

## **VI Edición del Máster en Gestión Sostenible y Tecnologías del Agua**



### **TRABAJO FIN DE MÁSTER:**

**Análisis de las teorías de sedimentación en los sistemas de tratamiento de aguas residuales. Estado del arte y nuevas líneas de investigación. Bases para la creación de un modelo matemático de simulación de decantadores secundarios integrados.**

**AUTOR: Félix P. Martínez García**

**TUTOR: Arturo Trapote Jaume**

**Alicante, Junio de 2012**

Agradecimiento especial a:

- Francesco Sforzi, Director Técnico de Ambientalia Levante S.L., que contribuyó con su apoyo a que este trabajo fuera posible.
- Josep Ribes Bertomeu, Doctor en el Departamento de Ingeniería Química de la Universidad Politécnica de Valencia, que me facilitó su tesis doctoral para la realización de este trabajo.
- Paloma Grau del C.E.I.T., Doctora en Ingeniería Química, investigadora en el área de ingeniería medioambiental del C.E.I.T. y profesora de la Universidad de Navarra, que me indicó abundante bibliografía.

## INDICE

<b>1.- INTRODUCCIÓN</b>	<b>1</b>
<b>2.- OBJETO Y ALCANCE DEL TRABAJO</b>	<b>2</b>
<b>2.1- DESCRIPCIÓN DE LOS DECANTADORES ESTUDIADOS.</b>	<b>3</b>
<b>3.- PROCEDIMIENTO. TEORÍAS DE SEDIMENTACIÓN Y MODELOS EXISTENTES.</b>	<b>5</b>
<b>3.1.- BASES TEÓRICAS DE LA SEDIMENTACIÓN</b>	<b>6</b>
<b>3.1.1.- SEDIMENTACIÓN TIPO I O DISCRETA</b>	<b>9</b>
<b>3.1.2.- SEDIMENTACIÓN TIPO II o FLOCULADA</b>	<b>12</b>
<b>3.1.3.- SEDIMENTACIÓN TIPO III o ZONAL</b>	<b>14</b>
<b>3.1.4.- SEDIMENTACIÓN TIPO IV o COMPRESIÓN</b>	<b>16</b>
<b>3.1.5.- SEDIMENTABILIDAD DE LOS FANGOS BIOLÓGICOS Y MEDIDAS DE LA SEDIMENTABILIDAD</b>	<b>16</b>
<b>3.2.- EVOLUCIÓN HISTÓRICA DE LOS MODELOS DE SEDIMENTACIÓN Y REVISIÓN DE LOS MISMOS</b>	<b>19</b>
<b>3.3.- MODELOS DE SEDIMENTACIÓN</b>	<b>38</b>
<b>3.3.1.- MODELO DE LAIKARI (1989)</b>	<b>38</b>
<b>3.3.2.- MODELO DE TAKÀCS (1991)</b>	<b>38</b>
<b>3.3.3.- MODELO DE OTTERPOHL Y FREUND (1992)</b>	<b>40</b>
<b>3.3.4.- MODELO DE DUPOND Y HEZNE (1992)</b>	<b>40</b>
<b>3.3.5.-MODELO DE HAMILTON (1992)</b>	<b>41</b>
<b>3.3.6.- MODELO DE DIEL Y JEPSSON (1998)</b>	<b>42</b>
<b>3.4.- ELECCIÓN DEL MODELO A UTILIZAR</b>	<b>43</b>
<b>3.4.1.- BASES DE LOS MODELOS DE SEDIMENTACIÓN</b>	<b>45</b>
<b>3.4.2.- DISCRETIZACIÓN DEL MODELO EN CAPAS</b>	<b>49</b>
<b>4.- PARÁMETROS DE DISEÑO TRADICIONALES DE LA BIBLIOGRAFÍA PARA EL DISEÑO Y BUEN FUNCIONAMIENTO DE LOS DECANTADORES SECUNDARIOS DE FLUJO VERTICAL ASCENDENTES.</b>	<b>55</b>

<b>5.- PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO DE CASOS PRÁCTICOS Y CARÁCTERÍSTICAS DE SU FUNCIONAMIENTO.</b>	<b>68</b>
<b>6.- ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS Y CONCLUSIONES.</b>	<b>75</b>
<b>7.- BIBLIOGRAFÍA.</b>	<b>80</b>

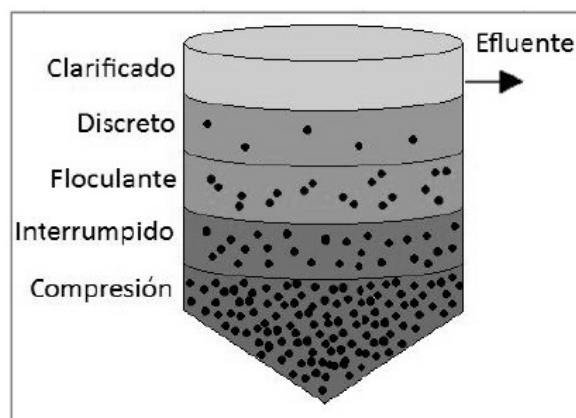
# ANÁLISIS DE LAS TEORÍAS DE SEDIMENTACIÓN EN LOS SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES. ESTADO DEL ARTE Y NUEVAS LÍNEAS DE INVESTIGACIÓN. BASES PARA LA CREACIÓN DE UN MODELO MATEMÁTICO DE SIMULACIÓN DE DECANTADORES SECUNDARIOS INTEGRADOS.

## 1.- INTRODUCCIÓN

El objetivo de este trabajo es analizar los parámetros que intervienen en la sedimentación en decantadores secundarios de flujo vertical ascendente integrados en el reactor biológico, y evaluar los modelos existentes para obtener la optimización del diseño de éstos elementos a partir de las teorías sobre sedimentación y modelos existentes. Para ello, se realiza un revisión de las diferentes teorías y modelos usados, para evaluar cual es el más idóneo y abrir una vía para optimizar el diseño de estos elementos en la industria, mediante la simulación en un modelo matemático a través de los datos reales de decantadores secundarios integrados en reactores biológicos recopilados en la empresa Ambientalia S.L., usados para efluentes de la industria conservera y de la alimentación.

Los sedimentadores secundarios, integrados o no en el reactor biológico, reciben el licor mezcla y permiten la separación sólido-líquido espesando los lodos en su interior, obteniendo el líquido clarificado por flujo ascendente.

El proceso de sedimentación en los decantadores secundarios ha de reunir la doble propiedad de un área mínima ser capaz generar un buen espesamiento del lodo y un clarificado de calidad. La importancia de este proceso reside en el espesamiento del fango, por lo que el proceso que marca el buen funcionamiento es la sedimentación. La sedimentación del licor mezcla es de tipo III o zonal, en la que las fuerzas entre las partículas permiten una sedimentación colectiva impidiendo su sedimentación individual, que provoca una interfase entre el fango sedimentado y el líquido clarificado. En la figura 1.01 se observan los diferentes estados de sedimentación en un decantador.



**Figura 1.01.** Sedimentación Zonal. (Fuente: Javier Contreras Barrera 2010)

En este mecanismo, el lodo sedimenta por aglomeraciones de microorganismos con una densidad próxima a la del agua por su gran contenido de ella, por lo que la floculación y cohesión que ocurre en el reactor biológico es fundamental para la sedimentación secundaria, es decir, es necesario obtener un efluente clarificado prácticamente libre de sólidos en suspensión y la máxima concentración de fangos en el sedimento.

Otro parámetro importante propio del decantador secundario, es que la carga hidráulica por unidad de área no supere a la velocidad de sedimentación de los flóculos que tiene menor capacidad para sedimentar. También hay que tener en cuenta, que el decantador debe tener un área suficiente para que pueda espesar los lodos de forma que se evite el paso de sólidos con el clarificado, que aumentaría la DBO en el efluente. Para ello, la carga de sólidos debe ser menor o igual que la necesaria para alcanzar el fondo del tanque. Si esto no se consigue se obligará a aumentar la recirculación para poder obtener una concentración de SSLM adecuada.

## **2.- OBJETO Y ALCANCE DEL TRABAJO**

El presente trabajo pretende realizar una revisión histórica de los diferentes modelos matemáticos de sedimentación, para establecer los modelos y teorías que más se asemejan al funcionamiento de los decantadores de flujo vertical ascendente, integrados en el reactor biológico, y permitir fijar las bases para, a partir del estado del conocimiento actual, crear un modelo de simulación de estos tipos de decantadores.

La creación de un modelo matemático en sí, es un hecho que escapa al alcance de este trabajo, pero si se pretende establecer cuál es el modelo más adecuado de entre el escrutinio realizado a la revisión histórica del devenir de la sedimentación y los decantadores. A partir de ahí, y teniendo en cuenta los parámetros de dimensionamiento de los decantadores secundarios y estableciendo las limitaciones de los modelos existentes en la aplicación a los decantadores integrados, se pueden establecer las conclusiones, aspectos favorables del modelo o modelos elegidos y posibles aspectos modificables para una representación fiel de la realidad.

Para ello, además de la revisión histórica y del conocimiento de las teorías de la sedimentación propuestas por autores como Vesilind, Kynch, Talmage-Fitch o Takács, se analizan sus posteriores revisiones en las que se indica cual es el ámbito o rango de aplicación más adecuado y las condiciones necesarias. Todo ello no se realiza de forma aislada, sino que se parte de la base de los estudios de decantación existentes así como de los datos reales de decantadores integrados para efluentes industriales, de forma que el estudio de los modelos esté matizado por los parámetros de estos elementos y nos sirva para marcar la línea de trabajo a seguir y no entrar en vanas divagaciones.

## 2.1- DESCRIPCIÓN DE LOS DECANTADORES ESTUDIADOS.

En este sentido, la empresa de Ambientalia Levante S.L., ha puesto a disposición las instalaciones diseñadas y gestionadas por ellos, para conocer su régimen de funcionamiento y principales características tanto geométricas como de operación.

La técnica de depuración biológica de Ambientalia Levante S.L. se basa en el reactor biológico modular. La depuración se realiza en un reactor de fangos activos de aeración prolongada con muy baja carga másica, un proceso de nitrificación-desnitrificación y separación-clarificación del agua por manto de fangos en suspensión.

Los reactores contienen, por tanto, todas las operaciones necesarias en un tratamiento secundario biológico sustituyendo a los depósitos de aeración y decantadores tradicionales, con mejores rendimientos y con menor necesidad de espacio y volumen.

El diseño de los reactores permite la circulación del agua a depurar y de los fangos activos entre los diferentes volúmenes existentes, utilizando la mayor parte del reactor para el proceso de activación biológico, mientras que la mayor parte de la superficie es utilizada en el proceso de separación.

La alta eficacia de la separación por filtración a través de manto fluido, permite incrementar la concentración de fangos activos en el reactor (de 4 a 6 kg MLSS/m<sup>3</sup>), con mayor eficacia de la utilización del espacio de activación en comparación con la activación convencional.

La eliminación del nitrógeno se consigue por la combinación biológica de nitrificación-desnitrificación. La nitrificación convierte el nitrógeno amoniacal en nitratos, estando asegurada por la alta edad del fango (mayor de 27 días) y una suficiente concentración de oxígeno disuelto garantizado por la aeración de la zona de activación.

La desnitrificación se produce en la zona anaerobia previa del reactor biológico integrado, convirtiendo los nitratos producidos en nitrógeno gaseoso.

Se produce una eliminación adicional del fósforo, con defosforización biológica por la alternancia de condiciones aerobias y anóxicas en la circulación interna del reactor biológico integrado, permitiendo mayor asimilación de fósforo por las células y su eliminación con la extracción del fango en exceso.

El afluente entra primero en la zona de desnitrificación del biorreactor, sirviendo la materia orgánica como fuente de carbono para la desnitrificación dinámica del licor recirculado desde la nitrificación. El agua fluye por gravedad a la zona de activación y nitrificación, donde la materia orgánica es reducida

aeróbicamente, transformándose en dióxido de carbono, agua y nuevos microorganismos.

El reactor opera en la región de baja y media carga másica. La eficiencia de un proceso biológico depende de la capacidad de los microorganismos para asimilar materia orgánica, y puede ser incrementada aumentando la concentración de microorganismos o reduciendo la carga.

Como en métodos tradicionales, la aireación permite una correcta oxigenación de las bacterias, favoreciendo la creación de fangos activos. La turbulencia producida ayudará a la rotura de partículas sólidas, evitando el depósito de lodos en el fondo de la cámara.

La mezcla de agua y fango entra en la zona de separación, de sección vertical triangular, por el vértice inferior, produciéndose una filtración por manto de fangos en suspensión, según la teoría de filtración en medio poroso. Los flóculos existentes retienen a los que entran, pasando a ser mayores y más pesados y descendiendo hacia la zona de activación.

El agua clarificada es recogida en la zona superior. Este método permite una mayor eficacia en la separación que la decantación tradicional.

Las ventajas de las plantas de tratamiento ejecutadas con decantadores integrados se pueden resumir en:

- Alta eficiencia en la eliminación de materia orgánica y elementos macrobiogénicos (nitrógeno y fósforo), incluso en condiciones invernales.
- Significativa reducción del área requerida y flexibilidad en la disposición física de los reactores.
- El lodo aeróbicamente estabilizado que es producido no requiere otros tratamientos posteriores por digestión anaerobia.
- Inversión baja y reducidos costes de explotación.
- Se pueden añadir una gran variedad de post-tratamientos terciarios, incluyendo los filtros de tambor micromalla o procesos de desinfección, si son necesarios.

El sistema de clarificación usado optimiza los sistemas de decantación tradicional, aumentando los rendimientos y disminuyendo volúmenes a igualdad de superficie. Los módulos de decantación se sitúan en el reactor biológico, dando lugar a reactores compactos. La entrada del influente se produce por la zona inferior del módulo, teniendo ventajas diferenciales importantes:



- Provoca un flujo ascendente que favorece la unión entre partículas por adherencia.
- Permite aumentar la concentración del propio reactor, con mayores concentraciones y menores volúmenes de trabajo (este aumento suele estar limitado en el sistema tradicional por el funcionamiento del propio decantador).
- La concentración media en el clarificador es la misma que en el reactor para la misma columna de agua, pero mientras en el reactor tiene distribución uniforme, en el clarificador esta estratificada (teoría de la sedimentación floculada).
- El flujo ascendente favorece el contacto de las partículas y su crecimiento, hasta contrarrestar el efecto ascensional, sedimentando hacia la zona de compresión y aumentando el efecto de manto fluido (teoría de filtración en manto fluido).

Los clarificadores integrados en el reactor biológico, con flujo vertical ascendente, pueden considerarse en su funcionamiento como un decantador tradicional en el que la campana de entrada llegase hasta el fondo de este decantador.

El sistema de clarificación consiste en una decantación de las partículas coaguladas. Los clarificadores de este tipo están más cerca de la decantación en los sistemas discontinuos, en la etapa de sedimentación, donde el manto de fangos es simplemente el aspecto de la interfase entre fango decantado y líquido clarificado con la ventaja de que permite la misma operación de forma dinámica y en continuo.

La utilización de decantadores integrados en el reactor biológico con flujo vertical ascendente permite:

- Movimiento laminar ( $N^{\circ}$  de Reynolds:  $Re < 2.000$ ) en la entrada al clarificador, evitando turbulencias y favoreciendo un flujo uniforme.
- Flujo ascendente uniforme lo que optimiza el volumen del clarificador, aumentando la adherencia entre partículas.
- Los flóculos más densos y mayores (de mayor peso) se sitúan en el fondo del clarificador, favoreciendo la filtración. Además son los fangos recirculados a cabecera de proceso.

### **3.- PROCEDIMIENTO. TEORÍAS DE SEDIMENTACIÓN Y MODELOS EXISTENTES.**

El agua residual contiene partículas en suspensión, más densas que el agua, que tienden a sedimentar si se dan las condiciones de flujo adecuadas. La sedimentación en continuo es una sedimentación que juega un papel fundamental en la depuración de aguas residuales, ya que es en este proceso donde se elimina una parte importante de la contaminación del agua.

Uno de los parámetros que afectan al diseño del decantador es las características de floculación del lodo. Ekama et al. (1997) ponen de manifiesto que los decantadores solo pueden ser más eficientes optimizando sus dos funciones fundamentales: la clarificación de las aguas y el espesamiento de los fangos, lo cual solo se puede conseguir implantando modelos que tengan en cuenta las diferentes teorías de sedimentación que se dan en cada tipo de decantadores.

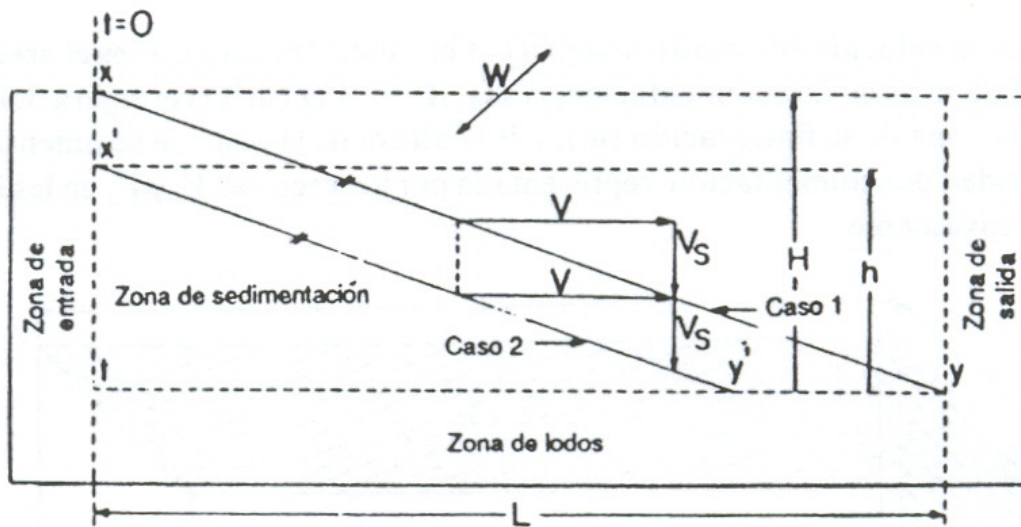
Para lograr un diseño óptimo y eficiente de los decantadores han de combinarse estos modelos matemáticos con la experiencia adquirida en su funcionamiento por la práctica. (Josep Ribes Bertomeu, 2004)

### **3.1.- BASES TEÓRICAS DE LA SEDIMENTACIÓN**

La sedimentación es una operación física que se basa en la separación de la fase sólida y líquida por efecto de la acción de la gravedad.

El desarrollo de la sedimentación comenzó a finales del siglo XIX a escala industrial. Fue a principios del siglo XX cuando comenzó a desarrollarse con las investigaciones de Hazen (1904) y Dorr (1905).

Hazen introdujo una visión idealizada para describir el flujo y el proceso de sedimentación en sedimentadores rectangulares, donde exponía un elemento con un campo de velocidades uniformes, es decir, un flujo pistón, con partículas de sedimentación vertical, sin turbulencia, y con una independencia entre el flujo y la sedimentación y sin influencias de la densidad. En la descripción del flujo de Hazen (1904), introdujo además el concepto de tasa superficial, exponiendo que todas las partículas con una velocidad de sedimentación mayor a la tasa superficial pueden sedimentar hasta el fondo antes de llegar al final de la pared del sedimentador, refiriéndose fundamentalmente al caso de decantadores rectangulares diseñados como largos canales donde las partículas sedimentan mientras se dirigen hacia la salida del canal.



