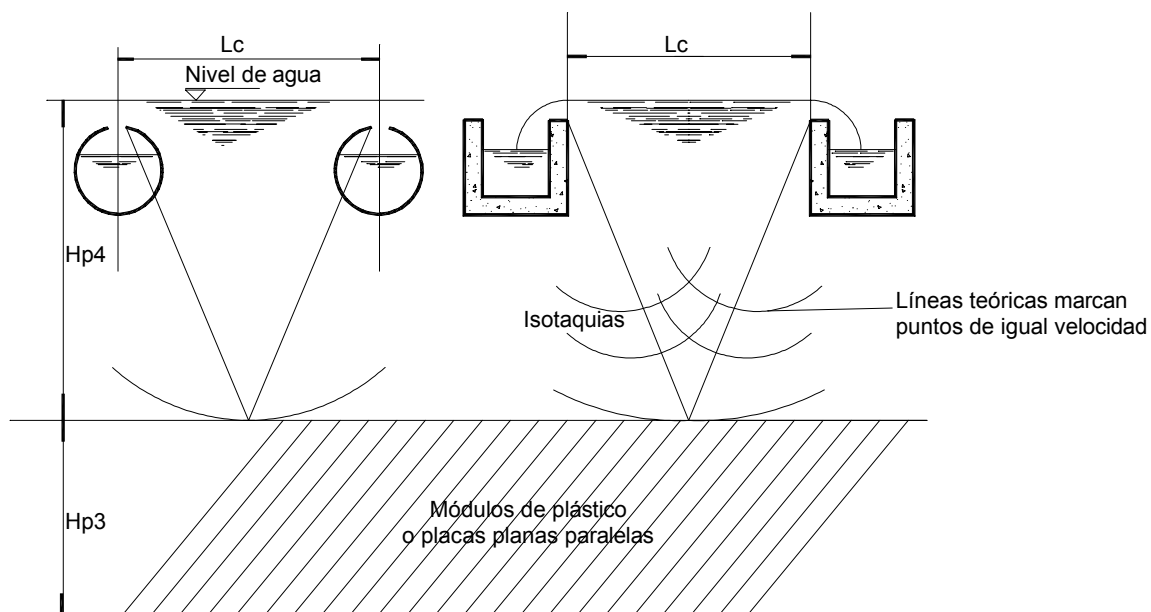


Figura 98. Recolección de agua decantada por medio de tubos perforados o canaletas

11. EJEMPLO

Ejemplo

Proyecto de decantadores de flujo en conductos inclinados, correspondiente a una planta de tratamiento de agua para las siguientes condiciones:

a) Caudal total afluente a tratar $Q = 300 \text{ L/s}$

b) Fuente de agua superficial

c) Turbiedad

Es el principal parámetro para el diseño, de allí la razón de la importancia de su estudio estadístico. En los gráficos de la **Figura 99** se aprecia la variación de la turbiedad en la fuente adoptada, observada durante el año 1998.

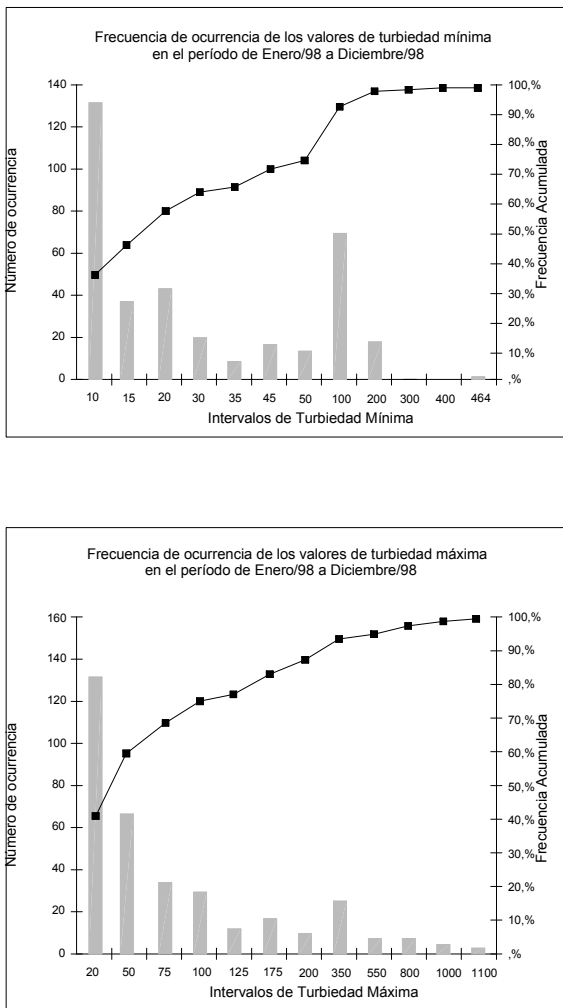


Figura 99. Variación de la turbiedad de la fuente adoptada

d) Ensayos de tratabilidad

Se realizaron en Equipos de Jar Test ensayos de coagulación con sales de sulfato de aluminio y con polímero sintético no iónico como auxiliar de floculación, a fin de optimizar los parámetros de mezcla rápida y de la floculación.

También se verificó la influencia de la velocidad de sedimentación U_s , en la eficiencia de remoción de la turbiedad para las tres clases siguientes de agua.

- La primera representativa del período de estiaje: turbiedad entre 5 y 10 UT.
- La segunda referente a la época de lluvias: turbiedad entre 90 y 100 UT.
- La tercera relativa al período de lluvias intensas: turbiedad entre 800 y 1000 UT.

En función de los ensayos realizados se obtuvieron los siguientes resultados con relación a la velocidad de sedimentación U_s :

Agua de Estudio	Turbiedad del agua decantada.		
	$\leq 2,5$ uT	≤ 5 uT	≤ 10 uT
Primer Agua	$U_s \leq 4$ cm/min (con polímero)	$U_s \leq 5$ cm/min (con polímero)	-----
Segunda Agua	$U_s \leq 3$ cm/min (sin polímero)	$U_s \leq 4$ cm/min (sin polímero)	-----
	$U_s \leq 4$ cm/min (con polímero)	$U_s \leq 3,5$ cm/min (con polímero)	$U_s \leq 4$ cm/min (con polímero)
Tercer Agua	$U_s \leq 3$ cm/min (sin polímero)	$U_s \leq 2,8$ cm/min (sin polímero)	$U_s \leq 2$ cm/min (sin polímero)
	-----	$U_s \leq 3,2$ cm/min (con polímero)	$U_s \leq 2,8$ cm/min (con polímero)
	-----	$U_s \leq 2,5$ cm/min (sin polímero)	$U_s \leq 1,7$ cm/min (sin polímero)

De acuerdo a esos resultados, se considera el caso más desfavorable cuando se producen lluvias intensas. Para que los filtros operen correctamente el agua decantada no debe superar 10 UT.

En consecuencia considerando el caso más desfavorable cuando se producen lluvias intensas, los resultados indican que para lograr una turbiedad del agua decantada $T \leq 10$ UT, es imprescindible la aplicación de un polímero como auxiliar de floculación y que la velocidad de sedimentación no debe exceder $2,8$ cm/min = $0,0467$ cm/s.

Para la elaboración del proyecto se debe disminuir esa velocidad, ya que en los ensayos efectuados en reactores estáticos no existe ninguna de las interferencias que se producen normalmente en los decantadores.