**Figura 3.11.** Modelo de un tanque de sedimentación de Hazen y Camps. Fuente: Vicente Gomis 2012.

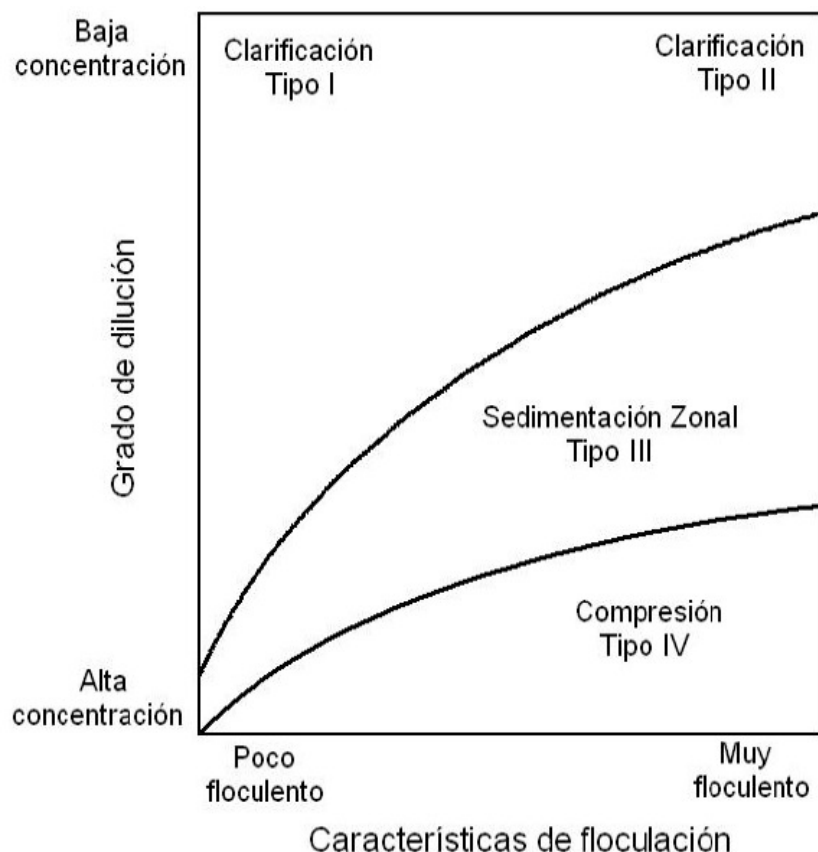
A continuación y basándonos en las suposiciones realizadas por Hazen, se explican las diferencias entre los decantadores primarios y secundarios. Las premisas de Hazen, tienen validez para describir de forma aproximada el proceso de desarenadores y sedimentadores primarios, pero en los decantadores secundarios la situación es diferente ya que el campo de flujo no es homogéneo, lo cual también se puede aplicar para desarenadores y decantadores primarios. Además los flóculos del licor mezcla coagulan y se disocian en flujos no homogéneos y en campos de corte. En cuanto al régimen de sedimentación de los flóculos, se sabe que éste cambia dependiendo del ambiente en el que se encuentren, es por ello que se presenta una sedimentación discreta cuando se encuentra cerca de la superficie y ya cerca del fondo pasan a un proceso de compresión. Por otro lado, la concentración de entrada del licor mezcla induce una zona de alta densidad generando una especie de cascada que se propaga mediante una corriente de alta densidad hacia el fondo con velocidades hasta diez veces mayores a las que se encuentran en promedio dentro del sedimentador, pudiendo producir acanalamiento desde la entrada a la salida de fondo.

Otro factor que diferencia los sedimentadores primarios de los secundarios, es el efecto que se produce debido al caudal del clarificado que se extrae por la parte superior del decantador, induciendo un flujo en sentido contrario al sentido de la sedimentación. El mismo efecto ocurre debido a la extracción del lodo para la recirculación. Además, en los sedimentadores secundarios, se observa que el flujo y la sedimentación interactúan fuertemente mediante los efectos de la densidad y la formación y ruptura de los flóculos.

Posteriormente, en 1905, Dorr construyó el denominado "Clasificador de Dorr" para la industria químico-minera. Unos años más tarde, en 1912, Misher, es el primero en realizar experimentos y observar la velocidad de sedimentación

comprobando que ésta era diferente en suspensiones diluidas y concentradas. En 1916, Coe y Clevenger, son los primeros en utilizar las observaciones de la sedimentación discontinua en columnas de laboratorio para el diseño de sedimentadores industriales. Estos investigadores, comprobaron que la densidad de flujo de sólidos (capacidad de tratamiento de sólidos) presenta un valor máximo en el sedimentador en una cierta concentración entre la de alimentación y la del fango concentrado.

Investigaciones posteriores, han clasificado la sedimentación en 4 fases o regímenes diferentes, definidas por la dilución de las partículas en la suspensión (concentración) y la tendencia relativa de los sólidos a agruparse (floculación). En la figura 3.12 siguiente, se muestran las relaciones entre concentración y floculación y el régimen de sedimentación.



**Figura 3.12.** Clasificación de los tipos de sedimentación en función de la concentración (Ekama et al 1997)

El eje de ordenadas representa las concentraciones en orden decreciente hacia arriba y el de abscisas la tendencia a flocular en orden creciente hacia la derecha. Las suspensiones que se encuentren en la parte superior dispersas y sin tendencia a flocular, sedimentarán según el régimen de sedimentación discreta o TIPO I. Las suspensiones de la derecha, dispersas pero con fuerte tendencia a flocular, sedimentarán según el tipo de sedimentación TIPO II o

sedimentación floculada. Estos dos tipos de sedimentación, son los típicos de clarificación del agua residual, cuando la concentración es baja. Una característica fundamental de estos tipos de sedimentación es que las partículas más grandes o densas sedimentan a mayor velocidad que las más pequeñas o ligeras. En estos procesos, la suspensión va clarificándose a medida que las partículas van sedimentando.

La velocidad de sedimentación de las partículas individuales depende básicamente de sus características físicas. Así, a medida que la concentración de partículas en el agua aumenta, la velocidad de sedimentación se ve afectada por las interacciones entre ellas. En la sedimentación de TIPO III o Zonal, las fuerzas de interacción son muy intensas, tanto como para que provoquen el descenso de todas las partículas a la misma velocidad, manteniendo posiciones relativas entre ellas, independizadas de su tamaño o densidad. El resultado de este tipo de sedimentación, es la formación de una interfase entre las partículas que sedimentan y el líquido sobrenadante.

A mayores concentraciones de la suspensión, las partículas se aproximan cada vez más entre sí, hasta que entran en contacto unas con otras. En este momento, el régimen o tipo de sedimentación es que denominamos TIPO IV o de COMPRESIÓN. En estas condiciones, el contacto entre las partículas provoca una tensión de compresión que provoca el ascenso del agua a las capas altas y compacta los sólidos consiguiendo un mejor espesamiento del fango.

De acuerdo lo enunciado, hay que remarcar que los criterios de diseño de cada decantador vendrán marcados por las condiciones de operación y el tipo de sedimentación predominante.

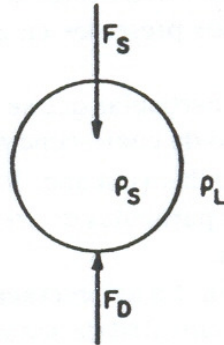
A continuación se describen brevemente los diferentes tipos de sedimentación:

### **3.1.1.- SEDIMENTACIÓN TIPO I O DISCRETA**

El fundamento para la sedimentación de partículas discretas es la ley de Newton, que se basa en la suposición de que las partículas son esféricas con diámetros homogéneos. Cuando una partícula se sedimenta, va acelerándose hasta que las fuerzas que provocan la sedimentación, en particular el peso efectivo de la partícula, se equilibran con las resistencias o fuerzas de fricción ofrecidas por el líquido. Cuando se llega a este equilibrio, la partícula alcanza una velocidad de sedimentación constante, denominada velocidad final de sedimentación de la partícula.

Si consideramos la partícula de la figura 3.13, que ha alcanzado su velocidad final, puede escribirse el equilibrio de fuerzas correspondiente. La fuerza que provoca la sedimentación, en este caso el peso efectivo de la partícula, es la diferencia entre su peso y el empuje hidrostático:

$$F_S = V_p \rho_s g - V_p \rho g = (\rho_s - \rho) g V_p \quad (\text{ec. 1})$$



**Figura 3.13.** Sedimentación de una partícula

Donde:

- $F_S$  es el peso efectivo de la partícula.
- $\rho_s$  es la densidad de la partícula.
- $\rho$  es la densidad del líquido.
- $g$  es la aceleración de la gravedad.
- $V_p$  el volumen de la partícula,  $1/6\pi d^3$  donde  $d$  es el diámetro de la partícula.

La fuerza de resistencia que trata de impedir la sedimentación es:

$$F_D = C_D A (\rho v^2 / 2) \quad (\text{ec 2})$$

Donde:

- $F_D$  es la fuerza de resistencia.
- $C_D$  es el coeficiente de fricción.
- $A$  es el área proyectada de la partícula,  $A = 1/4\pi d^2$ .
- $v$  es la velocidad relativa entre la partícula y el fluido.

Para las condiciones que definen la velocidad final de sedimentación,  $F_S = F_D$  con lo cual las ecuaciones (1) y (2) dan:

$$(\rho_s - \rho) g V_p = C_D A (\rho v_s^2 / 2) \quad (\text{ec 3})$$

Donde:  $v = v_s =$  velocidad de sedimentación

Sustituyendo  $V_p = 1/6\pi d^3$ ,  $A = 1/4\pi d^2$ , y resolviendo esta ecuación para la velocidad final:

$$v_s = \left[ \frac{4}{3} \frac{g}{C_D} \frac{\rho_s - \rho}{\rho} d \right]^{1/2} \quad (\text{ec } 4)$$

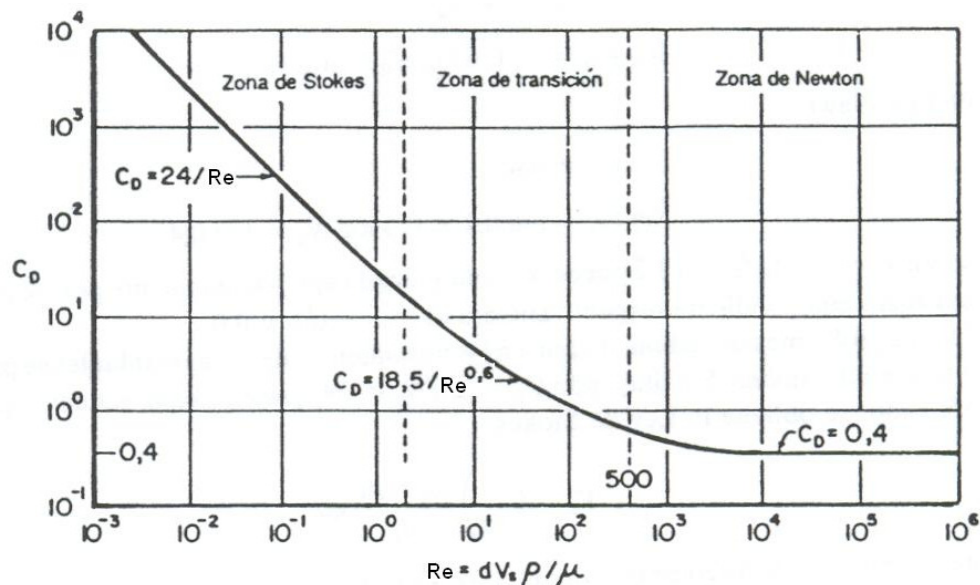
Para las partículas esféricas, el coeficiente de fricción  $C_D$  está relacionado con el número de Reynolds  $Re$  definido por la ecuación

$$Re = dv_s \rho / \mu \quad (\text{ec. } 5):$$

Donde:

- $d$  es el diámetro de la esfera.
- $v_s$  la velocidad final (velocidad de sedimentación).
- $\rho$  y  $\mu$  la densidad y la viscosidad del líquido.

Esta relación se muestra en la figura 3.14:



**Figura 3.14.** Correlación entre el coeficiente de fricción para partículas esféricas y el número de Reynolds. Fuente: Vicente Gomis, 2012.

En general para el coeficiente  $C_D$  se puede obtener una aproximación por la fórmula:

$$C_D = b/Re^n \quad (\text{ec. } 6)$$

en la cual los coeficientes  $b$  y  $n$  para las distintas regiones de la figura 3.14 son los indicados en la tabla 3.1.

**Tabla 3.1.** Coeficiente  $C_D$

Zona	b	n	$C_D=b/Re^n$
Ley de Stokes ( $Re<2$ )	24	1	$C_D=24/Re$
Transición ( $2<Re<500$ )	18.5	0.6	$C_D=18.5/Re^{0.6}$
Newton ( $Re>500$ )	0.4	0	$C_D=0.4$

Muchos problemas de sedimentación en los tratamientos de aguas residuales se presentan en la zona de Stokes. Sustituyendo  $C_D=24/Re = 24\mu/dv_s\rho$  en la ecuación 4 y simplificando se obtiene la ley de Stokes

$$v_s = \frac{1}{18} \frac{\rho_s - \rho}{\mu} g d^2 \quad (\text{ec 4bis})$$

Para las zonas correspondientes a la Ley de Newton y a la zona de transición, habría que sustituir en la ecuación 3 las formulaciones de  $C_D$  correspondientes, definidas en la tabla 3.1. En todos ellos se obtiene que el logaritmo de la velocidad de sedimentación es función lineal del logaritmo del diámetro de la partícula.

Este tipo de sedimentación discreta solo ocurre en condiciones ideales, y su uso se reduce al diseño de desarenadores de flujo horizontal porque su comportamiento se asemeja al caso ideal.

### 3.1.2.- SEDIMENTACIÓN TIPO II o FLOCULADA

En condiciones quiescentes, las partículas en suspensión en el agua tienden a aglomerarse formando agregados de mayor tamaño, conforme van sedimentando. Este fenómeno es lo que se conoce como sedimentación floculada o tipo II. Su estudio está basado en la sedimentación de partículas discretas, pero con la diferencia de que las partículas que sedimentan, van floculando (uniéndose unas a otras), y va aumentando tanto su tamaño como su velocidad de sedimentación en función del tiempo.

La capacidad de interacción entre las partículas o la capacidad de floculación, determinará la medida de eliminación de sólidos del agua en un decantador. La

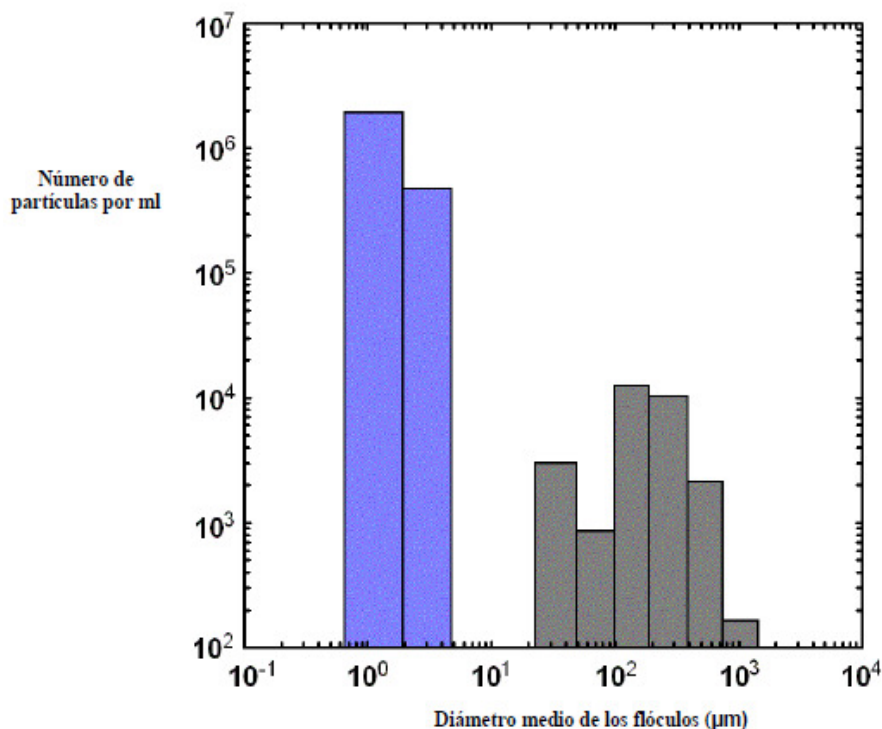


floculación determina el tiempo de retención hidráulica en un clarificador para la eliminación de una determinada cantidad de sólidos.

Esta puede amentarse mediante la adición de productos químicos que nos permitan reducir el tiempo de retención del elemento hidráulico y por tanto sus dimensiones.

En el proceso de la floculación se dan dos actividades opuestas, por un lado la formación de flóculos a partir de partículas discretas y por otro la formación de partículas por la rotura de los flóculos. La primera se da por la unión e interacción de unas partículas con otras y la segunda puede ser debida a una excesiva turbulencia. A partir de esto, Parker et al en 1970, desarrollaron un modelo matemático para estimar la cantidad de partículas dispersas en función del tiempo en un reactor lodos activos, llegando a la conclusión de que se presenta un pico de partículas de alrededor  $5 \mu\text{m}$  (partículas discretas) y otro alrededor del tamaño de  $500 \mu\text{m}$  (partículas floculadas).

Parker en 1983, definió como partículas primarias o microflóculos, aquellas que tienen diámetros comprendidos entre  $0,5$  y  $5 \mu\text{m}$ , y macroflóculos a las comprendidas entre  $10$  a  $5000 \mu\text{m}$ . En la figura 3.15 se representa el número de partículas en función del tamaño del flóculos.



**Figura 3.15.** Diámetro de las partículas en fangos activos (Fuente: Tesis Josep Ribes Bertomeu 2004, Parker et al 1971)

De la tesis de Josep Ribes sobre Modelización de sedimentadores en plantas de aguas residuales (2004), se extrae que la sedimentación de un lodo activo

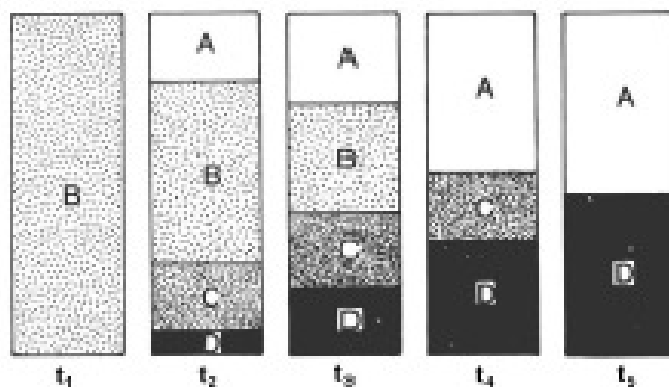
depende tanto de la distribución de partículas primarias y flóculos, como de la facilidad con que las partículas primarias son agregadas por los flóculos.