Para el diseño se considera una velocidad de sedimentación U_s comprendida entre $2,2$ y $2,5$ cm/min.

e) Volumen de barro depositado en los ensayos en cono Imhoff

Se efectuaron determinaciones para las tres clases de agua cruda, obteniendo los siguientes volúmenes:

- $V_{L1} = 2,5 \text{ ml/l}$ = volumen depositado de la primera clase.
- $V_{L2} = 6,0 \text{ ml/l}$ = volumen depositado de la segunda clase.
- $V_{L3} = 15,0 \text{ ml/l}$ = volumen depositado de la tercera clase.

f) Conducción y repartición de caudales floculados a la batería de decantadores

El canal que conduce el caudal de 300 l/s desde la batería de floculadores, se continúa mediante un canal frontal a la batería a fin de repartir ese caudal uniformemente a los tres decantadores. Ese canal de ancho constante y altura líquida variable y decreciente, es el principal del sistema para repartir el caudal correspondiente a cada decantador a través de tres laterales o compuertas de sección constante.

g) Descripción de cada decantador proyectado

Cada unidad está compuesta de tres sectores funcionales:

- Sector de ingreso y distribución del líquido floculado derivado uniformemente del canal principal.
- Sector de decantación ascendente a través de las placas de asbesto-cemento, de ancho $B = 2,05 \text{ m}$, con los siguientes componentes:
 - Volumen líquido debajo del módulo de placas planas.
 - Módulo de placas planas de asbesto-cemento de:
 - $e = 1,0 \text{ cm}$ = espesor
 - $h = l = 120 \text{ cm}$ = altura
 - $a = 200 \text{ cm}$ = ancho
 - Volumen sobre las placas, donde se ubican transversalmente los caños con orificios practicados en la generatriz superior.
- Sector de recolección y evacuación de los barros producidos y almacenados en tolvas tronco-piramidales, que descargan al colector longitudinal mediante caños individuales de 75 mm de diámetro interno. Se proyectan 5 tolvas por módulo o sea 10 tolvas por decantador.
- Canal central y longitudinal que separa a los dos módulos de placas, que se compone de tres canales longitudinales de distintos niveles:
 - Canal superior: recolecta el líquido decantado proveniente de los caños colectores con orificios de ambos módulos ubicados en toda su longitud.
 - Canal intermedio: recibe y distribuye el agua floculada desde la cámara de entrada a cada decantador. Es de sección rectangular, del mismo ancho que el anterior y altura decreciente y solera horizontal. En las paredes laterales se practican orificios para el pasaje y repartición uniforme en toda su extensión, al sector de decantación.

- Canal inferior, también del mismo ancho que los anteriores y con solera en pendiente hacia la salida. Transporta el lodo recolectado y descargado libremente en ambas paredes laterales desde cada tolva con su correspondiente caño de drenaje (5 por módulo).

- Elementos complementarios:

- Dos inspecciones (tapa removibles), uno para cada módulo, practicadas en la pared frontal de la cámara de entrada de agua floculada.
- Cañería que conecta la parte superior del canal colector de barros con el exterior. La finalidad es evitar problemas relacionados con la entrada y salida del aire en ese canal inferior.
- Compuerta o válvula de bloqueo al final del canal colector de barros.

h) Diseño de cada módulo de placas planas de asbesto-cemento

- $N_d = 3$ = número de decantadores de la batería en paralelo.
- $N_n = 2$ = número de módulos en cada decantador, separados por el canal longitudinal central, de ancho interno $b = 0,70$ m, compuesto de tres secciones superpuestas anteriormente especificadas.
- $Q_1 = Q_T / (N_d \cdot N_n) = 300 / (2 \cdot 3) = 50 \text{ l/s} = 0,050 \text{ m}^3/\text{s}$ = caudal de diseño de cada módulo.
- $U_{sc} = 2,2$ a $2,5 \text{ cm/min}$ = velocidad crítica de sedimentación de las partículas, obtenida de los ensayos previos del agua cruda.
- $d = 6 \text{ cm}$ = separación libre entre placas consecutivas.
- $L = l/d = 120 / 6 = 20$ = longitud relativa del recorrido del agua entre placas de longitud real $l = 120 \text{ cm}$ = altura de cada placa. El valor de 20 es el de mayor eficiencia en la remoción de partículas.
- $\theta = 60^\circ$ = ángulo entre las placas inclinadas con el plano horizontal donde están dispuestas todas las placas del módulo.
- $N_c = 122$ = número de canales de escurrimiento ascendente e inclinado, por módulo formados entre placas paralelas, de separación libre $d = 6,00 \text{ cm} = 0,06 \text{ m}$ y ancho $a = 200 \text{ cm} = 2,00 \text{ m}$.
- $U_{em} = Q_1 / (N_c \cdot d \cdot a) = 0,050 / (122 \cdot 0,06 \cdot 2,00) = 0,003415 \text{ m/s} = 20,5 \text{ cm/min}$ = velocidad de escurrimiento medio entre placas inclinadas.

Utilizando la **Tabla 15**, Longitud (en m) necesaria de los conductos, en función de la velocidad de sedimentación de una partícula discreta y de la velocidad media de escurrimiento entre placas, se verifica que:

Para $U_{em} = 20 \text{ cm/min}$ y $U_s = 2,0 \text{ cm/min}$, es $L = 1,22 \text{ m}$ = longitud total del canal formado entre placas.

Si bien esta tabla se ha desarrollado para conductos de sección rectangular, cuando la relación entre los lados de la sección alcanza a 10 o más desaparece la influencia de las paredes laterales y por lo tanto los valores indicados en la

misma son válidos para el caso de conductos formados por placas planas paralelas.

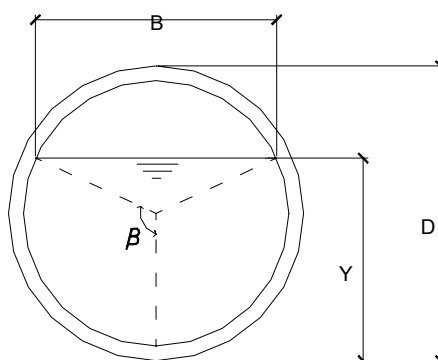
En consecuencia interpolando linealmente en la tabla, se pueden utilizar placas de 1,20 m de altura, con velocidad media de escurrimiento $U_{em} = 20,5 \text{ cm/min}$, ya que la velocidad de sedimentación de proyecto se determinó que debería ser entre 2,2 y 2,5 cm/min.

$S_p = (d + e) / \text{sen } \theta = 8,08 \text{ cm}$ = separación horizontal entre placas consecutivas, para $d = 6,0 \text{ cm}$, $e = 1,0 \text{ cm}$ y $\theta = 60^\circ$.

i) Recolección de agua decantada

Como el escurrimiento es variado en los tubos de recolección, se requiere un dimensionamiento específico.

En el escurrimiento crítico a la salida de un canal circular, se utiliza la siguiente relación:



$$\frac{Q^2}{g \cdot D^5} = \frac{(\beta - \text{sen}\beta \cdot \cos\beta)^3}{64 \cdot \text{sen}\beta} \quad (85)$$

donde : Q es el caudal (m^3/s); D el diámetro (m) y g la aceleración de la gravedad (m/s^2)*.

Dado que la expresión (85) es una ecuación implícita (no existe la posibilidad de despejar la incógnita β mediante una solución algebraica) se deberá proceder a su resolución mediante un método gráfico o a una solución iterativa mediante el método de Rapshom – Newton o el de la bisección acá utilizado.

* En el Anexo 1 de este numeral se desarrolla el proceso de cálculo de esta expresión para facilitar su aplicación.

De esa manera, conociendo el caudal y el diámetro de la cañería es posible conocer el ángulo β formado y calcular la altura de la lámina crítica, que para la relación anterior se refiere a la altura crítica de la lámina líquida (Y_c).

$$2 \cdot \beta = 2 \cdot \text{Arc Cos} \left(1 - 2 \cdot \frac{y}{D} \right) \quad (86)$$

ó:

$$\frac{y}{D} = \frac{1}{2} \cdot (1 - \cos \beta) \quad (86a)$$

A continuación se presentan otras ecuaciones importantes para determinar el perfil de la lámina líquida:

- Area Mojada de la Sección Circular (A_m):

$$A_m = \frac{D^2}{8} \cdot (2 \cdot \beta - \text{sen} 2\beta) \quad (87)$$

- Ancho Mojado (Cuerda):

$$B = D \cdot \text{sen} \beta \quad (88)$$

- Radio Hidráulico (R_h):

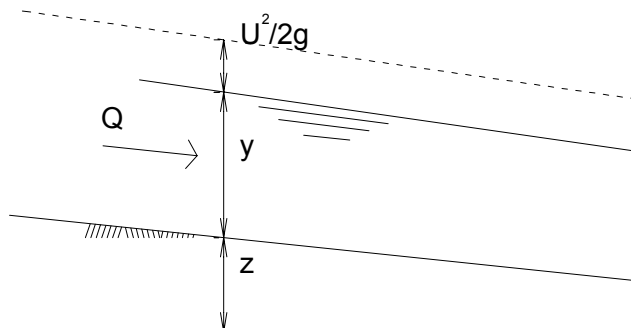
$$R_H = \frac{D}{4} \cdot \left(1 - \frac{\text{sen} 2\beta}{2\beta} \right) \quad (89)$$

La ecuación diferencial de escurrimiento permanente y gradualmente variado se puede deducir utilizando algunas hipótesis simplificadoras:

- El declive del canal es pequeño, de modo que la altura del agua medida perpendicularmente al fondo del canal se confunde con la altura medida en la vertical.
- El canal es prismático, siendo cualquier sección constante en forma y dimensiones.
- La distribución de velocidad en una sección es fija, o sea que el coeficiente de Coriolis es unitario.
- La distribución de presión en una sección es hidrostática, existiendo entonces un cierto paralelismo entre las líneas de corriente del escurrimiento.

De esa manera la energía disponible por unidad de peso del líquido en una sección S en relación a una referencia arbitraria, vale:

$$H = z + y + \frac{U^2}{2g} = z + E \quad (90)$$



$$E = y + \frac{U^2}{2g} \quad (90a)$$

Derivando la ecuación (90a) en relación a x y a y , se tiene:

$$\frac{dy}{dx} = \frac{I_0 - I_f}{1 - Fr^2} \quad (91)$$

Adoptando la ecuación de Chézy y la expresión general del número de Froude, se obtiene la ecuación :

$$\frac{dy}{dx} = \frac{I_0 - \frac{Q^2}{C^2 \cdot A^2 \cdot R_h}}{1 - \frac{Q^2 \cdot B}{g \cdot A^3}} \quad (92)$$

Como el declive del caño colector es muy pequeño, se tiene $I_0 \approx 0$. De este modo, reescribiendo la ecuación (92) se tiene:

$$\Delta = \frac{dy}{dx} = - \frac{\frac{Q^2}{C^2 \cdot A^2 \cdot R_h}}{1 - \frac{Q^2 \cdot B}{g \cdot A^3}} \quad (93)$$

El coeficiente de Chézy varía desde 40 para paredes rugosas, hasta 100 en el caso de paredes muy lisas.

El procedimiento de cálculo del perfil de la lámina líquida se puede plantear del siguiente modo:

- 1). Se determina el ángulo β de la ecuación (85) con $Q = 0,0050 \text{ m}^3/\text{s}$ y D seleccionando ($D = 0,125 \text{ m}$).
- 2). Se determina Y_c/D y Y_c aplicándose la ecuación (86a).
- 3). Se calcula la cuerda (B) a partir de la ecuación (88).
- 4). Se calcula A_m y R_h con las ecuaciones (87) y (89), respectivamente.
- 5). Se calcula C con la expresión de Manning
- 6). Se calcula la velocidad (U) a partir de la ecuación de la continuidad.
- 7). La curva de remanso intercepta normalmente a la línea que representa al tirante crítico y por lo tanto la derivada dy / dx en ese punto toma un valor infinito. Para evitar la indeterminación se asume un valor de Y ligeramente mayor, el cual ocurrirá en la realidad muy próximamente agua arriba. Para el ejemplo se adopta $Y_1 = 0,069 \text{ m}$ en lugar de $Y_c = 0,068 \text{ m}$.
- 8). Se calcula A_f con dicho valor y la ecuación (93) Δ_1
- 9). Se calcula Y_2 con la expresión:

$$Y_2 = (X_0 - X_1) \cdot \Delta_1 + Y_1$$

El cálculo se continua repitiendo para cada sección posterior ($n + 1$) ;los siguientes pasos:

- 10). Se determina el ángulo β con la ecuación (86).
- 11). Se calcula la cuerda B con la ecuación (88).
- 12). Se calcula el área A_m con la ecuación (87).
- 13). Se calcula el radio hidráulico R_h con la ecuación (89).
- 14). Se calcula el coeficiente de Chezy con la ecuación de Manning.
- 15). Se determina el valor de la derivada $\Delta_n = (dx / dy)_n$ con la ecuación (93) empleada el caudal Q que escurre en el tramo.
- 16). Mediante la siguiente ecuación se calcula el tirante Y_{n+1} :

$$Y_{n+1} = (X_n - X_{n+1}) \cdot \Delta_n + Y_n \quad (100)$$

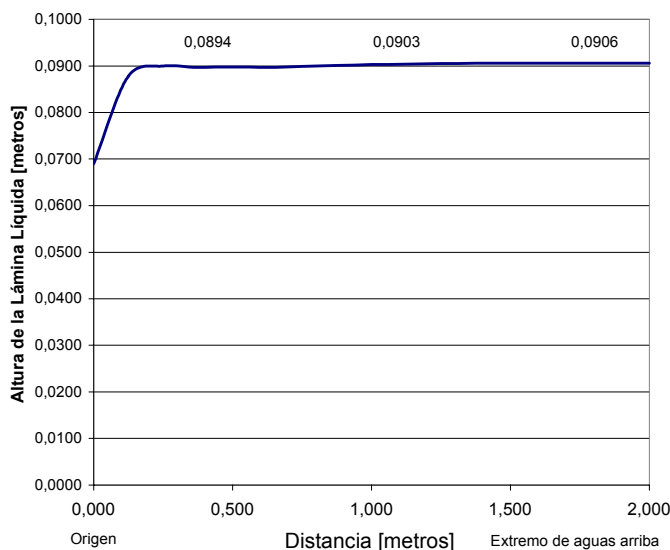


Figura 100. Variación del perfil de la lámina líquida

n°	X	Q	y _n	β	B	A _m	R _h	C	dy/dx	Δy	y _{n+1}	U
-	m	m ³ /s	m	°	m	m ²	m	-	-	m	m	m/s
1	0,000	0,0050	0,0690	95,9696	0,1243	0,0069	0,010	43,6049	-0,1502	0,0188	0,0878	0,72
2	0,125	0,0047	0,0878	113,9786	0,1143	0,0092	0,012	44,4181	-0,0053	0,0007	0,0885	0,51
3	0,250	0,0043	0,0885	114,5823	0,1137	0,0093	0,013	44,4364	-0,0040	0,0005	0,0890	0,46
4	0,375	0,0040	0,0890	115,0874	0,1132	0,0093	0,013	44,4489	-0,0032	0,0004	0,0894	0,43
5	0,500	0,0037	0,0894	115,4930	0,1128	0,0094	0,014	44,4586	-0,0026	0,0003	0,0897	0,39
6	0,625	0,0033	0,0897	115,7980	0,1125	0,0094	0,014	44,4656	-0,0020	0,0002	0,0899	0,35
7	0,750	0,0030	0,0899	116,0019	0,1123	0,0094	0,014	44,4703	-0,0016	0,0002	0,0901	0,32
8	0,875	0,0027	0,0901	116,2060	0,1122	0,0095	0,015	44,4748	-0,0012	0,0002	0,0903	0,28
9	1,000	0,0023	0,0903	116,4106	0,1120	0,0095	0,015	44,4793	-0,0009	0,0001	0,0904	0,24
10	1,125	0,0020	0,0904	116,5130	0,1119	0,0095	0,015	44,4815	-0,0006	0,0001	0,0905	0,21
11	1,250	0,0017	0,0905	116,6155	0,1118	0,0095	0,015	44,4837	-0,0004	0,0001	0,0906	0,18
12	1,375	0,0013	0,0906	116,7180	0,1117	0,0095	0,015	44,4859	-0,0003	0,00003	0,0906	0,14
13	1,500	0,0010	0,0906	116,7180	0,1117	0,0095	0,015	44,4859	-0,0002	0,00002	0,0906	0,11
14	1,625	0,0007	0,0906	116,7180	0,1117	0,0095	0,015	44,4859	-0,0001	0,00001	0,0906	0,07
15	1,750	0,0003	0,0906	116,7180	0,1117	0,0095	0,015	44,4859	-0,00001	0,00001	0,0906	0,03
16	1,875	0,0000	0,0906	116,7180	0,1117	0,0095	0,015	44,4859	0,00000	0,00000	0,0906	0,00
17	2,000	0,0000	0,0906	116,7180	0,1117	0,0095	0,015	44,4859	0,00000	0,00000	0,0906	0,00