### 3.1.3.- SEDIMENTACIÓN TIPO III o ZONAL

Si la concentración de los sólidos aumenta en el agua, las fuerzas de interacción entre las partículas se convierten en un factor contrario a la sedimentación, ya que ésta se ve impedida por la resistencia adicional al movimiento de una partícula que interactúa con otras partículas. Esto da a lugar a una sedimentación en masa de la suspensión, manteniendo las posiciones relativas entre las partículas. En estas condiciones, la velocidad con que sedimenta una suspensión es función únicamente de la concentración de sólidos existentes, de manera que esta disminuye conforme aumenta la concentración.

Ekama et al., en 1997 observaron para concentraciones flocculentas y concentraciones superiores a 1000 mg/l este comportamiento. En figura 3.16, extraídas del estudio sobre modelización de la sedimentación que realizó Josep Ribes Bertomeu en 2004, se aprecia la evolución de la sedimentación zonal en un proceso de sedimentación discontinua en probeta. Se pueden distinguir las siguientes fases:

- Fase A: Zona de Agua clarificada.
- Fase B: Zona de concentración.
- Fase C: Zona de transición.
- Fase D: Zona de compresión.



**Sedimentación  
discontinua**

**Fases formadas  
en una probeta**

**Figura 3.16.** Fases de sedimentación en una probeta (Josep Ribes Bertomeu,2004. Adaptación de Ekama et al 1997)

En la figura 3.16, puede observarse como aumenta la zona de clarificación (A) a medida que la sedimentación es mayor. Cuando este proceso tiene lugar de forma continua, las fases no son fácilmente identificables.

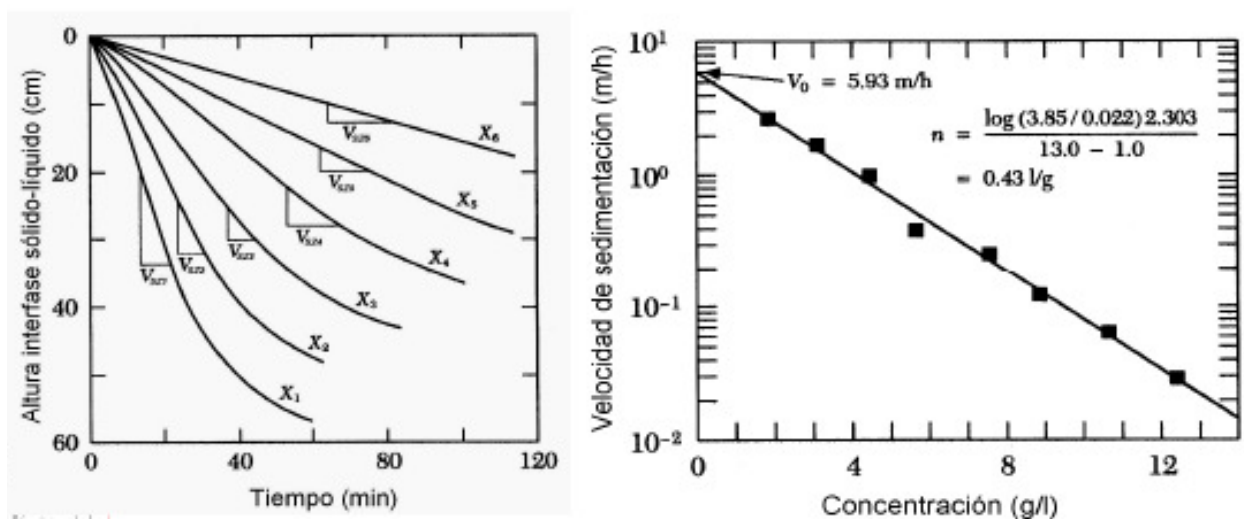
Para determinar la velocidad de sedimentación zonal, de descenso de la fase sólida en una sedimentación discontinua, Vesilind, en 1968 propuso un modelo exponencial que es el más utilizado en la actualidad. Es válido para sedimentación tipo III, zonal o impedida. Al aumentar la concentración aumentan las interacciones entre partículas, lo que hace que la suspensión sedimente en bloque, manteniendo las posiciones relativas entre partículas, dependiendo únicamente la velocidad de sedimentación de la concentración. (Tesis Doctoral Josep Ribes, 2004)

El modelo de Vesilind, establece que la velocidad de sedimentación es función de la concentración de sólidos existente inicialmente en suspensión. Y matemáticamente se expresa como:

$$V_{sz} = V_0 \cdot e^{(-nx)} \quad (\text{ec. 7})$$

Con V en m/s, X en g/l y n en l/g.

A continuación, en la figura 3.17 se muestra una determinación experimental de los parámetros de la modelo, extraída de la adaptación de Ekama et al, que realiza Josep Ribes Bertomeu:



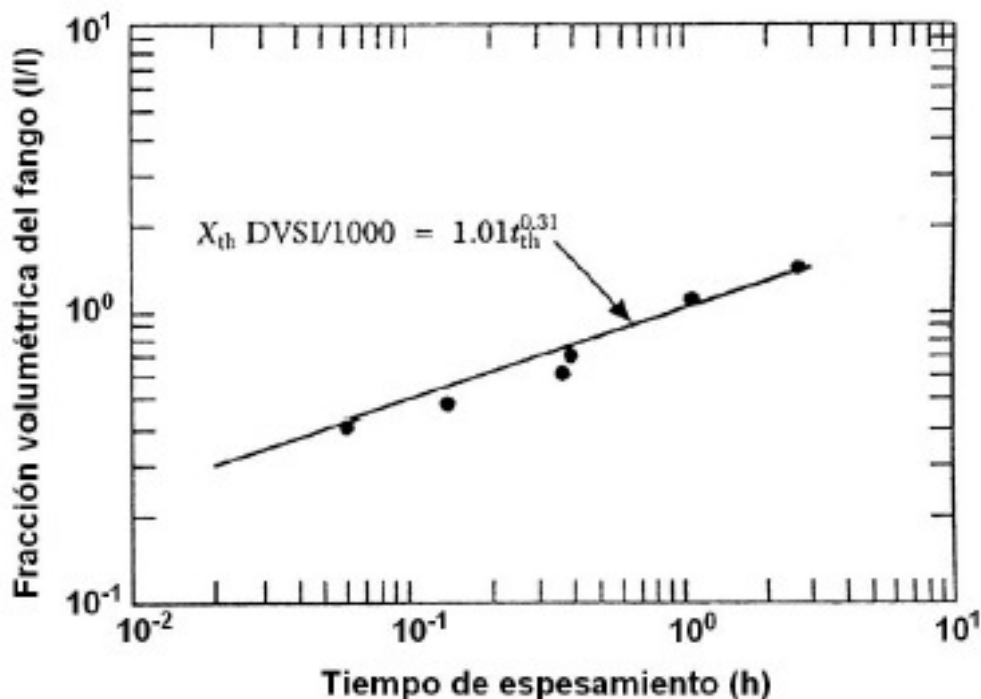
**Figura 3.17.** Curvas de sedimentación discontinua a distintas velocidades de sedimentación zonal. Determinación de los parámetros de sedimentación zonal según el modelo exponencial.

De estas gráficas se desprenden las conclusiones de que un fango tendrá buenas características de sedimentabilidad cuando pose una elevada velocidad inicial de sedimentación y valores bajos del parámetro n. Debido a esto, numerosos autores como Pitman y Ekama et al. en 1984, propusieron la fracción  $V_0/n$  como índice de la sedimentabilidad del fango. Estableciéndose estos como parámetros únicos a la hora de aplicar la teoría de flujo en decantadores.

### 3.1.4.- SEDIMENTACIÓN TIPO IV o COMPRESIÓN

Este tipo de sedimentación se produce cuando los sólidos van sedimentando en el fondo del tanque unos sobre otros. Conforme se van acumulando los sólidos y transmitiendo el peso a las capas inferiores, estos se van comprimiendo haciendo que el agua sea expulsada desde dentro del fango hacia arriba creando un flujo ascendente. Este proceso está dominado por la presión intersticial, la compresibilidad del fango y la permeabilidad del mismo.

Existen pocos estudios sobre este proceso, entre ellos, Merkel en 1971, desarrolla una ecuación empírica que permite relacionar la concentración de fango expresado como fracción volumétrica con el tiempo de compactación de los fangos, basándose en datos de compactación de fangos.



**Figura 3.18.** Función de compresión propuesta por Merkel en 1971 adaptada de Ekama et al. 1997. Fuente: Josep Ribes Bertomeu.

### 3.1.5.- SEDIMENTABILIDAD DE LOS FANGOS BIOLÓGICOS Y MEDIDAS DE LA SEDIMENTABILIDAD

La sedimentabilidad varía en función del tipo de fango. Los fangos primarios están caracterizados por una menor floculación que los biológicos, lo que da un efluente con más concentración de sólidos. En el caso de los fangos secundarios, la sedimentabilidad de los mismos depende del tipo de proceso biológico.

La sedimentación de los lodos biológicos es explicada por muchas teorías. Entre ellas destaca la de Unz (1987) que define la biofloculación como la tendencia natural que muestran algunos microorganismos, células dispersas o flóculos para unirse, bien por colisiones aleatorias o por divisiones celulares y posterior crecimiento formando colonias.

Parker et al, en 1971, plantean la existencia de dos tipos de mecanismos de floculación en los fangos activados. El primero lo explican como una agregación de bacterias individuales por la acción de los polímeros extracelulares que actúan como puente de enlace entre las células próximas, producidos por bacterias y protozoos y por la lisis celular. Actualmente, se sabe que las células producen polímeros celulares y que la presencia de cationes divalentes favorece la formación de flóculos por compresión de la carga negativa de las bacterias que se agrupan (Higgins y Novak, 1997).

El segundo mecanismo consiste en una red de filamentos formada por la estructura de las bacterias filamentosas, cuando las bacterias quedan retenidas y van formando los flóculos sobre esta estructura. Sin esta red, los flóculos serían realmente débiles y podrían romperse con facilidad por la turbulencia en el reactor.

Jenkis et al (1993) describen la microestructura y macroestructura del flóculos. La microestructura se forma a partir del proceso de agregación y biofloculación potenciada por la formación de puentes de polímeros extracelulares. Existen unas determinadas especies de microorganismos responsables de la biofloculación, llamados formadores de flóculos, que segregan estos polímeros extracelulares. Las bacterias formadoras de flóculos constituyen un bajo porcentaje en los flóculos, pero su papel es imprescindible para su formación.

Esta microestructura por si misma solo puede dar lugar a flóculos muy pequeños y con poca consistencia que se pueden dividir fácilmente por la turbulencia. La macroestructura del fango activado viene dada por crecimiento de bacterias filamentosas. Estos organismos forman el armazón sobre el que el resto de microorganismos pueden crecer.

Para que un fango tenga buenas características de sedimentabilidad ha de tener una concentración equilibrada de cada tipo de microorganismos. Según Jenkin et al., la mayor parte de los problemas de los decantadores secundarios son debidos a defectos de la microestructura o en la macroestructura de los flóculos. Tanto el bulking filamentoso, causado por la excesiva presencia de microorganismos filamentosos, como los flóculos en punta de aguja debido a falta de éstos últimos, son defectos en la macroestructuras de los flóculos.

La formación de flóculos de estructura abierta es debida a la escasa presencia de bacterias formadoras de flóculos, dando una floculación incompleta y un crecimiento disperso de las bacterias.

Estos defectos en los flóculos afectan a la sedimentabilidad del fango activado. Así un fango con excesivos microorganismos filamentosos, sedimenta muy lentamente y apenas compacta, pero es capaz de retener gran cantidad de sólidos, por el contrario, un fango carente de filamentosos, sedimenta muy bien pero no es capaz de retener sólidos, resultaron un efluente con muchos sólidos.

Nuevas investigaciones, apuntan a la existencia de una nueva tecnología que podría sustituir a los fangos activados. Se trata de los Fangos Activados Granulares, formados por gránulos de microorganismos formadores de flóculos donde predominan las bacterias PAO (Beun et al, 2000). La mayor densidad de este tipo de microorganismos favorece la velocidad de sedimentación, sin la necesidad de formar grandes flóculos. Los gránulos formados presentan buenas características de sedimentabilidad y compresibilidad, además de una elevada consistencia que impide su rotura, sin la necesidad de organismos filamentosos.

Como medidas de la sedimentabilidad de los fangos activos se pueden indicar los siguientes métodos:

#### **Índice volumétrico de fangos IVF (Mohlman 1994)**

Mide el volumen ocupado por un gramo de fango seco después de decantar durante 30 minutos en una probeta de 1 litro.

$$IVF = VF_{30}/X \text{ (ec. 8)}$$

Donde:

- $VF_{30}$ : Volumen ocupado en 30 minutos de sedimentación.
- $X$ : Concentración de fango (g/l).

Tiene como inconveniente que depende de las condiciones iniciales. También se representa con SVI de acuerdo con la nomenclatura anglosajona.

#### **Índice Volumétrico de Lodos Diluido (DSVI) (Stobbe 1964)**

Mide el volumen ocupado por un gramo de fango seco después de decantar durante 30 minutos en una probeta de 1 litro, con la previsión de que este volumen esté siempre comprendido entre 150 y 250 ml/g.

Se define el DSVI de la misma forma que el IVF, sólo que si los volúmenes decantados están fuera del rango 150 a 250 ml/g, se debe realizar diluciones o concentraciones sucesivas hasta que se alcance dicho rango. Las diluciones se realizan con un 50% de Licor mezclado y 50% de efluente de la planta (no clorado).

Las principales ventajas de este método sobre el IVF son la mayor independencia de la concentración del licor mezclado y una mejor correlación con el contenido de bacterias filamentosas (Lee et al., 1983, citados por Ekama et.). Análogamente al SVI, el cálculo del DSVI para una jarra de 1 litro, precaviendo que  $150 < V_{30} < 250$ , se efectúa mediante la siguiente expresión:

$$\text{DSVI} = \text{VFD}_{30} / \text{X}_{\text{TDIL}} \text{ (ec. 9)}$$

Donde  $\text{X}_{\text{TDIL}}$  = Concentración inicial de Sólidos Suspendedos en el cono, después de las diluciones o concentraciones necesarias, [g/l] y DSVI en [ml/g],  $V_{30}$  en [ml].

Es similar al IVF, en cuanto a que se obtiene en un cono sin agitación, pero con dilución del lodo. Este es el procedimiento estándar en Alemania (DIN 38409T2), y es el que se menciona en la norma ATV A131. Sin embargo, en dicha norma sólo se le nombra como ISV, sin hacer mención específica a que se trata del DSVI. Ello trae como consecuencia que se haya observado diseños en que se usa valores representativos de otro índice (p.e.  $\text{SSVI}_{3,5}$ ), para el cual un mismo valor no implica la misma sedimentabilidad.

### **Índice volumétrico específico agitado a 3,5 g/l IVEA<sub>3,5</sub> (White 1976)**

Mide el volumen ocupado por un gramo de fango seco después de decantar durante 30 minutos en una probeta estándar de 100 mm de diámetro y 500 mm de altura, agitada suavemente (1 rpm) partiendo de una concentración inicial estándar de 3,5 g/L.

## **3.2.- EVOLUCIÓN HISTÓRICA DE LOS MODELOS DE SEDIMENTACIÓN Y REVISIÓN DE LOS MISMOS**

Los procesos de diseño y simulación de decantadores están basados en la teoría de flujo propuesta por Kynch en 1952. Estos modelos son capaces de simular el proceso de sedimentación continua de los lodos activados a partir de unos pocos parámetros característicos del fango. La mayor parte de estos trabajos se han centrado en la sedimentación del fango biológico en el decantador secundario, ya que es uno de los elementos más importantes en una EDAR y el que nos asegura el cumplimiento de los parámetros de vertido.

La teoría de Kynch está basada en los estudios que Coe y Clevenger realizaron en 1916. Kynch concluyó que la concentración de sólidos sedimentables en el licor mezcla era de extrema importancia para la descripción del proceso de sedimentación. La sedimentación discontinua fue analizada como un proceso donde los niveles de concentración constantemente aumentaban debido al movimiento descendente de las partículas. La teoría de Kynch para tanques

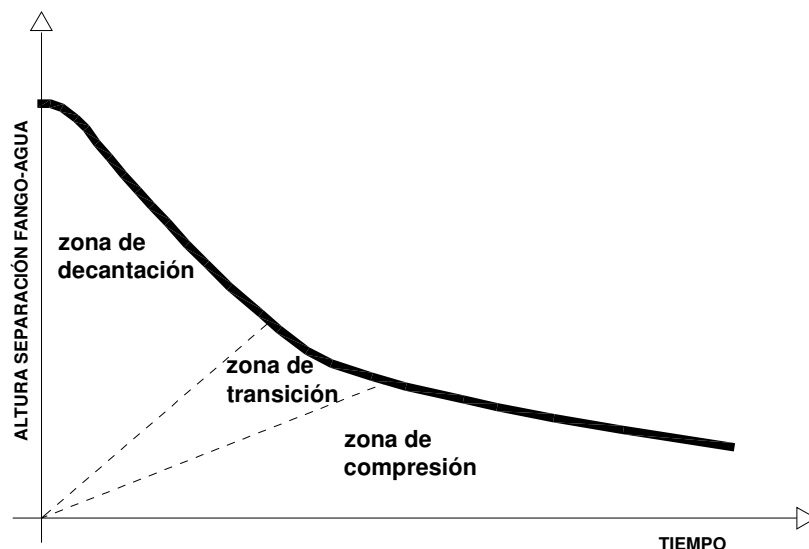
discontinuos fue posteriormente ampliada por Yoshioka et al (1957). Las hipótesis de partida de la teoría de Kynch fueron:

- La velocidad de sedimentación de una partícula depende únicamente de la concentración local de las partículas.
- Todas las partículas tienen la misma forma, tamaño y densidad.
- La concentración de partículas es constante en cada sección horizontal del decantador.
- En procesos de sedimentación continua, la velocidad total de sedimentación depende tanto de la velocidad de sedimentación de las partículas relativas al líquido, como del flujo descendente de la suspensión debido al caudal de extracción de fango del decantador.

La primera hipótesis es fundamental en la teoría de Kynch y significa que las fuerzas que actúan sobre una partícula se encuentran en equilibrio.

Kynch desarrolló su teoría sobre la sedimentación de partículas floculadas compresibles, más conocida como decantación frenada. Este investigador enuncia que la velocidad de sedimentación de las partículas sólidas es función, únicamente, de su concentración local. El fondo de la probeta o del tanque es un punto singular en el que se impide la sedimentación libre. Kynch demuestra que esta discontinuidad del fondo se transmite hacia la zona de decantación libre.