$$Q_{\text{Salida}} = 0,0050 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = 0,125$$

$$N_{\text{Manning}} = 0,013$$

$$\Delta x = 0,125 \text{ m}$$

$$y'_c = 0,068 \text{ m}$$

$$y_1 = 0,069 \text{ m}$$

Tabla 20. Cálculo del perfil de la lámina líquida

Como no se consideró el efecto de los chorros de los orificios de recolección en la lámina líquida, se utilizarán tubos de 125 mm de diámetro (asbesto cemento, material seleccionado en el ejemplo con $n = 0,013$, PVC u otro material), cada uno con 13 orificios en la generatriz superior y 2 en la generatriz inferior. Como se tienen 10 tubos de recolección en cada módulo, el caudal de salida en cada

tubo resultará de 5 L/s en la condición normal de funcionamiento de los decantadores y la lámina líquida máxima en el inicio del tubo, de 9,1 cm. Siendo de $Q_0 = 5,00 / 13 = 0,385$ L/s el caudal en cada orificio y de $A_0 = 4,91 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$ su sección de escurrimiento para diámetro 25 mm, la velocidad del mismo será de 0,68 m/s y la altura de la lámina líquida sobre la generatriz superior de los tubos de recolección de 8,7 cm de acuerdo a la expresión

$$h = \frac{Q_0}{(C_d \cdot \pi / 4)^2 \cdot 2g \cdot d_0^4} = \frac{Q_0^2}{Cte \cdot d_0^4}$$

donde:

h = carga sobre el orificio (m)

C_d = coeficiente de gasto 0,6 para orificio corto. Ver Hidráulica. Ballofet, Gotelli, Medi. Editorial Ediar, 1955. Bs. As.

d_0 = diámetro del orificio (m)

con lo que finalmente se tiene:

$$h = \frac{Q_0^2}{4,357 d_0^4}$$

en consecuencia:

$$h = 0,087 \text{ m}$$

j) Zona de agua decantada

Comprende el volumen de agua decantada sobre las placas. Como la separación entre los caños colectores de agua decantada se fijó en $S = 1,10$ m, la distancia entre la parte superior de las placas y los caños colectores deberá ser superior a 0.55 m, por lo tanto se adoptó $H_1 = 0.60$ m = distancia entre el extremo superior de las placas y el eje de los tubos colectores.

k) Sistema de descargas del barro producido

Se tienen 10 tolvas en cada decantador, 5 por módulo de placas, con las siguientes dimensiones:

- Base mayor o superficial: $l / 5 = 2,21$ m = longitud, $b = \text{ancho} = B = 2,05$ m

$$A_1 = 2,21 \cdot 2,05 = 4,53 \text{ m}^2 = \text{superficie mayor}$$

- Base menor o solera: 0,41 m = longitud, 0,25 m = ancho

$$A_2 = 0,41 \cdot 0,25 = 0,103 \text{ m}^2 = \text{superficie menor}$$

- Altura: $H = 1,40 \text{ m}$

- Volumen de cada tolva: $V_1 = H/3 [A_1 + A_2 + (A_1 \cdot A_2)^{1/2}] = 2,48 \text{ m}^3$

De acuerdo a determinaciones efectuadas en cono Imhoff se tiene la siguiente producción diaria de lodos, por decantador.

- $Q_{L1} = Q_1 \cdot V_{L1} = 0,100 \cdot 86.400 \cdot 0,0025 = 21,6 \text{ m}^3/\text{d} = \text{barro generado diariamente con la primera clase de agua } (V_{L1} = 2,5 \text{ ml/l} = 0,0025 \text{ m}^3/\text{m}^3).$
- $Q_{L2} = Q_1 \cdot V_{L2} = 0,100 \cdot 86.400 \cdot 0,006 = 51,84 \text{ m}^3/\text{d} = \text{barro generado diariamente con la segunda clase de agua } (V_{L2} = 6 \text{ ml/l} = 0,006 \text{ m}^3/\text{m}^3).$
- $Q_{L3} = Q_1 \cdot V_{L3} = 0,100 \cdot 86.400 \cdot 0,015 = 129,60 \text{ m}^3 = \text{barro generado diariamente con la tercera clase de agua } (V_{L3} = 15 \text{ ml/l} = 0,015 \text{ m}^3/\text{m}^3).$

En el caso que las tolvas fuesen ocupadas íntegramente, se tienen las siguientes frecuencias de descarga:

$t_{d1} = V_T/Q_{L1} = 10 \cdot 2,48 / 21,6 = 1,15 \text{ d} = \text{frecuencia entre descargas de la primera clase de agua. Se adopta } N_{d1} = 1 = \text{número de descargas diarias.}$

$t_{d2} = V_T/Q_{L2} = 10 \cdot 2,48/51,84 = 0,478 \text{ d} = \text{frecuencia entre descargas de la segunda clase de agua. Se adopta } N_{d2} = 2 = \text{número de descargas diarias.}$

$t_{d3} = V_T /Q_{L3} = 10 \cdot 2,48/129,60 = 0,191 \text{ d} = \text{frecuencia entre descargas de la tercera clase de agua. Se adopta } N_{d3} = 5 \text{ a } 6 = \text{número de descargas diarias.}$

$D_t = 75 \text{ mm} = \text{diámetro de cada caño extractor individual de barro (10 caños por decantador).}$

$H = 2,76 \text{ m} = \text{carga hidráulica sobre salida de caños extractores de cada tolva.}$

$L_{et} = [2,00 + (35 + 30 + 35) \cdot 0,075] = 9,50 \text{ m} = \text{longitud total de diseño del caño de } 75 \text{ mm para } L_c = 2,00 \text{ m} = \text{longitud real y } (35 + 30 + 35) \cdot 0,075 = 7,50 \text{ m} = \text{longitud equivalente por pérdida de carga en puntos singulares.}$

$L_{et}/d_c = 9,75/0,075 = 126,7 = \text{longitud relativa del caño de } 75 \text{ mm.}$

Según **Tabla 17** "Valores de C_d en función de L_{et} ", $C_d = 0,45 = \text{coeficiente de descarga.}$

$q_d = C_d \cdot a_c (2g \cdot H)^{1/2} = 0,45 \cdot 4,42 \cdot 10^{-3} (19,62 \cdot 2,76)^{1/2} = 14,6 \text{ l/s} = 0,0146 \text{ m}^3/\text{s} = \text{caudal de descarga en cada caño, para } a_c = \pi \cdot d_c^2/4 = 4,42 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2.$

$U_d = q_d/a_c = 0,0146/4,42 \cdot 10^{-3} = 3,30 \text{ m/s} = \text{velocidad de escurrimiento en el caño.}$

$Q_d = N_c q_d = 10 \cdot 14,6 = 146 \text{ l/s} = 0,146 \text{ m}^3/\text{s} = \text{caudal total descargado en el canal colector.}$

Se diseña una cañería de $D_c = 400 \text{ mm}$ de diámetro en la salida del canal colector, provista de válvula mariposa.