En la Figura 3.19 se representa una curva de decantación experimental con coordenadas: altura de la separación fango/agua y tiempo. Se distinguen dos zonas separadas por otra de transición:



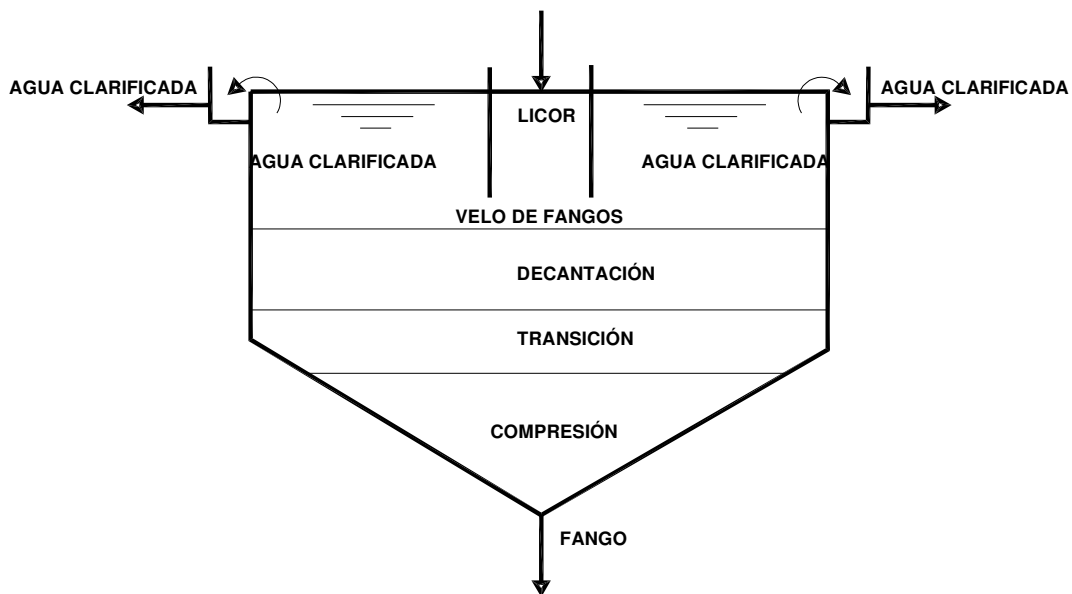
**Figura 3.19.** Curva de sedimentación de Kynch. Fuente: Centro de investigación y Desarrollo tecnológico del Agua. Universidad de Salamanca.

- Zona de «decantación libre», en la que no existe influencia de unas partículas sobre otras. Corresponde a la parte recta inicial de la figura.



- Zona de «decantación frenada», en la cual las partículas ya sedimentadas impiden más o menos la sedimentación de las que van llegando a esta zona. A lo largo de dicha zona va creciendo la concentración uniformemente, en función del tiempo.

En un decantador convencional, alimentado con caudal constante, existen las mismas zonas, y el velo de fangos puede considerarse como la parte superior de la zona de decantación (Fig. 3.20). A veces, cuando el agua sobrenadante es muy clara, se puede observar perfectamente el velo, si está cerca de la superficie.



**Figura 3.20.** Fases de un decantador secundario. Fuente: Centro de investigación y Desarrollo tecnológico del Agua. Universidad de Salamanca.

Un estudio posterior realizado por Hultman y Hultgren (1980) demostró que las suspensiones floculantes no siguen esta teoría estrictamente. En 1967, Dick y Ewing declaran que la teoría de Kynch era muy ideal y que requería de un fango ideal para ser directamente aplicable. Así, trabajos posteriores (Dick 1970 y Dick y Young 1972) concluyen que el concepto de flujo másico se podía aplicar a suspensiones floculantes, como los fangos activados de forma muy aproximada. Concha y Burguer (2002) concluyen que la teoría de Kynch para suspensiones ideales es totalmente válida para cualquier tipo de suspensión con valores de concentración inferiores al crítico, denominando a este intervalo de concentraciones como “régimen de sedimentación de Kynch”.

Las hipótesis hechas por Kynch de que la sedimentación es función únicamente de la concentración de sólidos no es válida para las condiciones de sedimentación que se dan en la zona de compresión del fango en decantadores y espesadores. Michaels y Bolger (1962) demostraron que las condiciones de espesamiento de los fangos no solo dependían de la

concentración, sino que también del gradiente de concentraciones existente ocasionado por la compresión del fango en el fondo del tanque.

Posteriormente, Fitch, en 1993, demostró que la ecuación diferencial general que considera el balance de fuerzas que actúan sobre las partículas puede ser utilizada para la obtención de la mayor parte de las teorías de sedimentación.

A continuación se expone someramente la teoría de flujo de masas de Kynch junto con la de Vesilind, que constituyen la base de los modelos matemáticos. Posteriormente se desarrollará como base de acuerdo con la teoría del flujo de masas (Kynch, 1952, Dick, 1970, et al.), que el flujo de sólidos en un decantador secundario puede modelizarse matemáticamente como una función lineal de la concentración de sólidos:

$$J = V_s \cdot X \quad (\text{ec } 10)$$

donde J es la masa de sólidos por unidad de tiempo que pasa a través de un área unitaria perpendicular a la dirección del flujo ( $\text{kg SST/m}^2 \cdot \text{h}$ ), X la concentración de sólidos ( $\text{kg SST/m}^3$ ) y  $V_s$  la velocidad de sedimentación zonal ( $\text{m/h}$ ).

La revisión de Dick a La teoría de Flujo Másico consiste en la modelización de masas que suceden en el sedimentador, relacionando para esto, la velocidad del manto y su concentración. Su desarrollo se extrae del trabajo realizado por Javier Naning en 2003 titulado "Sedimentación secundaria en sistemas de lodos activos".

La teoría del Flujo másico consiste en modelar el flujo de sólidos que se mueve verticalmente en el sedimentador. Según esta teoría, existe un flujo máximo de sólidos que pueden pasar por el sedimentador (para una concentración de lodo secundario y una tasa de purga de lodos dadas), el cual, al ser sobrepasado produce una acumulación de sólidos y evacuación de éstos por el efluente. (Javier Naning, 2003)

En un sedimentador que funciona en estado estacionario, existe un flujo constante de sólidos que se mueve en sentido descendente, marcando una interfase sólida típica de la sedimentación zonal. El flujo descendente de sólidos se produce por sedimentación por gravedad (zonal) y por transporte de masa debido al caudal extraído por el fondo que es bombeado y recirculado. La suma de los flujos por sedimentación gravitacional y flujo por purga de lodos de fondo está dada por la siguiente ecuación:

$$J_t = \text{Flujo por sedimentación gravitacional} + \text{Flujo por purga de lodos de fondo}$$

$$J_t = X_{Ti} V_i + X_{Ti} V'_i \text{ (ec. 11)}$$

Donde:

- $J_t$  = Flujo de sólidos a través del sedimentador.
- $X_{Ti}$  = Concentración de Sólidos Suspendedos en el punto que se trate.
- $V_i$  = Velocidad de sedimentación gravitacional de los sólidos con concentración  $X_{Ti}$ .
- $V'_i$  = Velocidad descendente de la masa por purga de lodos =  $Q_r/A$ .
- $Q_r$  = Caudal purgado por el fondo. Despreciando el caudal de exceso de lodos,
- es igual al caudal de recirculación.
- $A$  = Área de la sección transversal del sedimentador.

La velocidad de sedimentación, de acuerdo con Vesilind, se calcula según la siguiente relación semiempírica del tipo exponencial.

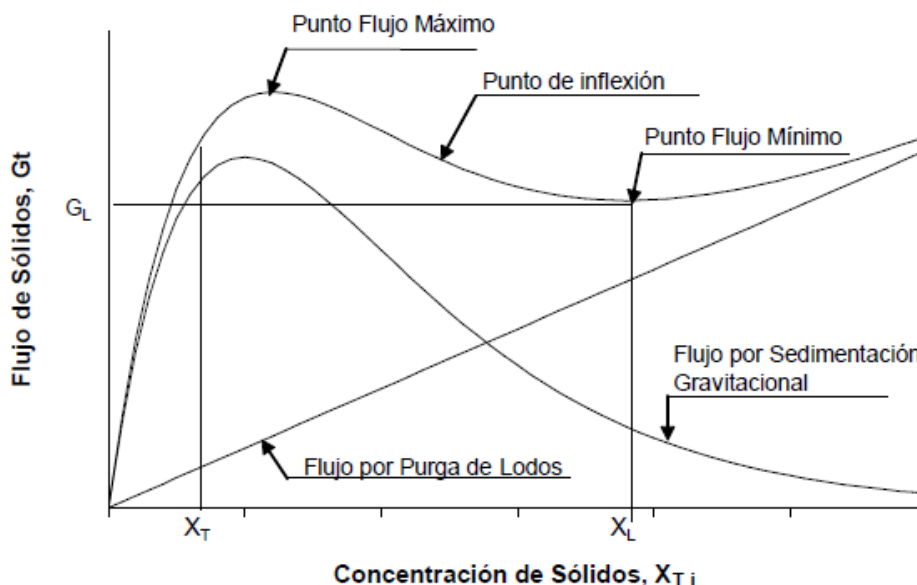
$$V_i = V_o e^{(-n X_{Ti})} \text{ (ec. 12)}$$

En donde  $V_o$ ,  $n$  son valores empíricos

La velocidad de sedimentación también se ha representado mediante una expresión de tipo potencial:

$$V_i = V_o X_{Ti}^{-n} \text{ (ec. 13)}$$

Pero tiene desventajas como el hecho que no sea válida para valores de  $X_{Ti}$  menores a 3000 mg/l. Gráficamente, la ecuación 11 tiene la siguiente forma característica:

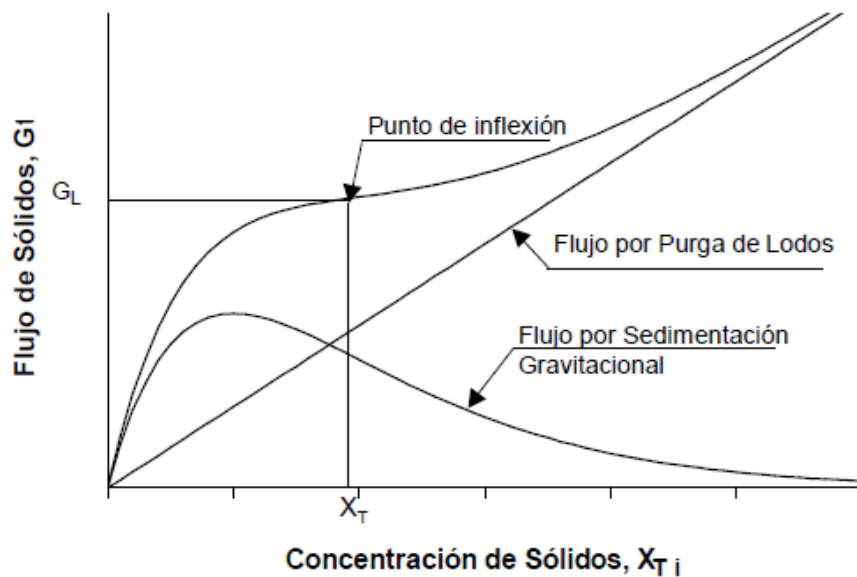


**Figura 3.21.** Representación del flujo másico en un decantador. Fuente: Javier Naning, 2003.

En la figura 3.21 se aprecia un punto en que el flujo másico admisible en el sedimentador es mínimo, lo que se produce a una concentración de Sólidos  $X_L$ , mayor a la concentración de Sólidos de entrada  $X_T$  (a la izquierda de  $X_T$ , i.e. a concentraciones de Sólidos menores que la de entrada, el flujo admisible puede ser aún menor e incluso nulo, pero ello no importa en el análisis, porque estas concentraciones, en el estrato de espesamiento, no se producen en la realidad).

Si bien a la concentración de sólidos de entrada la carga aplicada puede ser muy alta, a medida que los sólidos caen a través del sedimentador se concentran más, la carga disponible por unidad de área decrece, y en algún punto del sedimentador habrá una concentración límite a la que el flujo másico será mínimo. Al aumentar la concentración por encima del valor  $X_L$ , la carga admisible se vuelve a incrementar. Como la concentración de lodo en el sedimentador es variable según la capa, usualmente debe pasar por la concentración límite  $X_L$  antes de llegar al fondo, por lo que será esta concentración límite la que defina la carga máxima de sólidos admisible. Si la cantidad de sólidos que alimentan el sedimentador es mayor que el valor del flujo límite de sólidos, éstos se acumularán en el sedimentador pudiendo llegar a rebosar por el efluente. Naturalmente, el gráfico anterior representa ciertas condiciones particulares. Si el caudal de recirculación disminuye (lo que se visualiza por una recta con menor pendiente) el flujo límite disminuirá (y viceversa) y si la velocidad de sedimentación aumenta, el flujo límite aumentará (y viceversa).

A medida que se aumenta la recirculación, el punto de flujo mínimo se aproxima al punto de flujo máximo. A una cierta recirculación, denominada recirculación crítica, ambos puntos se juntan, generándose un punto de inflexión a la concentración de entrada  $X_T$  y una curva ascendente. Este punto de inflexión equivale al flujo límite para recirculaciones mayores a la recirculación crítica, ya que para cualquier otra concentración, el flujo admisible será mayor (excepto para valores menores de  $X_T$ , los que no son relevantes para el análisis). En este caso, el sedimentador opera como clarificador, pero no como espesador. Gráficamente, lo anterior se visualiza como:



**Figura 3.22.** Variación del flujo másico en función de la recirculación. Fuente: Javier Naning, 2003.

La resolución gráfica de la teoría del flujo másico es común en algunos textos (p.e. Metcalf y Eddy, Clarifier Design) y está basada en los trabajos de Coe y Clevenger, Kynch, Dick y Young. También existen otros métodos gráficos basados en la velocidad de sedimentación como el de Talmadge y Fitch, que no son válidos para la sedimentación secundaria de lodos activados porque no aplican a lodos compresibles y no consideran el caudal de recirculación.

La resolución matemática del flujo másico máximo fue desarrollada por Riddel et.al., y se presenta a continuación:

De las ecuaciones 11 y 12, el flujo total se expresa como:

$$J_t = V_o X_{Ti} e^{-n X_{Ti}} + X_{Ti} Q_r / A \quad (\text{ec. 14})$$

El flujo límite para una curva como la del figura 3.21, es representado por el punto en que se satisfacen  $dJ_t/dX_{Ti} = 0$  y  $d^2J_t/d^2X_{Ti} > 0$ .

Derivando la ecuación (ec. 14):

$$dJ_t / d X_{Ti} = V_o e^{-n X_{Ti}} - V_o n X_{Ti} e^{-n X_{Ti}} + Q_r / A = 0 \quad (\text{ec. 15})$$

Evaluando para  $X_{Ti} = X_L$  (concentración límite de Sólidos Suspendidos) y despejando:

$$A = Q_r / V_o e^{-n X_L} (X_L \cdot n - 1) \quad (\text{ec. 16})$$

Derivando nuevamente:

$$d^2 J_i / d^2 X_{Ti} = -2 V_o n e^{(-n X_{Ti})} + V_o n^2 X_{Ti} e^{(-n X_{Ti})} > 0 \text{ (ec. 17)}$$

Para que la ecuación 17 sea mayor a cero, evaluando en  $X_{Ti} = X_L$ , y en virtud a que  $V_o$ ,  $X_L$ ,  $e^{(-n X_L)}$  son valores positivos, se debe cumplir que:

$$X_L > 2 / n \text{ (ec. 18)}$$

Despreciando los sólidos del efluente, todos los sólidos que entran al clarificador deben ser purgados. Luego, el flujo total también puede expresarse como:

$$J_t = Q_r X_{Tr} / A \text{ (ec. 19)}$$

En donde:  $X_{Tr}$  = Concentración de Sólidos de retorno (en el fondo del sedimentador).

Combinando las ecuaciones 15, 16, 18 y 19, y despejando se obtiene:

$$X_L = X_{Tr} / 2 + (X_{Tr}^2 / 4 - X_{Tr} / n)^{1/2} \text{ (ec. 20)}$$

La concentración de retorno  $X_{Tr}$ , se calcula a partir de un balance de masas, el que despreciando los sólidos suspendidos evacuados en el efluente, arroja la siguiente relación, equivalente la ecuación 21, resultante de establecer el balance de masa en el decantador considerando que la concentración de sólidos en el afluente ( $X_{T0}$ ) como el lodo que crece en el reactor son despreciables frente a  $X_T$  y  $X_{Tr}$ , despreciando la tasa de crecimiento de los microorganismos en el interior del reactor:

$$Q \cdot 0 + Q_r \cdot X_{Tr} = (Q + Q_r) \cdot X_T \rightarrow A_r = Q \cdot X_T / (X_{Tr} - X_T) \text{ (ec. 21)}$$

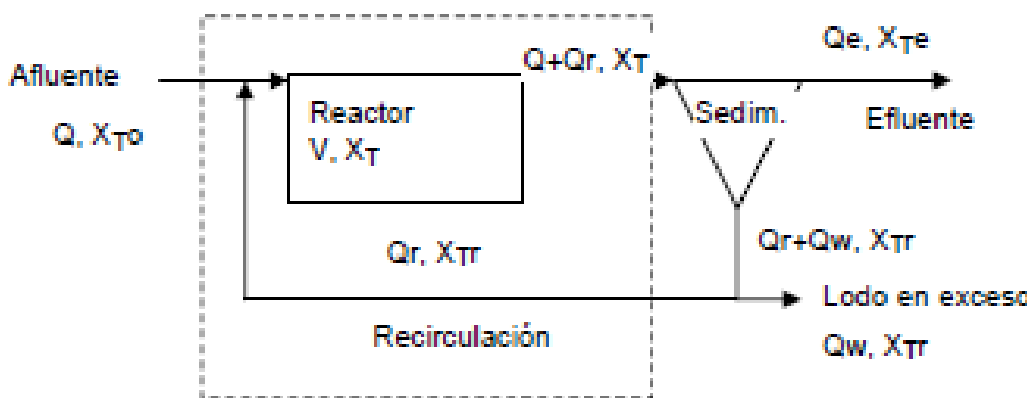


Figura 3.23. Balance de masa en el decantador. Fuente: Javier Nanning, 2003.

$$X_{Tr} = X_T (1 + R) / R \text{ (ec. 22)}$$

Donde:

- R = Razón de recirculación =  $Q_r / Q_{mht}$ .
- $Q_{mht}$  = Caudal afluente al reactor (no al sedimentador). En este caso interesa el caudal máximo sostenido. En el caso de este estudio se supone igual al caudal nominal que entra al reactor por las razones de funcionamiento de los decantadores estudiados.

Se hace notar que normalmente la razón de recirculación R se calcula sobre la base del caudal medio, lo que implica valores distintos a los usados en el planteamiento hasta ahora realizado. Por ejemplo, si el caudal de recirculación es igual al caudal medio total Q ( $R=1$ ), y la razón  $Q_{mht}/Q$  es igual a 3, la razón R calculada según ecuación 22 será sólo de 0,33.

Para que la solución de la raíz cuadrática de la ecuación 21 sea mayor o igual a cero y reemplazando  $X_{Tr}$  de la ecuación 22, debe darse que:

$$R \leq X_r \cdot (n - X_T) / 4 \text{ (ec. 23)}$$

Se denomina razón de recirculación crítica al valor en que:

$$R_c = X_T \cdot (n - X_T) / 4 \text{ (ec. 24)}$$

La razón de recirculación crítica representa el valor máximo para el cual es válido el gráfico 3.21.

El flujo o carga límite para  $R \leq R_c$  debe ser obtenido a partir de las ecuaciones 15 y 17, con lo que resulta:

$$J_L = V_o \cdot n X_L^2 e^{(-n X_L)} \text{ (ec. 25)}$$

La carga de sólidos al sedimentador, para el caudal máximo, se calcula como:

$$J_a = (Q_{mht} + Q_r) X_T / A \text{ (ec. 26)}$$

Se debe cumplir que  $J_a \leq J_L$ , y combinando las ecuaciones 25 y 26, se obtiene:

$$A \geq (Q_{mht} + Q_r) X_T / n V_o X_L^2 e^{(-n X_L)} \text{ para } R \leq R_c \text{ (ec. 27)}$$

Por otro lado, como ya se mencionó, un aumento de la razón de recirculación R hasta un valor  $R_c$ , produce una aproximación del máximo al mínimo hasta un punto de inflexión en el que la concentración límite de Sólidos Suspendidos es

igual a la concentración de Sólidos en la entrada del sedimentador ( $X_T=X_L$ ), como se muestra en el gráfico 3.22 expuesto anteriormente.

En este punto, el sedimentador actúa sólo como clarificador y no como espesador. Luego, el flujo límite es el correspondiente a la concentración de entrada. Para valores de  $R$  mayores a  $R_c$ , el flujo límite  $J_L = J_t$ , de la ecuación 16:

$$J_L = V_o X_T e^{(-n X_T)} + X_T Q_r / A \text{ (ec. 28)}$$

Combinando con la ecuación 26, e imponiendo que  $J_a \leq J_L$ , se obtiene:

$$A \geq Q_{mht} / V_o \cdot e^{(-n X_T)} \text{ para } R > R_c \text{ (ec. 29)}$$

Conocidos los caudales, concentración de Sólidos Suspendidos de entrada al sedimentador así como las constantes  $V_o$  y  $n$ , para el caso en que  $R \leq R_c$ , se debe calcular el área mediante la ecuación 28, calculando antes  $X_{Tr}$  de la 23 y  $X_L$  de la ecuación 22. Para  $R > R_c$ , se aplica la ecuación 29 directamente.

La determinación de los valores de  $V_o$  y  $n$  ha sido objeto de numerosos estudios, en general, relacionando algún índice de lodos con dichos parámetros. La aplicación de la teoría del flujo másico para las distintas expresiones de  $V_o$  y  $n$  halladas en la bibliografía, presenta grandes dispersiones, por un lado, por la inexistencia de una relación confiable entre los distintos índices de lodo, y por otro, por la distinta validez estadística de los estudios (y probablemente por diferencias metodológicas). A continuación, en la tabla 3.3, se seleccionan algunas expresiones para  $V_o$  y  $n$ , como las de: Johnstone, Pitman, Wahlberg y Keinath y Daigger y Roper. Las ecuaciones de Johnstone y Pitman tienen la ventaja de haber sido realizadas sobre la base de un gran número de ensayos en plantas reales. Las de Wahlberg y Keinath y Daigger y Roper no tienen tanta solidez.



**Tabla 3.2.** Valores de  $V$  y  $n$  en función del índice de sedimentabilidad de lodos. Fuente: J. Naning, 2003

Autor	Índice	N° Datos	Rango Validez	$U_0$ m/h	$n$ l/g	$r^2$	Comentarios
Johnstone et al, 1979	SSVI <sub>3,5</sub>	733	60-79	6,500	0,3588	0,9607	Experiencias en plantas reales. Reporta concordancia con la expresión de White
			80-99	5,826	0,3712	0,9591	
			100-119	5,300	0,4067	0,9374	
			120-139	4,234	0,4222	0,9618	
Daigger & Roper, 1985	SVI	236	36-402	7,8	$0,148+0,0021 \cdot SVI$	0,997 para $n$ , 0,89 para $U_0$	Mediciones en 6 plantas piloto y dos reales. Datos muestran dispersión considerable. Se aplica a plantas con dosificación de químicos.
Pitman, 1984	SSVI <sub>3,5</sub>	697	35-150	$161,2045 \cdot SSVI_{3,5}^{-0,7249}$	$0,22015e^{(0,00657 \cdot SSVI_{3,5})}$	0,968 para $U_0/n$ , 0,976 para $n$	6 años de experiencias en 4 plantas reales con remoción de nitrógeno y/o fósforo. Valores corroborados por Ekama & Marais, 1986 <sup>13</sup>
Wahlberg & Keinath, 1988	SSVI	185	35-220	$15,3-0,0615 \cdot SSVI$	$0,426-0,00384 \cdot SSVI + 5,43 \cdot 10^{-5} \cdot SSVI^2$	no reportado	Relaciona $U_0$ y $n$ con el SSVI sobre la base de datos de 21 plantas de lodos activados sin adición de químicos, y de considerable variación en términos de tamaño, localización geográfica, modo de operación, método de aireación, y tipo y monto de aporte industrial.

En otro estudio, Von Sperling, recoge expresiones para  $V_0$  y  $n$  para distintos índices de volumen de lodo, las agrupa según el tipo sedimentabilidad:

**Tabla 3.3.** Índices de Volumen de lodos según Von Sperling. Fuente: J. Naning, 2003

Sedimentabilidad	SVI [ml/g]		DSVI [ml/g]		SSVI [ml/g]		SSVI <sub>3,5</sub> [ml/g]	
	Sin Agitación		Sin Agitación		Con Agitación		Con Agitación	
	Rango	Tip.	Rango	Tip.	Rango	Tip.	Rango	Tip.
Muy bueno	0-50	45	0-45	40	0-50	45	0-40	35
Bueno	50-100	75	45-95	70	50-80	65	40-80	60
Medio	100-200	150	95-165	130	80-140	110	80-100	90
Pobre	200-300	250	165-215	190	140-200	170	100-120	110
Muy Pobre	300-400	350	215-305	260	200-260	230	120-160	140

Nota: En la mayoría de los casos, los valores típicos son el promedio de los valores del rango.

Sperling calcula las constantes  $V_0$  y  $n$  para cada rango y expresión, y determina el flujo límite correspondiente a cada expresión. Luego, para cada tipo de sedimentabilidad, realiza una regresión de los flujos límite para ajustarlos a una ecuación en función de los SSLM. Esto no tiene mucha validez estadística puesto que se compara datos de distinta calidad y origen (además no presenta los coeficientes de correlación obtenidos).

En el diseño de sedimentadores secundarios utilizando las expresiones de la tabla anterior y la teoría del flujo másico, se debe conocer a priori el valor del índice de lodos, lo que no es posible, por cuanto no se sabe como operará realmente la planta. Se podría entonces escoger el valor más alto de cada índice de lodos, pero ello implicaría diseños impracticables. La recomendación es usar un valor equivalente a un lodo de sedimentabilidad media a pobre, pero sin llegar a ser un lodo filamentoso (para este último es preferible tomar medidas correctivas distintas de un aumento innecesario e inviable del tamaño del sedimentador).

Para el caso del  $SSVI_{3,5}$ , un valor de 100 ml/g recomendado por White y Ekama et. al. parece adecuado. Para el DSVI un valor de 150 ml/g resulta aproximadamente equivalente a un  $SSVI_{3,5}$  de 100. Para el SVI y SSVI se adopta valores de 200 ml/g y 125 ml/g como equivalencia a los valores anteriores.

Javier Naning (2003), realizó una modelización para la obtención del área de decantación teniendo en cuenta la teoría del flujo másico que se expone a continuación:

En la figura 3.24, se calcula el área para los valores de índice de lodos antes consignado, considerando un caudal de  $100 \text{ m}^3/\text{h}$ . Dada la alta variabilidad del resultado en función del caudal de recirculación, el área se calcula en cada caso para la recirculación crítica, también mostrada en el gráfico. Los resultados se comparan con el método de White y de la ATV A131. Adicionalmente, dado que varios autores han establecido que el flujo límite predicho por la teoría está en un rango de  $\pm 20\%$  con respecto al flujo límite real, las áreas obtenidas (excepto para la ATV) se multiplican por 1,25 (1/0,8).

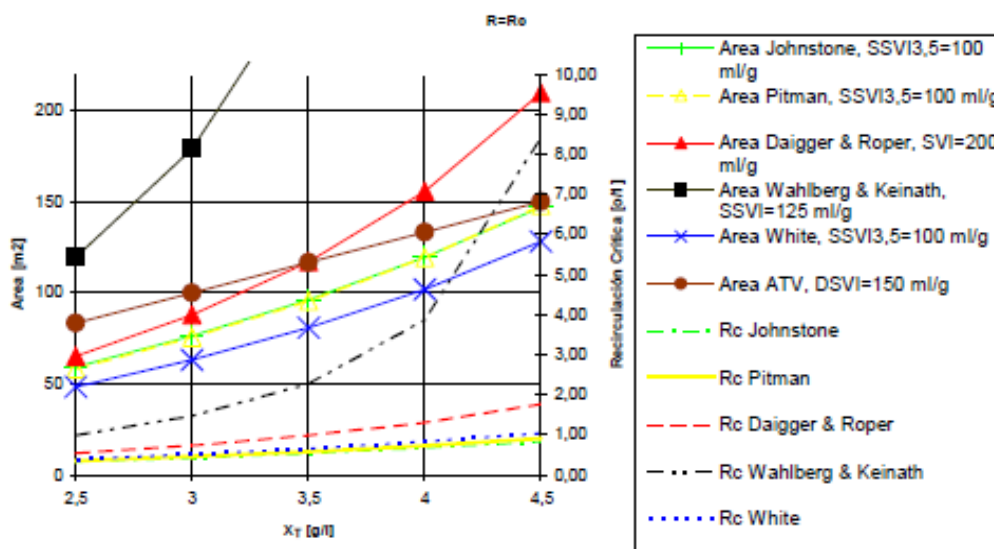
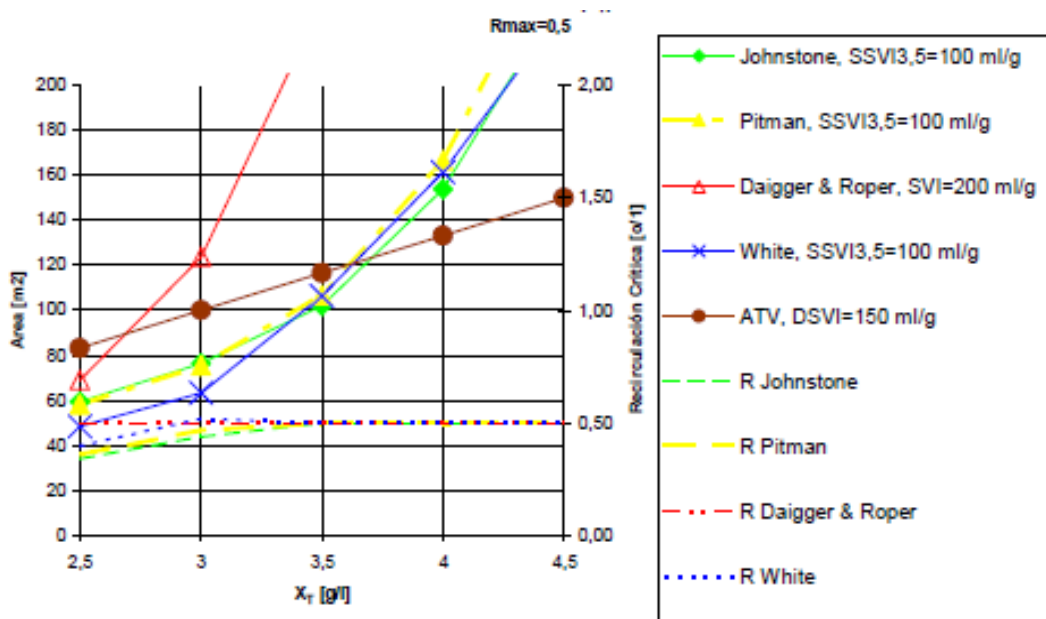


Figura 3.24. Área vs SSM ( $X_T$ )  $R=R_c$ . Fuente: Javier Naning, 2003.

Se aprecia que el cálculo para la expresión de Wahlberg & Keinath está muy alejada de las restantes. Los resultados obtenidos usando las expresiones de Johnstone, Pitman y White son compatibles entre sí, con una diferencia máxima de un 18%. La curva obtenida por el método de la ATV A131, se encuentra en general por encima de las anteriores, aproximándose a éstas a altas concentraciones de Sólidos Suspendidos. Los resultados obtenidos usando la expresión de Daigger y Roper son siempre superiores a los derivados de las expresiones de White, Johnstone y Pitman.

Sin embargo, si se limita la recirculación a un máximo de  $R=0,5$  (dado que esta recirculación está basada en el caudal máximo, un valor de 0,5, para una razón  $Q_{\text{máximo}}/Q_{\text{medio}}=3$ , equivale a 1,5 o 150% referida al caudal medio, que en general es el máximo instalado en los sistemas de recirculación), las curvas de White, Pitman y Johnstone siguen arrojando valores compatibles entre sí (y casi idénticos para una concentración de 3,5 g/l de Sólidos Suspendidos), la curva de Daigger & Roper se aleja considerablemente, y la de la ATV A131 pasa de ser conservadora a entregar valores notoriamente menores a partir de concentraciones mayores a 3,7 g/l de Sólidos Suspendidos.

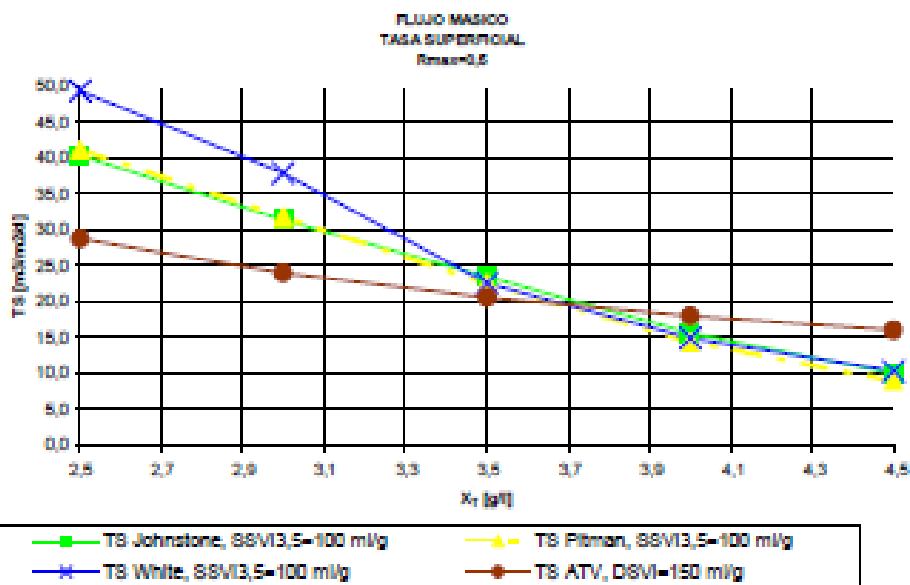


**Figura 3.25.** Área vs SSLM ( $X_T$ )  $R_{\text{máx}}=0,5$ . Fuente: Javier Naning, 2003.

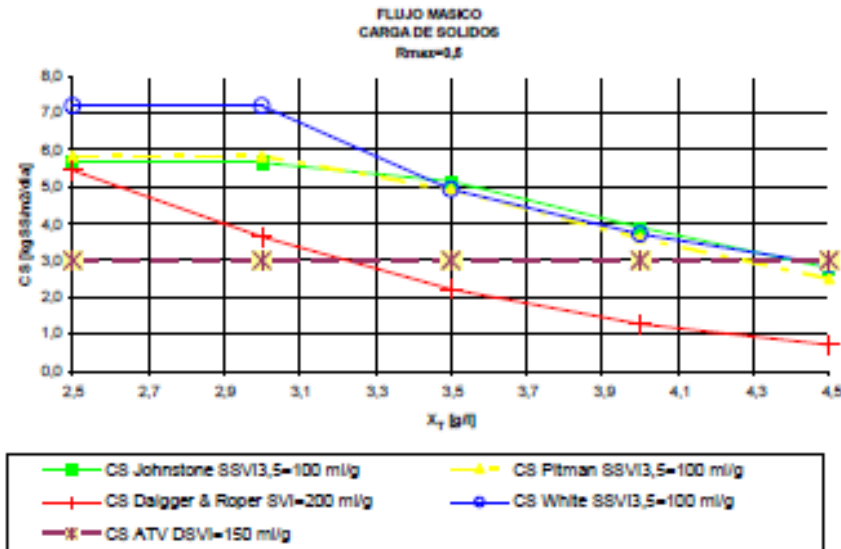
Este estudio (Javier Naning, 2003) concluía que la teoría del flujo másico constituye una buena y racional herramienta para el diseño del proceso de sedimentación secundaria, en particular si se usa las expresiones de White, Pitman o Johnstone. Tanto White como Johnstone sostienen que el flujo límite calculado mediante sus respectivas expresiones están en  $\pm 20\%$  con respecto al flujo límite real.

Ekama & Marais (1986), en un estudio posterior a los antes citados, verifican la teoría de flujo másico con datos de plantas holandesas, concluyendo que la teoría del flujo másico efectivamente predice el flujo límite si se multiplica el resultado por 1,25, especulando que ello podría ser atribuible a la baja profundidad de los sedimentadores en las que se realizaron las experiencias (1,5 a 2,5 m) o a características propias de cada sedimentador (ubicación de vertederos, razón diámetro/profundidad, turbulencias, densidades de corriente, etc.), por lo que no existe evidencia fehaciente que permita asegurar que para todo tipo de sedimentador se deba multiplicar el área obtenida por la teoría del flujo másico por 1,25. Adicionalmente, en la predicción del fluido límite, la concentración límite resulta notoriamente sobreestimada y la concentración de recirculación calculada no resulta representativa, a la vez que la teoría del flujo másico no considera la capacidad de compactación del lodo, que limita la concentración máxima que se puede obtener. Todos estos aspectos no han sido ampliamente desarrollados por lo que deberán ser objeto de investigación.

Por último, se presenta las tasas superficiales y cargas de sólidos obtenidas por los distintos métodos, con el fin de compararlas con los valores normalmente adoptados en los criterios tradicionales.

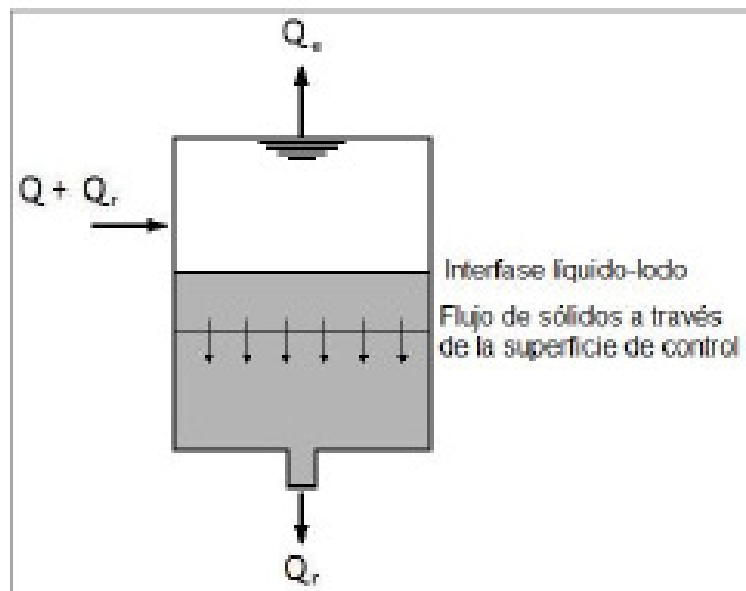


**Figura 3.26.** Tasa superficial  $R_{m\acute{a}x}=0,5$ . Fuente: Javier Naning, 2003.



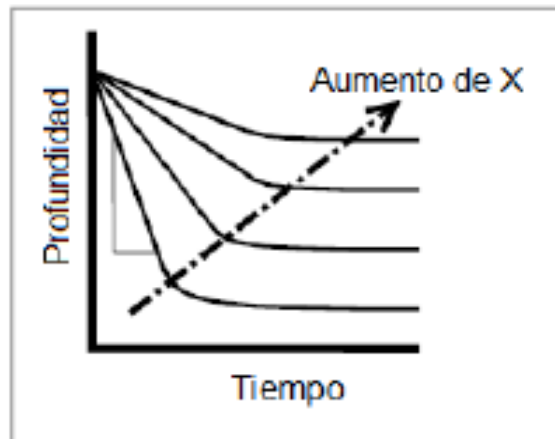
**Figura 3.27.** Carga de Sólidos  $R_{m\acute{a}x}=0,5$ . Fuente: Javier Naning, 2003.