$L_{et}/D_c = [2 + (35 + 8 + 30 + 35) \cdot 0,4] / 0,4 = 113 = \text{longitud relativa del caño de } L_c = 2,00 \text{ m de longitud real. De acuerdo a esa tabla } C_d = 0,40 = \text{coeficiente de descarga.}$

$h_c = [Q_c / (C_d \cdot A_c)]^2 / 2g = [0,146 / (0,4 \cdot 0,12566)]^2 / 19,62 = 0,43 \text{ m} = \text{pérdida de carga en el pasaje por el tramo de diámetro } D_c = 0,40 \text{ m.}$

En consecuencia, no habrá ahogo en los caños extractores de barro.

I) Conducto distribuidor de agua floculada

$N_o = 25 = \text{número de orificios que distribuyen el flujo a cada módulo de } Q_1 = 50 \text{ l/s.}$

$a_o = b_o \cdot h_o = 0,11 \cdot 0,07 = 0,0077 \text{ m}^2 = \text{área de pasaje por orificio de altura } h_o = 0,07 \text{ m y base } b_o = 0,11 \text{ m.}$

$q_o = Q_1/N_o = 0,002 \text{ m}^3/\text{s} = \text{caudal de pasaje por orificios.}$

$U_o = q_o/a_o = 0,002/0,007 = 0,26 \text{ m/s} = \text{caudal de pasaje.}$

$A_1 = b \cdot H_1 = 0,70 \cdot 1,25 = 0,875 \text{ m}^2 = \text{área inicial del conducto central, siendo } b = 0,70 \text{ m} = \text{ancho constante y } H_1 = 1,25 \text{ m} = \text{altura inicial del conducto de sección decreciente y ancho constante.}$

$U_1 = 2Q_1/A_1 = 0,100/0,875 = 0,114 \text{ m/s.}$

$A_2 = b H_2 = 0,70 \cdot 0,07 = 0,049 \text{ m}^2 = \text{área final del conducto, para } H_2 = 0,07 \text{ m.}$

$U_2 = 2q_o/A_2 = 2 \cdot 0,002/0,049 = 0,05 \text{ m/s} = \text{velocidad final.}$

Se aplicó el método iterativo de Hudson* dando una variación menor al 10% entre los orificios extremos.

$G_o = n (\rho/\mu)^{1/2} \cdot R_o^{-0,7} \cdot U_o^{3/2} = 25,3 \text{ s}^{-1} = \text{gradiente hidráulico para:}$

$R_o = b_o \cdot h_o / 2 (b_o + h_o) = 0,0214 \text{ m} = \text{radio hidráulico de cada orificio.}$

$T = 20^\circ \text{ C } (\rho = 998 \text{ Kg/m}^3) \text{ y } \mu = 1,005 \cdot 10^{-3} \text{ Kg s/m}^2)$

$n = 0,013 = \text{coeficiente de Manning.}$

* El método se desarrolla en el Anexo III – Temas complementarios de Hidráulica.

m) Altura líquida entre el extremo inferior de la fila de placas planas del decantador y la base mayor y superior de la tolva de barros.

• *Parámetros de diseño:*

$d_0 = (4 a_0 / \pi)^{1/2} = (4 \cdot 0,0077 / 3,14)^{1/2} = 0,099 \text{ m}$ = diámetro equivalente de cada orificio del conducto de distribución del agua floculada a la fila de placas, siendo:

$a_0 = 0,0077 \text{ m}^2$ = área de cada orificio de sección rectangular.

$U_0 = q_0 / a_0 = 0,26 \text{ m/s}$ = velocidad media en el pasaje del líquido por el orificio de sección a_0 .

$X = 2,05 \text{ m}$ = longitud total del chorro, compuesto por un tramo inicial de longitud X_0 , siendo la velocidad en el eje central y longitudinal igual a $U_0 = 0,26 \text{ m/s}$ en el final de ese tramo de establecimiento del escurrimiento y un tramo final de longitud $(X - X_0)$, de escurrimiento establecido donde se verifica la expansión del chorro.

• *Tramo inicial del chorro (establecimiento del escurrimiento)*

$U_{e \text{ max}} = U_0 = 0,26 \text{ m/s}$ velocidad máxima del chorro en el eje longitudinal

Aplicando la ecuación 84 se obtiene:

$$U_{e \text{ max}} = U_0 = 1 = 6,2 / (X_0 / d_0)$$

O sea:

$X_0 = 6,2 d_0 = 6,2 \cdot 0,099 = 0,61 \text{ m}$ = longitud del tramo de establecimiento del escurrimiento (tramo inicial del chorro).

• *Tramo final del chorro expandido (de escurrimiento establecido)*

Considerando que el chorro expandido termina en el muro lateral de la fila de placas (frontal al chorro) y utilizando la ecuación 84, para $X = 2,05 \text{ m}$, $U_0 = 0,26 \text{ m/s}$ y $d_0 = 0,099 \text{ m}$, se tiene:

$U_{e \text{ max}} = 6,2 U_0 \cdot d_0 / X = 6,2 \cdot 0,26 \cdot 0,099 / 2,05 = 0,0778 \text{ m/s}$ = velocidad máxima en el eje central longitudinal del chorro a la distancia $X = 2,05 \text{ m}$ (o sea hasta el muro frontal).

En consecuencia en el eje central del chorro la velocidad máxima varía desde $0,26 \text{ m/s}$ hasta $0,0778 \text{ m/s}$ en ese tramo de escurrimiento desarrollado.

La velocidad alrededor de la superficie nominal, a $X = 2,05 \text{ m}$, es aproximadamente igual a:

$$U_{ex} = 0,01 U_{e \max} = 0,01 \cdot 0,0778 = 0,000778 \text{ m/s} = 0,0778 \text{ cm/s.}$$

Si no fuera el muro frontal, la velocidad del chorro a esa distancia $X = 2,05 \text{ m}$ varía entre un máximo $0,0778 \text{ m/s}$ en la línea central hasta un mínimo $0,000778 \text{ m/s}$ en la superficial nominal, sobre ese muro. O sea esas velocidades por su magnitud, no interferirán a las partículas que sedimentan.

Aplicando la ecuación 83 se determina el radio del chorro a la distancia $X = 2,05 \text{ m}$ del chorro.