Debido al comportamiento de la sedimentación zonal y al espesamiento de los lodos, la concentración dentro del sedimentador varía desde una concentración inicial en el principio de la interfase, hasta una concentración final en la base del sedimentador. El valor de estas concentraciones depende de la sedimentación gravitacional y de la succión de fondo generada por el caudal de recirculación, lo que, con una buena operación, permite el espesamiento y que no se acumulen lodos en la unidad, tal y como se muestra en la figura 3.28.



**Figura 3.28.** Esquema de clarificación. Fuente: Tesis Javier Contreras Barrera 2010.

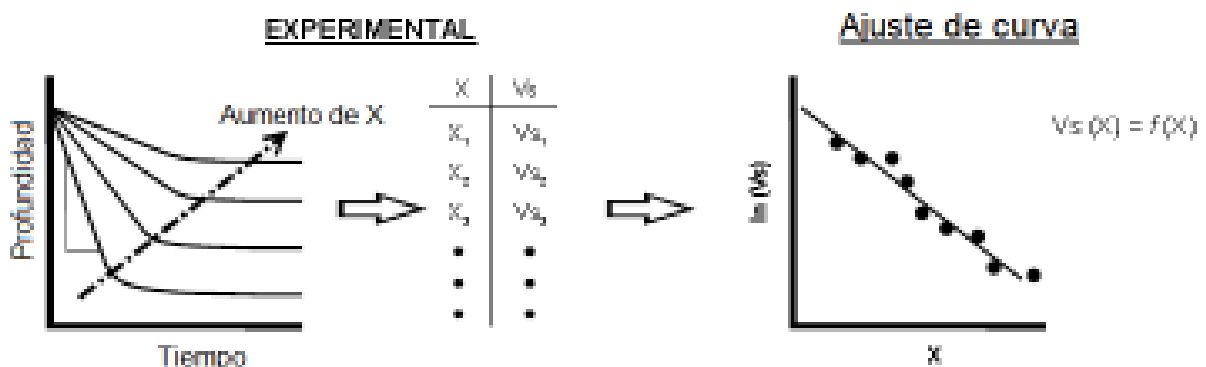
La concentración zonal del sedimentador, conlleva a otro fenómeno del comportamiento del lodo en su recorrido hasta la salida de éste. Debido a la relación existente entre la velocidad de sedimentación de las partículas y el espacio libre que haya entre ellas, la velocidad de sedimentación también pasa a distinguirse por zonas dependiendo de la densidad que tenga el entorno. Es por ello que la velocidad de sedimentación va disminuyendo en zona superior del decantador (Javier Contreras, 2010). En la figura 3.29 se muestra un ejemplo del movimiento de fangos en función de la altura a diferente concentración.



**Figura 3.29.** Comportamiento del lodo a diferentes concentraciones. Fuente: Tesis Javier Contreras Barrera 2010.

Así, en la figura 3.26, se observa cómo se confirman la teoría de Vesilind, anteriormente enunciada, apreciándose que se obtendrá la máxima velocidad de sedimentación asociada a una concentración de SSLM determinada.

A continuación se muestra en la figura 3.30, como en un espacio semilogarítmico podría ajustarse de forma lineal la concentración de fangos y la velocidad de sedimentación.



**Figura 3.30.** Metodología de ajuste para obtener los parámetros de velocidad de sedimentación. Fuente: Tesis Javier Contreras Barrera 2010.

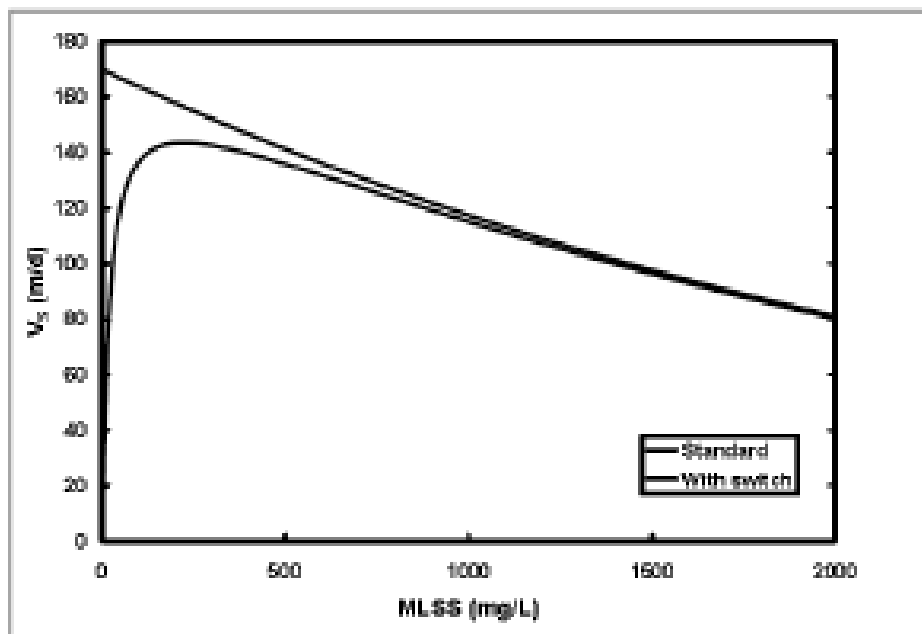
Pero hemos de tener en cuenta que la expresión de Vesilind se comporta adecuadamente para describir la velocidad de sedimentación en concentraciones altas como las que se encuentran bajo el fango, pero para describir la sedimentación en concentraciones bajas, la ecuación de Vesilind predice velocidades mayores a las que se producen en los casos reales. Así se propone una modificación a la expresión de Vesilind (Manual de Usuario para Biowin 3, 2008):

$$V_s' = V_s \left( \frac{X_i}{K_s + X_i} \right) \quad (\text{ec. 30})$$

Donde:

- $V_s'$  es la velocidad de Vesilind.
- $X_i$  es la concentración de fangos.
- $K_s$  es la constante de cambio de velocidad a calibrar.

Así, la diferencia entre las dos expresiones se representa en la figura 3.31, donde se grafían la velocidad de Vesilind y la velocidad de Vesilind modificada de acuerdo con el Manual de Biowin 3.



**Figura 3.31.** Diferencia de resultados entre la Velocidad de Vesilind y la Velocidad de Vesilind modificada. Fuente: Manual de Usuario para Biowin 3.

De este modo, comprobamos que la expresión modificada de Vesilind, solo varía de los valores de la fórmula original para concentraciones menores a 500 mg/l. Sin embargo, esta concentración puede aumentar si se usa un  $K_s$  mayor. La apreciación entre ambas velocidades se aprecia de forma más significativa conforme la concentración se hace menor.

Otros parámetros a determinar en la expresión de Vesilind son  $V_0$  y  $n$ , para lo que se pueden utilizar, otros estudios realizados por diferentes autores para la estimación de los parámetros empíricos de la fórmula de Vesilind mediante la correlación de los valores obtenidos para diferentes índices de lodos, tal y como se muestra en la tabla 3.4:

**Tabla 3.4.** Correlación de los parámetros de la expresión de Vesilind.

Autor	Ecuación	Observaciones
Pitman (1984)	$V_0 = 161,2045 \cdot SSVI_{3,5}^{-0,7249}$ $n = 0,22015 \cdot e^{0,00657 \cdot SSVI_{3,5}}$	Citadas por von Sperling (1999).
	$\frac{V_0}{n} = 37,63 \cdot e^{-0,0388 \cdot SSVI}$ $n = 0,88 - 0,393 \cdot \log\left(\frac{V_0}{n}\right)$	Citadas por Ozinsky (1995).
Ekama & Marais (1986)	$\frac{V_0}{n} = 67,9 \cdot e^{-0,016 \cdot SSVI_{3,5}}$ $n = 0,88 - 0,393 \cdot \log\left(\frac{V_0}{n}\right)$	Con datos de White (1976), Pitman (1984), Rachwal et al. (1982)
Ozinsky (1995)	$V_0 = e^{2,45095 - 0,00636 \cdot SSVI_{3,5}}$ $n = 0,15128 + 0,00287 \cdot SSVI_{3,5}$	Con datos de 5 plantas: 3 de la Universidad de la Ciudad del Cabo (1986) y 2 de Pitman (1984).
	$V_0 = e^{2,70065 - 0,00808 \cdot SSVI_{3,5}}$ $n = 0,22632 + 0,00264 \cdot SSVI_{3,5}$	Con datos de 1 planta usada por Pitman (1984).

Además, Takács (1991) desarrolló un modelo para determinar la velocidad de sedimentación con respecto a la concentración, considerando cuatro componentes diferentes de la velocidad según la concentración. Las consideraciones realizadas fueron de menor a mayor concentración, en la ZONA I velocidad cero; en la ZONA II velocidad que aumenta con la densidad del fango; en la ZONA III una velocidad independiente de la concentración; y en la ZONA IV una velocidad que disminuye con el aumento de concentración (Javier Contreras, 2010).

Este modelo se desarrollará junto con otros modelos en el apartado siguiente, desarrollándose las teorías de Vesilind y Kynch como base teórica de los modelos matemáticos de modelización de la sedimentación

A continuación se muestra un árbol genealógico de las teorías de los avances realizados en la investigación de la sedimentación:



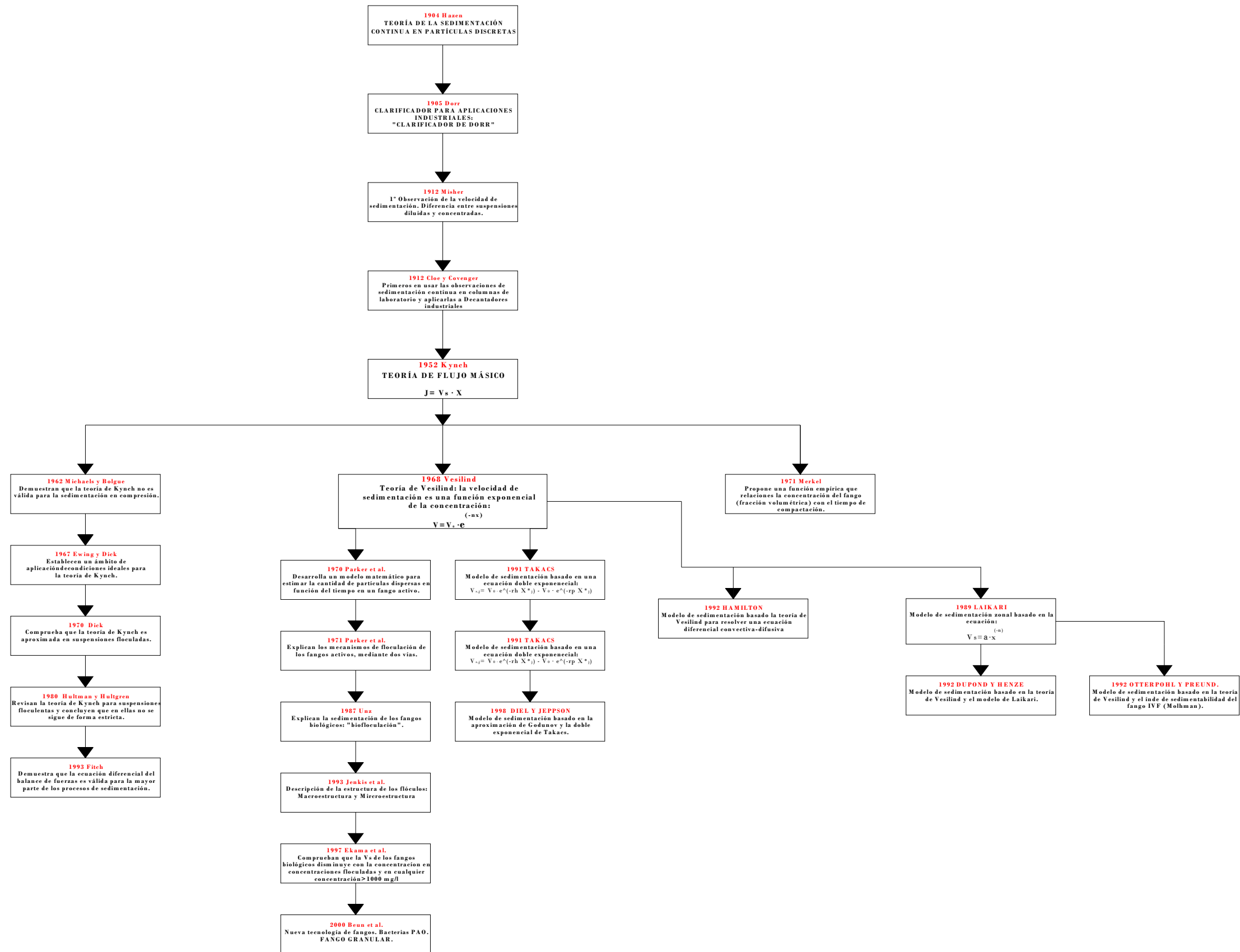


Figura 3.32. Genealogía de las teorías y modelos de la sedimentación. Fuente: Elaboración propia.

### 3.3.- MODELOS DE SEDIMENTACIÓN

La principal diferencia entre los modelos que se exponen a continuación es la distinta aplicación de los balances de masas en cada uno de ellos y el modelo de sedimentación utilizado.

#### 3.3.1.- MODELO DE LAIKARI (1989)

Laikari describe el comportamiento del decantador en la zona que hay por debajo de la entrada de afluente. Se basa el uso de un modelo potencial de sedimentación zonal modificado regido por la siguiente ecuación:

$$V_s = \alpha \cdot x^{(-n)} \quad (\text{ec.31})$$

Donde el parámetro  $\alpha$  varía en función de la posición del manto de lodo para tener en cuenta los efectos de la floculación que dependen de la altura de sedimentación. Laikari propuso un valor de 1.8 para el parámetro  $n$ .

Para establecer el perfil de concentración de sólidos en el decantador se da un valor de flujo límite, de manera que si el valor de flujo total de sólidos supera este valor, los fangos en exceso se transfieren en los cálculos a la capa inmediatamente superior.

#### 3.3.2.- MODELO DE TAKÀCS (1991)

El modelo de Takàcs es el más aceptado en la actualidad. Este modelo es válido tanto para la zona de espesamiento como la de clarificación y consiste en la función exponencial doble que se muestra a continuación:

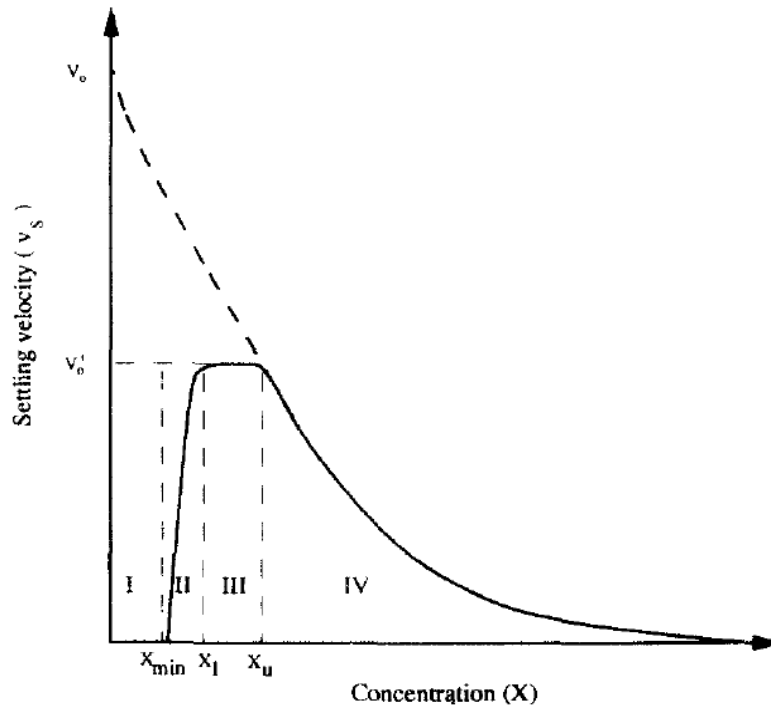
$$V_{s,j} = V_0 e^{(-r_h X_j^*)} - V_0 e^{(-r_p X_j^*)} \quad \text{con } 0 \leq V_{s,j} \leq V_0' \quad (\text{ec.32})$$

Donde  $V_{s,j}$  y  $X_j^*$  son la velocidad de sedimentación y la concentración de la componente particulada, y el resto de variables son los parámetros del modelo.  $V_0$  y  $V_0'$  son las velocidades máximas de sedimentación, teórica y práctica respectivamente;  $r_h$  es el parámetro característico de la sedimentación zonal, y  $r_p$  es el parámetro relacionado con el comportamiento de sedimentación a bajas concentraciones de sólidos. En este modelo, la concentración de la componente particulada no tiene en cuenta las sustancias particuladas llamadas no sedimentables ( $X_{\min}$ ), las cuales se considera que entran al decantador como una fracción a determinar del fango activado. De esta manera la concentración de sólidos se calcula con:

$$X_j^* = X_j - X_{\min} = X_f \cdot f_{ns} \cdot X_{in} \quad (\text{ec.33})$$

Donde  $X_{in}$  es la concentración de sólidos en los fangos activados que entran al decantador secundario y  $f_{ns}$  es la fracción de sólidos no sedimentables que hay en los fangos activados.

La ecuación 31 divide la velocidad de sedimentación en cuantas regiones, representadas en la figura 3.33:



**Figura 3.33.** Modelo de sedimentación de Takács (1991). Fuente: Javier Contreras 2005.

Para  $X < X_{min}$  la velocidad de sedimentación es cero, es decir, las partículas se mueven con el agua como si fueran sustancias solubles. Cuando  $X_{min} < X < X_1$ , la velocidad de sedimentación está controlada por las partículas discretas lentamente sedimentables (sedimentación floculada). En esta región de concentraciones, Patry y Takács (1992) demostraron que el diámetro medio de la partícula aumenta a medida que aumenta la concentración de sólidos en la zona de sedimentación discreta del decantador. Este aumento de diámetro implica un aumento en la velocidad de sedimentación como se muestra en la tabla 3.5:

**Tabla 3.5.** Valores típicos de los parámetros del modelo Takács. Fuente: Tesis Josep Ribes Bertomeu.

$V_o$ (m/h)	$V_o'$ (m/h)	$r_n$ (m <sup>3</sup> /kg)	$r_p$ (m <sup>3</sup> /kg)	$f_{ns}$
29.7	14.2	0.426	5.0	0.0001

Para establecer el perfil de concentración de los fangos, el flujo de sólidos que entra en una capa se determina como el mínimo entre el flujo de sólidos de la capa superior y el flujo de sólidos calculado para esta capa.