$$\lg(U_{ex} \cdot X / U_o \cdot d_o) = 0,79 - 33 r^2 / X^2$$

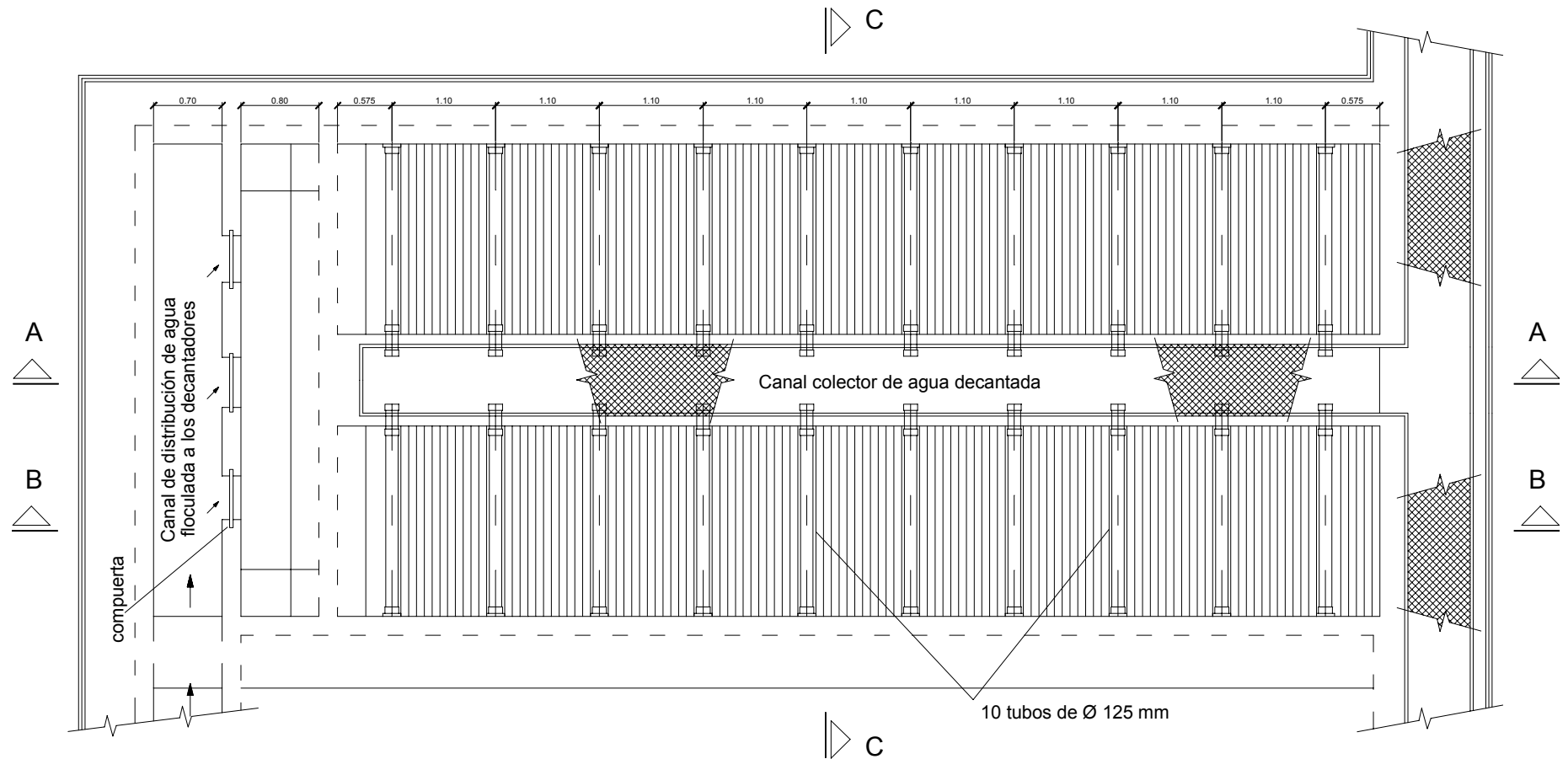
$$\lg[(0,000778 \cdot 2,05) / (0,26 \cdot 0,099)] = 0,79 - 33 r^2 / 2,05^2$$

Efectuando cálculo se tiene:

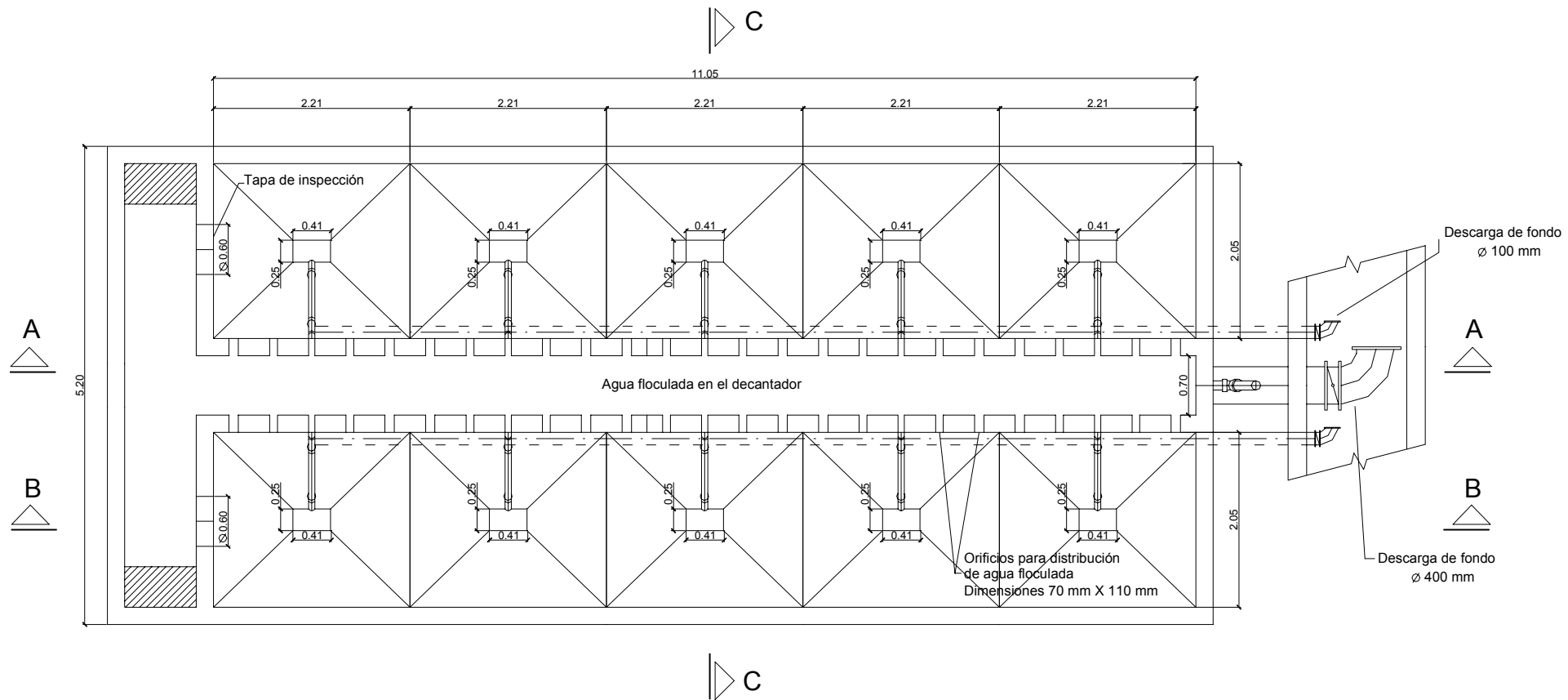
$r = 0,615 \text{ m}$ = radio del chorro expandido sobre el muro frontal (a distancia $X = 2,05 \text{ m}$).

Para evitar problemas de turbulencias en el ingreso a las placas planas para el escurrimiento ascendente inclinado y en el barro depositado en las tolvas, la distancia H_{p2} tiene que ser mayor o igual a $2 r = 2 \cdot 0,615 = 1,23 \text{ m}$.