Grijpspeerdt et al (1995) realizaron un estudio comparativo de seis modelos de sedimentación unidimensionales basados en la teoría del flujo de sólidos y concluyeron que el modelo de Takács proporciona mejores resultados en la modelización de diez series de datos experimentales, tanto en régimen estacionario como en transitorio. Este modelo doble exponencial es el modelo de referencia para la simulación de procesos de fangos activos en las simulaciones informáticas.

### 3.3.3.- MODELO DE OTTERPOHL Y FREUND (1992)

Este modelo clasifica los flóculos en dos grupos, macroflóculos y microflóculos, en función de que su tamaño sea mayor o menor de 10  $\mu\text{m}$ , respectivamente. Supone que los microflóculos sedimentan con una velocidad constante de 0,01 m/h y que los macroflóculos se ajustan a una velocidad de sedimentación de Vesilind (del tipo exponencial) donde los parámetros  $V_0$  y  $n$  dependen del valor de IVF.

Este modelo presenta, como principal aportación el desarrollo de la función  $\Omega$ , que corrige el flujo de sedimentación para tener en cuenta los efectos de la transición y compresión de las capas más bajas del decantador. Esta función depende, entre otros factores del índice de Mohlman, de la concentración de los fangos en el reactor biológico y de la altura a la que se extraen los fangos del decantador.

### 3.3.4.- MODELO DE DUPOND Y HEZNE (1992)

En este modelo, la velocidad de sedimentación es modelada de acuerdo con la función exponencial de Vesilind, al igual que el modelo de Laikari, el perfil de sólidos en el decantador se establece mediante el uso del concepto de flujo límite.

La principal aportación de este modelo es el cálculo de los sólidos que escapan por el efluente del decantador ( $X_{EF}$ ) mediante una ecuación empírica que depende de las principales variables que afectan a la sedimentación, e incluye parámetros que pueden ser ajustados para cada caso concreto. La ecuación propuesta fue:

$$X_{EF} = X_{MIN} + X_{NO3} \cdot \frac{S_{NO3}}{K_{NO3} + S_{NO3}} + \frac{X_{IN} \cdot IVF \cdot \frac{Q_{in}}{A}}{K_{hid} + X_{in} \cdot IVF \cdot \frac{Q_{in}}{A}} \quad (\text{ec.34})$$

Donde:

- $X_{EF}$ = Concentración de sólidos en el efluente ( $\text{g/m}^3$ ).
- $X_{\min}$ = Concentración de sólidos no sedimentables ( $\text{g/m}^3$ ).
- $X_{\text{NO}_3}$ = Concentración de sólidos que no sedimentan por la desnitrificación del nitrato que entra en el decantador ( $\text{g/m}^3$ ).
- $S_{\text{NO}_3}$ = Concentración de nitratos a la entrada del decantador ( $\text{g/m}^3$ ).
- $K_{\text{NO}_3}$ = Constante de Monod para el nitrato ( $\text{g/m}^3$ ).
- $X_{\text{hid}}$ = Concentración de sólidos que no sedimentan debido a la carga hidráulica y de sólidos en el decantador ( $\text{g/m}^3$ ).
- $X_{\text{in}}$ = Concentración de sólidos a la entrada del decantador.
- $Q_{\text{in}}$ = Caudal de fangos activados que entra en el decantador ( $\text{m}^3/\text{d}$ ).
- $K_{\text{hid}}$ = Constante de semisaturación por la carga del decantador ( $\text{m}^3/\text{d}/\text{m}^2$ ).
- $A$ = Área de la sección del decantador ( $\text{m}^2$ )

Los valores típicos de los parámetros ajustados de la ecuación para fangos activados se muestran en la tabla 3.6:

**Tabla 3.6.** Valores típicos de los parámetros del modelo Dupond y Henze. Fuente: Tesis Josep Ribes Bertomeu.

$X_{\min}$ ( $\text{g/m}^3$ )	$X_{\text{NO}_3}$ ( $\text{g/m}^3$ )	$K_{\text{NO}_3}$ ( $\text{g/m}^3$ )	$X_{\text{hid}}$ ( $\text{g/m}^3$ )	$K_{\text{hid}}$ ( $\text{m}^3/\text{d}/\text{m}^2$ )
5	25	12	25	1.5

### 3.3.5.-MODELO DE HAMILTON (1992)

Este modelo utiliza el modelo de sedimentación de Vesilind para resolver esta ecuación diferencial:

$$-\frac{\partial X}{\partial t} = V_s \cdot \frac{\partial X}{\partial z} + \frac{\partial(V_s \cdot X)}{\partial z} - \frac{\partial^2 X}{\partial z^2} \quad (\text{ec. 35})$$

Donde:

- $z$  y  $t$  son las coordenadas espaciales y temporales.
- $D$  es el factor de dispersión.
- $V_s$  es la velocidad de sedimentación.

En esta ecuación se recoge la variación de la concentración de fangos en función del tiempo y de la profundidad en el decantador. Esta expresión corresponde al balance de materia aplicados a los sólidos en el decantador, donde se le ha añadido un término de dispersión (derivada parcial de segundo orden) para disminuir el gradiente de concentración en las zonas de choque o

cinemáticas en su propagación por el decantador y conseguir una mayor estabilidad en los métodos numéricos de cálculo.

El hecho de utilizar una ecuación diferencial convectiva-difusiva para simplificar los métodos numéricos necesarios para simular el desplazamiento de las ondas de choque, también permite que la solución final obtenida sea independiente de las condiciones iniciales (Ozinnsky et al., 1994). Además, el uso de este término de difusión hace que las predicciones del modelo sean muy dependientes del número de capas en que se divide el decantador, ya que la difusión depende mucho de los gradientes de concentraciones entre capas. Hamilton et al. (1992) comprobaron que para que un modelo fuera independiente del número de capas utilizadas, tenía que dividirse en 25 capas, mientras que la mayoría de los modelos utilizados dividen el decantador únicamente en 10 capas. También comprobaron que su modelo daba estimaciones del manto de fangos superiores al de otros modelos, debido al término de difusión.

### 3.3.6.- MODELO DE DIEL Y JEPSSON (1998)

El modelo propuesto por estos investigadores propone un tratamiento matemático para tener en cuenta la condición de flujo de sólidos límite y solucionar el problema de inestabilidad matemática del modelo causada por el concepto de ondas de choque de concentración de sólidos. La ecuación de flujo de sólidos propuesta estaba basada en la aproximación analítica de Godunov. Así, para la zona de clarificación la ecuación propuesta es:

$$j_{i+\frac{1}{2}} = \begin{cases} \min [V_s \cdot X - V_A \cdot X] & \text{si } X_i \leq X_{i+1} \\ X_i \leq X \leq X_{i+1} \\ \max [V_s \cdot X - V_A \cdot X] & \text{si } X_i > X_{i+1} \\ X_i \leq X \leq X_{i+1} \end{cases} \quad (\text{ec. 36})$$

Donde  $J$  es el flujo de sólidos y  $V_A$  es la velocidad ascensional del agua debida al caudal que sale por el efluente que arrastra los sólidos hacia arriba y por tanto contrarresta al flujo de sólidos, el cual tiene sentido descendente. Estos investigadores comprobaron que el cálculo del decantador en términos de flujo de sólidos planteado de esta forma es matemáticamente estable y permite simular la propagación de frentes de sólidos por muy bruscos que sean. La función para la velocidad de sedimentación fue la ecuación doble exponencial de Takács et al. (1991).

### 3.4.- ELECCIÓN DEL MODELO A UTILIZAR

Los modelos más simples corresponden con ecuaciones matemáticas que son estadísticamente ajustadas para que los datos de entrada coincidan con los datos de salida. Debido a la escasa información respecto de los procesos, estos generalmente son representados mediante ecuaciones obtenidas empíricamente, por lo cual este tipo de modelos son identificados como “modelos caja negra”. Estos modelos son aplicables de forma limitada según condiciones de calibración usada en la elaboración de los mismos. Las teorías simples en el diseño de sedimentadores corresponden a modelos de este tipo.

En el caso de los modelos para decantadores secundarios, en su forma más compleja, pretenden representar todos los procesos importantes en el tanque, resolviendo las ecuaciones diferenciales de continuidad, momentum, energía, transporte de masa y las reacciones biológicas, sujetas a condiciones de borde reales o muy cercanas a la realidad. Al contrario que los modelos “caja negra”, este tipo de modelos revelan todas las propiedades que tiene el sistema real, por ello, para su construcción, es necesario conocer todos los procesos significativos involucrados en el fenómeno. Este tipo de modelos, son los llamados determinísticos o “cajas blancas”.

La ventaja de los modelos caja blanca frente a los de caja negra, es que pueden ser aplicados más allá del rango de calibración, teniendo siempre en consideración ciertas precauciones y limitaciones de los mismos.

Existen también modelos que se clasifican en una situación intermedia entre los dos señalados anteriormente. Existen modelos determinísticos con ciertas simplificaciones de las leyes físicas que los constituyen, estos son los denominados modelos de “caja gris”.

Además de la diferenciación de modelos según la aproximación a que tienen hacia las ecuaciones o leyes que rigen el fenómeno, también se clasifican según su resolución espacial. Para el caso particular del sedimentador secundario, se tienen modelos simples de dos capas, pero también hay modelos con mayor complejidad que integran una discretización de multicapas para una modelización tridimensional. Por otro lado, los modelos pueden ser representaciones de condiciones estacionarias, como son los que se utilizan en el diseño, o dinámicas, como los modelos de capas.

Para la definición del problema se deben especificar las variables del proceso que serán modeladas y el contexto bajo el que el sistema se desarrollará, así como también definir claramente la finalidad y objetivos de la modelación, para desarrollar un modelo acorde a las necesidades expuestas.

También hay que definir el tipo de decantador a usar, en lo que se refiere a geometría, funcionamiento, características de los puntos de entrada y salida, el tipo de flujo (ascendente, descendente), el tipo de extracción de fango, la caracterización de la zona de floculación, la tasa superficial, la carga de sólidos, las propiedades de sedimentación del lodo, la naturaleza espacial del flujo (1D, 2D o 3D), la dependencia del flujo con el tiempo (estacionario, dinámico, situación intermedia) y la importancia de la actividad biológica en el decantador.

Para decidir qué modelo utilizar, hay que conocer las condiciones de diseño y operación que se quieren resolver. Para ello hay que tener en cuenta las prácticas de operación y de control, los problemas o singularidades de funcionamiento, comprobación del diseño e investigación del funcionamiento.

Para las prácticas de operación, es adecuado usar modelos de una dimensión, ya que estos modelos pueden ser calibrados con los datos de las instalaciones existentes, obteniendo resultados de forma rápida.

Para los estudios de operación y control, el modelo que más se ajusta al funcionamiento del sedimentador es el 2D, funcionando este ligado al reactor biológico, ya que según indica Ekama et al.(1997), con estos modelos se obtienen datos más precisos de la concentración de sólidos suspendidos en el efluente.

Para buscar los problemas y singularidad es necesario recurrir a modelización sucesiva de 1D, 2D y 3D, para que sucesivamente se identifiquen los problemas que no ha detectado el modelo anterior.

Para el diseño de nuevos decantadores o modificación de los existentes, puede realizarse un modelo en 1D, de forma que se responde a las preguntas relacionadas con la carga y concentración de sólidos en el sistema.

En nuestro estudio, se pretenden proponer las bases para realizar un modelo que nos permita optimizar los decantadores secundarios integrados en el reactor biológico, desde la fase de proyecto, y para ello se tendrán en cuenta los datos de plantas existentes con este diseño.

Por tanto como una primera fase que nos permita calibrar las instalaciones en funcionamiento, realizar posibles modificaciones en los parámetros de operación y elaborar nuevos diseños que mejoren el funcionamiento de las instalaciones existentes, el modelo que más se ajusta a esta primera fase de estudio es el de una dimensión.

En el ámbito de los modelos 1D, y como posteriormente se desarrolla en el apartado siguiente, el modelos de Takács et al. (1991) es uno de los más utilizados para la modelización gracias a su aplicabilidad en el caso de sedimentación zonal y floculada.



### 3.4.1.- BASES DE LOS MODELOS DE SEDIMENTACIÓN

La gran mayoría de los modelos se basan en las ecuaciones de flujo de Kynch y la de la velocidad de Takács.

La teoría del flujo de Kynch nos dice que el flujo de sedimentación de los sólidos depende únicamente de la concentración del fango y de la velocidad de sedimentación de los sólidos:

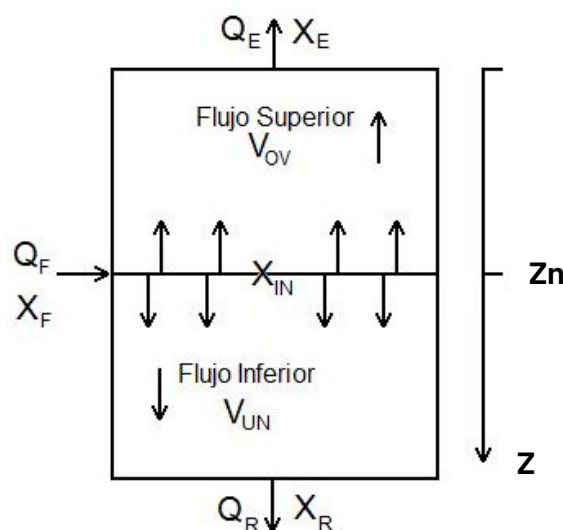
$$J_s(X) = V_s(X) \cdot X \quad (\text{ec. 10})$$

El proceso de sedimentación vertical, en la dirección del eje  $z$ , aplicando la teoría de conservación de la masa, se puede representar como:

$$\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial (V_s \cdot X)}{\partial z} = 0 \quad (\text{ec. 37})$$

En estas ecuaciones  $X$  representa la concentración de sólidos en una posición  $z$  determinada y para un tiempo  $t$ .

Pero teniendo en cuenta que la sedimentación que vamos a estudiar se produce en continuo, el flujo total de sólidos es la suma del flujo de sedimentación más el flujo provocado por el arrastre de las partículas debido al movimiento del líquido que entra y sale del clarificador. A continuación se muestra un esquema de cómo se produce el flujo de sólidos:



**Figura 3.34.** Esquema de flujos de sedimentación en continuo en la dirección vertical .  
Fuente: Javier Contreras 2010.

El modelo considera tres zonas dentro del clarificador: una es la zona de entrada de los SSLM, otra es la que se encuentra sobre esta zona y la otra la que se encuentra por debajo. En la zona de entrada, el afluente y su concentración de sólidos están homogéneamente distribuidos en toda la sección horizontal del sedimentador. Así, el flujo es dividido y se mueve a las zonas superior e inferior a la entrada. El flujo inferior se dirigirá al fondo, mientras que el superior se dirige hacia el efluente que sale por la parte superior del clarificador.

Las condiciones de borde a introducir en el modelo serán posición y tipo de entrada y salida, sección transversal del clarificador y volumen del mismo.

Así el flujo total se calculará como se indica a continuación:

$$J_T = J_S + J_B \quad (\text{ec. 38})$$

Siendo  $J_S$  el flujo ascendente (flujo de clarificación) y  $J_B$  el flujo debido al arrastre de sólidos o de sedimentación (contrario al flujo de clarificación)

De acuerdo con la teoría de Kynch, el flujo debido al arrastre de sólidos o de sedimentación será:

$$J_B = V \cdot X \quad (\text{ec. 10})$$

Siendo  $V$  la velocidad del líquido en el elemento y  $X$  la concentración de sólidos en el mismo. La velocidad, como se ha señalado anteriormente, dependerá del instante y de la zona del decantador considerada.

Además ésta dependerá de los caudales del efluente  $Q_E$  y de recirculación y purga  $Q_R$  y de la superficie donde se distribuyen estos caudales.

Si expresamos las velocidades de ascenso y descenso de los flujos en función de los caudales:

- $V_{ov} = Q_E/A$  si  $Z > Z_n$
  - $V_{un} = Q_R/A$  si  $Z \leq Z_n$
- (ec. 38)

Luego la ecuación de flujo total en el decantador quedará como:

$$\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial(V_s \cdot X)}{\partial z} + \frac{\partial(V \cdot X)}{\partial z} = 0 \quad (\text{ec. 39})$$

Ecuación que corresponde a un elemento diferencial del decantador de altura  $dz$ . En esta ecuación no se ha tenido en cuenta los procesos biológicos a los que están sometidos los sólidos en suspensión, que pueden variar la concentración por la producción o eliminación de éstos (Josep Ribes 2004). Así de esta forma la ecuación del flujo global quedaría:

$$\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial(V_s \cdot X)}{\partial z} + \frac{\partial(V \cdot X)}{\partial z} + G_x = 0 \quad (\text{ec. 40})$$

Donde el término  $G_x$  representa la producción de sólidos en el decantador.

En las ecuaciones diferenciales 39 y 40, hemos de tener en cuenta que no se considera ni el funcionamiento de los dispositivos de entrada ni de salida, ni el tipo de veredero que se encuentren en la trayectoria del lodo, además se asume que la sección del decantador es constante para toda la profundidad de la unidad, por ello se han realizado las aproximaciones de las ecuación 39, en las que se refleja que el que la velocidad del movimiento de la masa depende únicamente de la sección del decantador que el flujo encuentra sobre o debajo de la zona de entrada.

Para resolver estas ecuaciones es necesario definir el sistema físico donde se produce la sedimentación y determinar la relación entre la velocidad de sedimentación de los sólidos y la concentración de éstos en el decantador (Josep Ribes 2004). Así, en la teoría de Kynch se establecía que la velocidad de sedimentación depende únicamente de la concentración de partículas existentes en cada una de las diferentes alturas consideradas en el decantador, esto es, depende de la posición  $Z$  y del tiempo  $t$  considerado, como se ha indicado anteriormente. Pero de todas las expresiones conocidas para la resolución de esta ecuación, la función de Vesilind (1968) y la de Takács (1991) son las más utilizadas.

$$V_{sz} = V_0 \cdot e^{(-nx)} \quad (\text{ec. 7})$$

$$V_{s,j} = V_0 e^{(-r_h X_j^*)} - V_0' e^{(-r_p X_j^*)} \quad \text{con } 0 \leq V_{s,j} \leq V_0' \quad (\text{ec.41})$$

Donde  $V_{s,j}$  y  $X_j^*$  son la velocidad de sedimentación y la concentración de la componente particulada, y el resto de variables son los parámetros del modelo.  $V_0$  y  $V_0'$  son las velocidades máximas de sedimentación, teórica y práctica respectivamente;  $r_h$  es el parámetro característico de la sedimentación zonal, y  $r_p$  es el parámetro relacionado con el comportamiento de sedimentación a bajas concentraciones de sólidos.

En cuanto a la ecuación de Vesilind, hemos de establecer que pese a ser una de las más utilizadas para la modelización de la sedimentación en decantadores, solo es válida para concentraciones elevadas donde se produce la sedimentación zonal. En lo que respecta a bajas concentraciones, la

ecuación exponencial de Vesilind, da resultados mayores a los que se producen en la realidad. Para la corrección de este problema, se usa la expresión doble exponencial de Takács.