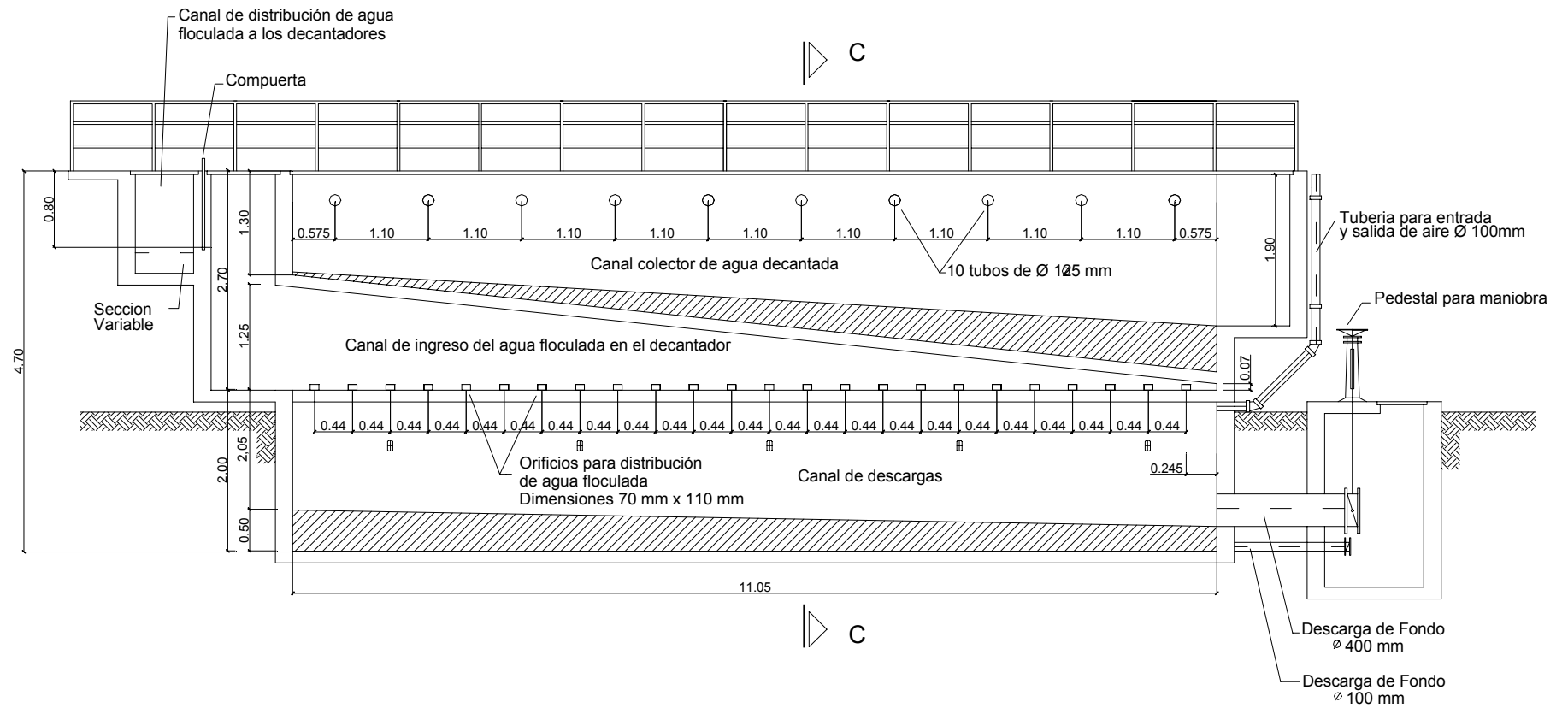
Como la separación entre los orificios de distribución de agua floculada es $S = 0,44 \text{ m}$, el encuentro de las superficies nominales de dos chorros consecutivos se producirá a una distancia menor a $2,05 \text{ m}$ del muro frontal opuesto.



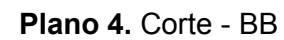
Plano 1. Planta superior del decantador

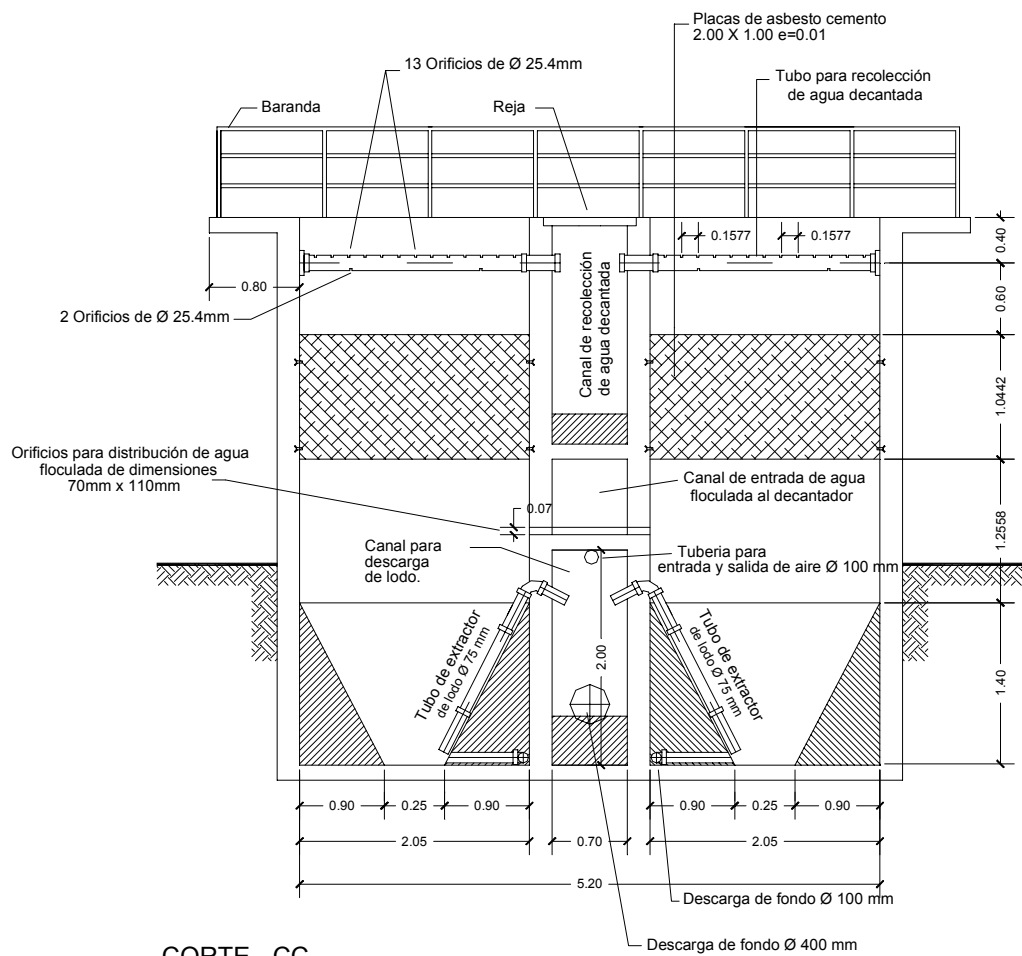


Plano 2. Planta inferior del decantador

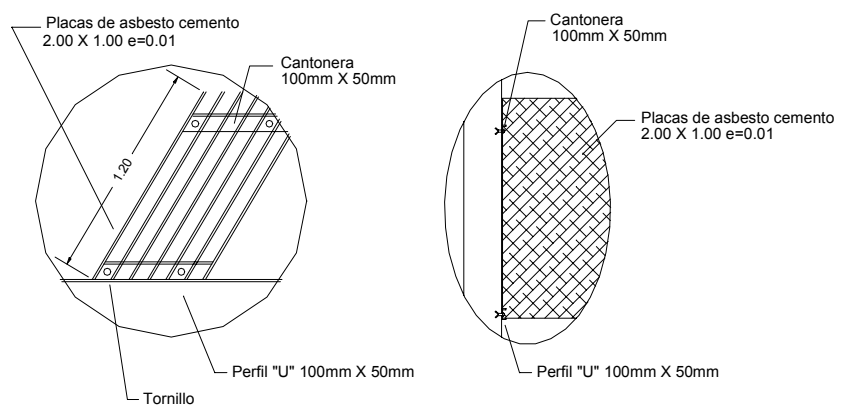


Plano 3. Corte - AA





CORTE - CC
S/ ESCALA



Plano 5. Corte – CC y Detalle de placas

12. BIBLIOGRAFÍA

- Albertson M.L., Daí Y. B., Jensen R. A. Y Hunter Rouse. Diffusion of Sumerged Jets. American Society of Civil Engineers – Transactions: Paper n. 2 409, p: 139 – 163; Dec. 1948.
- Alcócer C., Ninoska Eliana Influência das Características Hidráulicas do Escoamento Laminar na Sedimentação de Partículas Discretas em Dutos Quadrados e Retangulares Tese de Doutorado. EESC-USP, 1999, São Carlos, Brasil.
- Arboleda V., J. Remoción de Lodos en Decantadores – Últimas Experiencias XX CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITÁRIA Y AMBIENTAL. Nov. 1996, Guatemala.
- Azevedo Netto, J. M. Experiência Brasileira no Projeto de Sedimentadores SIMPOSIO SOBRE NUEVOS METODOS DE TRATAMIENTO DE ÁGUA. Ag. 1972, Asunción, Paraguay.
- Camp, T. R. Sedimentation and the Design of Settling Tanks. ASCE TRANSACTIONS Vol. 111, p: 895 – 936, 1 946, USA.
- Camp, T. R. Studies of Sedimentation Basin Design. SEWAGE & INDUSTRIAL WASTES, Vol. 25, n. 1, 1953, USA.
- Camp, T. R. Applied Hydraulics Design of Treatment Plants SEMINAR PAPERS ON WASTEWATER TREATMENT AND DISPOSAL – BOSTON SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS – SANITARY SECTION, p: 231 – 255, Apr. 1961, Boston, USA.
- Costa Neto, J. I. Sedimentação de Partículas Discretas em Dutos Utilizados na Decantação de Alta Taxa Considerando Escoamento Laminar nos Trechos de Transição e de Perfil Desenvolvido. Dissertação de Mestrado. EESC-USP, Abril, 1996. São Carlos, Brasil.
- Culp, G. L., Hansen, S. D. e Richardson, G. High-Rate Sedimentation in Water Treatment Works. JAWWA, Vol. 60, n. 6, p: 681 – 698, June 1968, USA.
- Culp, G. L., Hsiung, K. e Conley, W. R. Tube Clarification Process – Operating Experiences. JSED – ASCE, Vol. 95, n. SA5, p: 829, 1969, USA.
- Cunha, F. H. R. Estudo do Comportamento Hidráulico e da Eficiência na Decantação de Alta Taxa Dissertação de Mestrado. EESC-USP, 1990, São Carlos, Brasil.
- DI BERNARDO, L., Schulz H.E., Roma W.N.L. Características Hidráulicas dos Sedimentadores Laminares. 16º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Goiânia, Go. Brasil, Set. 1991.
- DI BERNARDO, L. Métodos e Técnicas de tratamento de água v.I, Rio de Janeiro, ABES, 1993.
- Fadel, A. A. & Baumann, E. R. Tube Settler Modeling JAWWA, V.116, n.1, p:107-124, Jan./feb. 1990, USA.

- Goldstein, R. J. e Kreid, D. K. Measurement of Laminar Flow Development in a Square Duct Using a Laser-Doppler Flowmeter. JAM-TRANSACTIONS ASME, p: 813 – 818, Dec. 1967, USA.
- Han, L.S. Hydrodynamic Entrance Lengths for Incompressible Laminar Flow in Rectangular Ducts. JAM-TRANSACTIONS ASME, p: 403 - 409, set.1960, USA.
- Hansen, S. D., Culp, G. L. e Stukenberg, J. R. Practical Application of Idealized Sedimentation Theory in Wastewater Treatment. JWPCF, Vol. 41, n. 8, p: 1421, Aug. 1969, USA.
- Hazen, A. On Sedimentation. TRANSACTIONS ASCE. Paper n. 980, 1904, USA.
- Rouse, H. Advanced Mechanics of Fluids. Chap. V: Laminar Motion. JOHN WILEY & SONS. 1959, New York, USA.
- Slechta, ^a F. e Conley, W. R. Recent Experiences in Plant-Scale Application of the Settling Tube Concept. JWPCF, Vol. 43, n. 8, p: 1725, Aug. 1971, USA.
- Soares, C. A. Sedimentação de Partículas Discretas na Zona de Transição em Dutos de Seção Quadrada e Retangular Dissertação de Mestrado. EESC-USP, 1992, São Carlos, Brasil.
- Soares, C. A., Schulz, H. E., Roma, W. N. L. e Di Bernardo, L. Sedimentação de Partículas Discretas no Trecho de Transição em Dutos de Seção Quadrada e Retangular Usados na Decantação de Alta Taxa. REVISTA ENGENHARIA SANITARIA E AMBIENTAL – ABES, p: 190-197, Ano II, n. 1, Jan/Mar 1997, Brasil.
- Sparrow, E. M., Hixon, C. W. e Shavit, G. Experiments on Laminar Flow Development in Rectangular Ducts. JAM – TRANSACTIONS ASME, p: 116 – 124, March 1967, USA.
- Verhoff, F. H. Optimal Design of High Rate Sedimentation Devices. JEED – ASCE, Vol. 105, n. EE2, p: 199, Feb. 1979, USA.
- Willis, R. M. Tubular Settlers – A Technical Review. JAWWA, Vol. 70, n. 6, p: 331, June 1978, USA.
- Yao, K. M. Theoretical Study of High-Rate Sedimentation. JWPCF, Vol. 42, n. 2, p: 218, Feb. 1970, USA.
- Yao, K. M. Design of High-Rate Settlers. JEED Proc. ASCE, Vol. 99, n. EE5, p: 621, USA.
- Yao, K. M. Column Settling Test and Tube Settling. JAWWA, Vol. 71, n. 2, p: 109 – 112, Feb. 1979, USA.

13. ANEXO

13.1. DETERMINACIÓN DEL TIRANTE CRÍTICO EN CANALES DE SECCIÓN CIRCULAR

Se entiende por energía específica o propia de la corriente la suma del tirante h más la energía cinética $\frac{U^2}{2g}$

$$H = h + \frac{U^2}{2g} \quad (1)$$

donde:

H = energía específica [kg m / kg]

h = tirante uniforme [m]

U = velocidad media [m/s]

g = aceleración de la gravedad [m/s²]

De la ecuación de continuidad se tiene:

$$Q = A U \quad (2)$$

donde:

Q = caudal [m³/s]

A = área de la sección hidráulica [m²]

Reemplazando en (1) la expresión (2)

$$H = h + \frac{Q^2}{2g A^2} \quad (3)$$

Para obtener el mínimo de la función energía propia a caudal constante se deriva la ecuación (3) respecto de h y se iguala a cero:

$$\frac{dH}{dh} = 1 - \frac{Q^2}{g A^3} \frac{dA}{dh} = 0 \quad (4)$$

Dado que:

$$dA = B_s d h \quad (5)$$

donde:

B_s = ancho superficial [m]

Y reemplazando (5) en (4):

$$1 - \frac{Q^2 B_s}{g A^3} = 0$$

$$\frac{Q^2}{g} = \frac{A^3}{B_s} \quad (6)$$

La ecuación (6) es la condición de energía propia mínima a caudal constante y todos los parámetros de la sección se denominan “críticos”.

Para el caso de sección circular se tiene:

$$A = \frac{D^2}{8} (\theta - \text{sen} \theta) \quad (7)$$

$$B_s = D \text{sen} \left(\frac{\theta}{2} \right) \quad (8)$$

donde:

D = diámetro [m]

θ = ángulo al centro [radianes]

Reemplazando (7) y (8) en (6):

$$\frac{Q^2}{g} = \frac{D^5 (\theta - \text{sen} \theta)^3}{512 \cdot \text{sen} \left(\frac{\theta}{2} \right)} \quad (9)$$

Considerando: $\beta = \theta / 2$

$$\text{sen } 2\beta = 2 \text{sen } \beta \cdot \cos \beta$$

y reemplazando en (9) finalmente se tiene:

$$\frac{Q^2}{g D^5} = \frac{(\beta - \text{sen} \beta \cdot \cos \beta)^3}{64 \text{sen } \beta} \quad (10)$$

Con la expresión (10) se puede determinar el ángulo β que corresponde al mínimo de la energía propia y en consecuencia el tirante crítico será:

$$h_c = \frac{D}{2} (1 - \cos \beta) \quad (11)$$