A continuación se muestra la expresión que nos permite calcular la velocidad de sedimentación de acuerdo con la teoría de Takács:

$$V_s = \max[0, \min(V'_0, V_0 \cdot (e^{-r_h(X-X_{\min})} - e^{-r_p(X-X_{\min})}))] \quad (\text{ec.42})$$

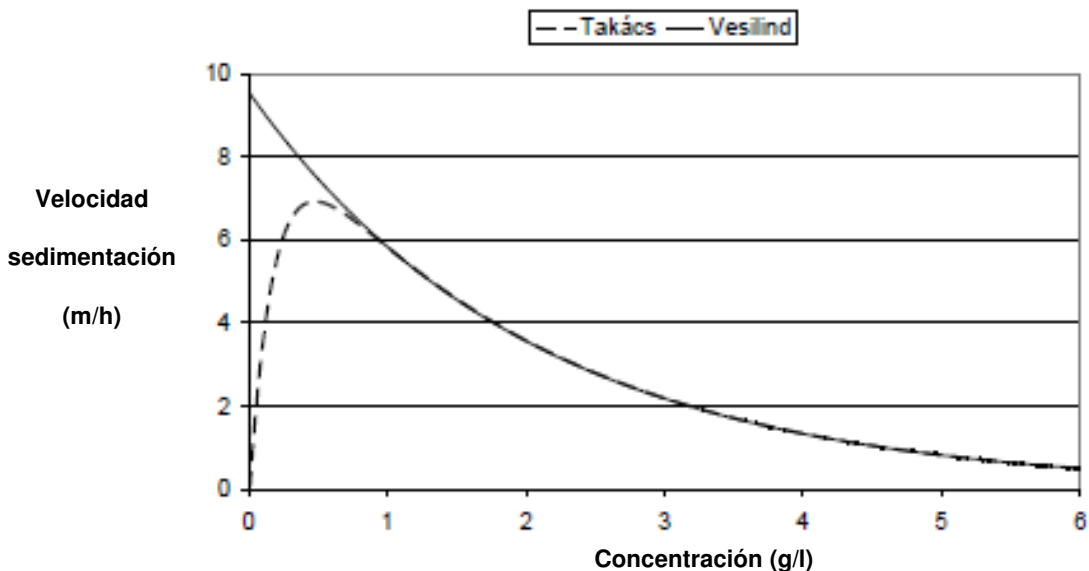
Donde  $X_{\min}$ , representa la concentración mínima para la cual no se produce la sedimentación de los sólidos, y es posible calcularla a partir de la fracción de sólidos no sedimentables que entran en el decantador y la concentración de sólidos a la entrada.

$$X_{\min} = f_{ns} \cdot X_f \quad (\text{ec. 43})$$

Donde:

- $f_{ns}$  es la fracción de sólidos no sedimentables.
- $X_f$  es la concentración de sólidos en la entrada.

A continuación se muestra una figura en la que se aprecia claramente como ambas ecuaciones, Vesilind y Takács son prácticamente idénticas para concentraciones elevadas (sedimentación zonal), pero aportan resultados diferentes para bajas concentraciones (sedimentación floculada).

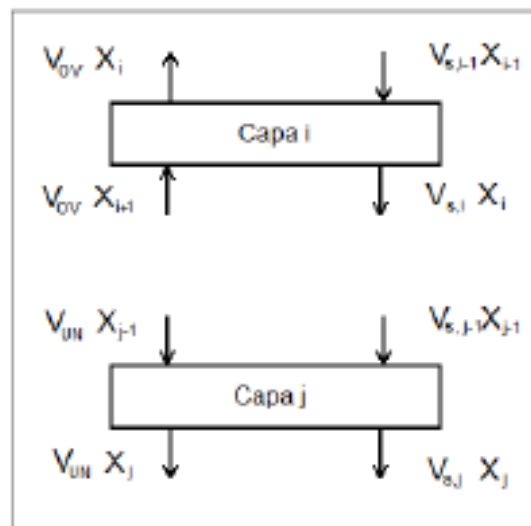


**Figura 3.35.** Diferencias entre modelo de Vesilind y modelo Takács . Fuente: Josep Ribes 2004.

### 3.4.2.- DISCRETIZACIÓN DEL MODELO EN CAPAS

Como se ha comentado en apartados anteriores, la velocidad de sedimentación  $V_s$ , se estima mediante relaciones entre la velocidad de sedimentación, la concentración de sólidos en el fango, la cantidad de fango ( índices IVF, SSVI, DSVI,...) y en algunos métodos, según la posición Z (Ekama et al. 1997), los parámetros para obtener la velocidad de sedimentación también pueden ser usados para calibrar el modelos.(Javier Contreras 2010)

Para realizar la simulación mediante aplicaciones informáticas, el clarificador se divide en capas, para las cuales se aplica la teoría de flujo de acuerdo con las ecuaciones 39 y 40 para cada capa. En la siguiente figura se muestra un esquema de los flujos en cada capa (capas superiores subíndice i; capas inferiores subíndice j).



**Figura 3.36.** Flujos en capas . Fuente: Javier Contreras Barrera (2010).

Así el balance de masas para cada capa queda definido, según si la capa pertenece a la zona superior o inferior, de acuerdo con las siguientes ecuaciones:

- Balance de masa para una capa superior (i), en estado estacionario.

$$0 = V_{OV}(X_{i+1} - X_i) + V_{s,i-1}X_{i-1} - V_{s,i}X_i \text{ (ec. 44)}$$

- Balance de masa para una capa inferior (j), en estado estacionario.

$$0 = V_{UN}(X_{j-1} - X_j) + V_{s,j-1}X_{j-1} - V_{s,j}X_j \text{ (ec. 45)}$$

En la figura 3.36 se observa como el flujo debido a la sedimentación siempre tiene el mismo sentido mientras que el flujo debido al movimiento en masa, que es ascendente para las capas verticales, para las capas inferiores es descendente. Para el resto de capas, debido a la continuidad, los flujos de salida son iguales a los flujos de entrada en la capa siguiente.

Para realizar una simulación dinámica, podemos discretizar para las ecuaciones 39 y 40 usando pasos de tiempo iguales  $\Delta t$ , de manera que dichas ecuaciones quedarían:

- Balance de masas para una celda superior (i), para simulación dinámica:

$$\frac{h_i \Delta X_{n \rightarrow n+1}}{\Delta t} = [V_{OV}(X_{i+1} - X_i) + V_{s,i-1}X_{i-1} - V_{s,i}X_i]_n \text{ (ec. 46)}$$

- Balance de masas para una celda inferior (j), para simulación dinámica

$$\frac{h_j \Delta X_{n \rightarrow n+1}}{\Delta t} = [V_{UN}(X_{j-1} - X_j) + V_{s,j-1}X_{j-1} - V_{s,j}X_j]_n \text{ (ec. 47)}$$

Donde  $h_i$  y  $h_j$  corresponden a las alturas de las capas i y j respectivamente,  $X_{n+1}$  a la nueva concentración que es igual a  $X_n + \Delta_{n \rightarrow n+1}$ , con la que se obtiene una nueva velocidad de sedimentación  $V_{s,n+1}$ , que es función de  $X_{n+1}$ . los valores de  $V_{OV}$  y de  $V_{UN}$ , son obtenidos de los caudales efluente  $Q_F$  y de recirculación  $Q_R$  en el tiempo, como se ha expresado anteriormente en la ecuación 38.

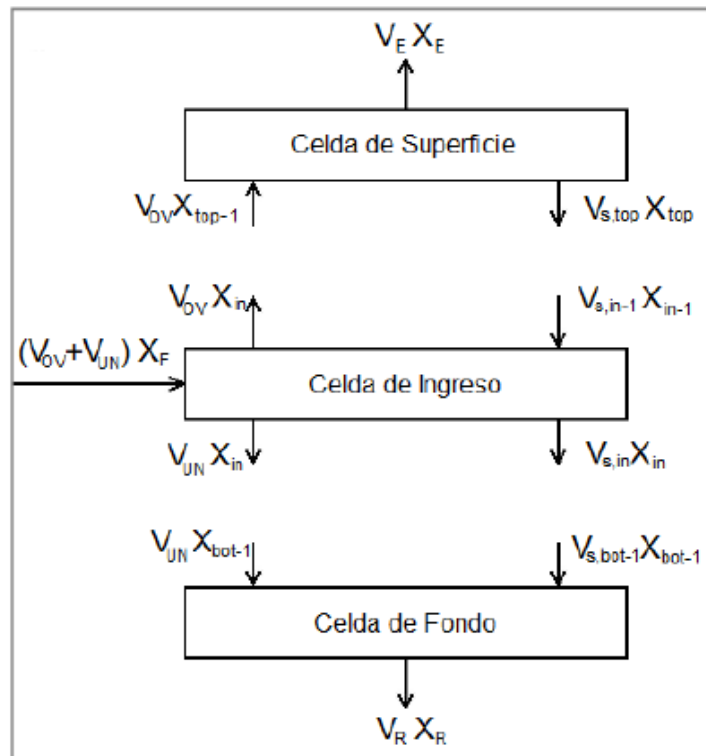
Las expresiones anteriores para las capas superiores e inferiores no son válidas para las de entrada de afluente, ni para la superficie de entrada del efluente, ni para el fondo donde se extrae el fango para recirculación. Por esta razón, a continuación se indica cómo se ha de proceder en estas capas singulares (Javier Contreras Barrera, 2010):

Para la capa de de entrada de afluente se considera la siguiente ecuación en condiciones estacionarias:

- Balance de masa para la celda de entrada del afluente en estado estacionario

$$0 = \frac{Q_F}{A} X_F - V_{OV} X_{in} - V_{UN} X_{in} - V_{s,in} X_{in} + V_{s,in-1} X_{in-1} \quad (\text{ec. 48})$$

Por continuidad  $Q_F$  es igual a  $A \cdot (V_{ov} + V_{un})$ , lo que es equivalente a la suma de los caudales a la salida del clarificador vía efluente y recirculación, ya que el área de la sección transversal del sedimentador es constante, como se muestra en figura siguiente:



**Figura 3.37.** Balance de masa para las capas singulares. Fuente: Javier Contreras Barrera (2010).

Es importante resaltar, en este punto, que la concentración de entrada no es la misma que la concentración de la capa de entrada. Así es como, al reordenar los términos de la ecuación 48, la expresión para la concentración de la capa de entrada se puede expresar de la siguiente forma:

$$X_{in} = \frac{(V_{OV} + V_{UN}) X_F + V_{s,in-1} X_{in-1}}{V_{OV} + V_{UN} + V_{s,in}} \quad (\text{ec. 49})$$

La posición de la capa de entrada de caudal, puede ser escogida de forma arbitraria, siendo raras veces correspondiente a la posición donde realmente se

introduce el afluente del decantador a modelizar. Por ello, tanto el número de capas de ingreso, como su posición, pueden ser usadas como parámetro para calibrar el modelo (Javier Contreras Barrera, 2010).

Las celdas de salida del sistema, la de fondo y la de superficie, son tratadas de la misma forma. En ambos casos se considera que el flujo debido a sedimentación para los flujos de salida, es nulo, teniéndose en cuenta únicamente el flujo debido al movimiento de masa.

Para la modelización de decantadores, dependiendo de la concentración del afluente y de los dispositivos que se consideren en la unidad, puede ocurrir acanalamientos o cortocircuitos. Para modelizar estas situaciones, Dupont y Dahl (1995) incluyeron dentro de la simulación un factor de cortocircuito  $\xi$  que puede ser calibrado para representar el efecto que tiene este fenómeno en el flujo de la recirculación, dando lugar a la siguiente expresión (ec. 50) para el flujo de recirculación debido a corto circuito dentro del decantador:

$$V_R X_R = \xi V_R X_F + (1 - \xi) V_R X_{bot} \text{ (ec. 50)}$$

Así el caudal de recirculación es dividido entre el cortocircuito  $\xi \cdot Q_R$ , que no se dirige hacia el fondo del clarificador, y el caudal que se dirige hacia el fondo del sedimentador  $(1 - \xi) \cdot Q_R$ . El resultado del uso de esta variante, es una concentración de recirculación más diluida, comparada con la capa de fondo del modelo. (Javier Contreras Barrera, 2010).

Un aumento de concentración de sólidos entrantes en el modelo según la ecuación 39 y 40, provocaría una propagación de concentraciones desde la capa de entra de caudal hasta las capas del fondo, y probablemente hacia las capas superiores. El efecto de esta propagación, dependiendo del incremento de la concentración, podría generar inestabilidades y discontinuidades matemáticas dentro del modelos, que no desaparecen con el tiempo. Además, debido a la particularidad de las celdas de salida (efluente y recirculación) del sistema, el efecto de la propagación no se absorbe, ya que el flujo de salida no depende de la sedimentación. La inestabilidad creada por las sucesivas propagaciones dentro del modelo, puede ser paliada mediante la expresión del flujo específico de sedimentación  $J_s$ , que fue desarrollada por Vitasovic (1989) proponiendo la siguiente ecuación:

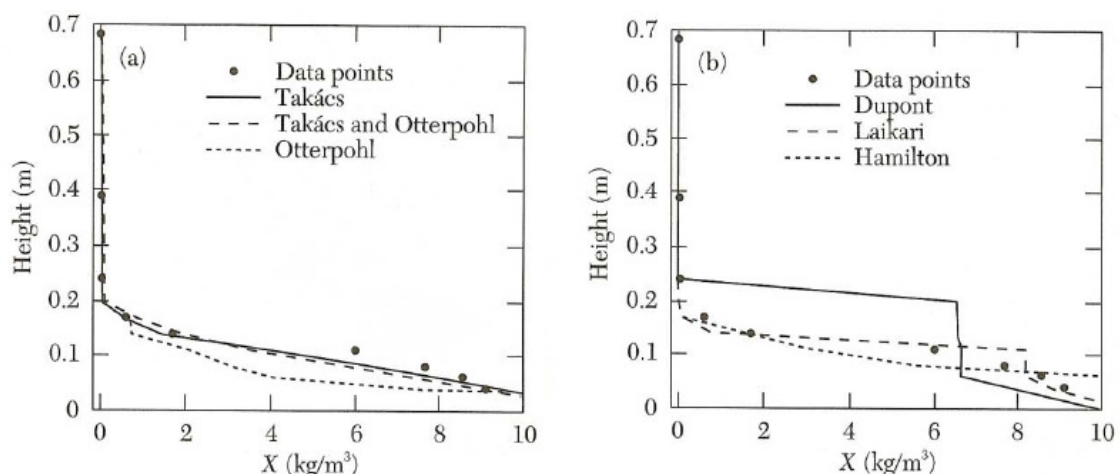
$$j_{s,i} = \min(V_{s,i} X_i, V_{s,i+1} X_{i+1}) \text{ (ec.51)}$$

Esta expresión, donde  $J_{s,i}$  es el flujo específico de sedimentación de la capa  $i$ , asegura de que una propagación no sea enviada hacia las capas del fondo, impidiendo también su propagación hacia las capas superiores. Esto permite que la concentración de una cierta capa no sea más alta que la de la capa inferior a ésta. Una excepción a esto puede ocurrir en la capa de entrada de



flujo, cuya concentración puede aumentar rápidamente con un incremento en la carga, produciendo con ella una concentración mayor a la capa inferior. Este frente se mantiene localmente estable y no se propaga hacia el resto de las celdas, pero es el origen de las propagaciones que podrían derivar en otra hacia las celdas superiores. Sin embargo en los decantadores reales, la propagación de concentraciones no acontece debido a que la velocidad de sedimentación, dentro de un rango situado entre los 200 y 2000 g/m<sup>3</sup>, es independiente de la concentración (Takács, 1991). Dentro del rango mencionado, la velocidad de sedimentación es constante y máxima. Al utilizar este tipo de modelos para la velocidad de sedimentación, dentro de cierto rango de concentraciones, se evitará el problema de la propagación, ya que una baja concentración no podrá generar un mayor flujo de sedimentación. Otros modelos solucionan el problema de inestabilidades debidas a variaciones bruscas de carga en la entrada del decantador, modificando la modelización del flujo en las capas aledañas a la de entrada, y también en las capas de fondo. (Javier Contreras Barrera, 2010).

Grijpspeerd et al. (1995) compararon los últimos modelos en una dimensión propuestos hasta ese momento con los resultados obtenidos en laboratorio a través del test de decantación. El objetivo de esta comparación era comprobar la estabilidad de dichos modelos con lo que sucede en la realidad. Así, se usaron simulaciones dinámicas y estacionarias, y todos los modelos fueron aplicados utilizando 10 capas de espesores variables para discretizar el decantador. El decantador usado fue de 0,7 metros de alto, con la entrada de afluente a una altura de unos 15 cm del fondo, justo sobre la región superior del manto de fango y con una carga de fango estándar. En los resultados obtenidos por Grijpspeerd se observó que los modelos utilizados se ajustan bien a los datos experimentales. Según el criterio usado por Grijpspeerd, se determinó que los mejores modelos fueron los de Takács et al. (1991) y el de Hamilton et al. (1992).



**Figura 3.38.** Comparación de modelos 1D. Fuente: Ekama et al.(1997) y Javier Contreras Barrera (2010).

Después de la comparación de Grijspeerdt et al. (1995), el modelo usado como referencia ante otros modelos es el de Takacs (1991).

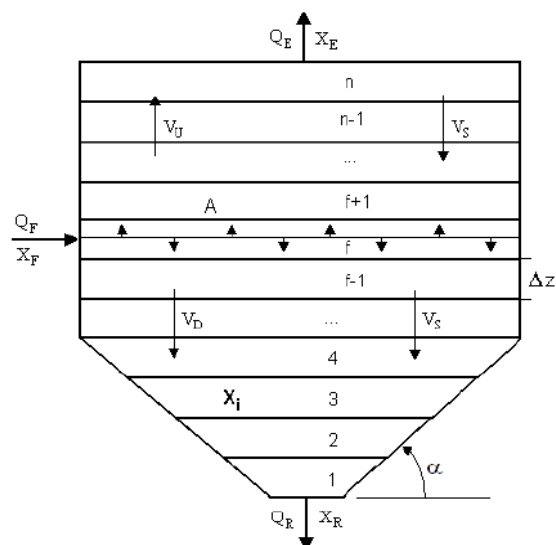
A continuación, se realiza una descripción de la modelización en capas del decantador. Las ecuaciones 39 y 40 que se han utilizado para describir el modelo de sedimentación en continuo, consisten en ecuaciones diferenciales parciales de la concentración de sólidos respecto al tiempo y posición en el decantador:

$$\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial(V_s \cdot X)}{\partial z} + \frac{\partial(V \cdot X)}{\partial z} = 0 \text{ (ec. 39)}$$

$$\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial(V_s \cdot X)}{\partial z} + \frac{\partial(V \cdot X)}{\partial z} + G_x = 0 \text{ (ec. 40)}$$

Para resolver estas ecuaciones, como se ha comentado en párrafos anteriores, es necesario dividir la altura del decantador en un número  $n$  de capas horizontales donde se supone que existe mezcla completa. De forma que la ecuación general queda reducida a una ecuación general respecto del tiempo, que corresponde al balance de masas aplicada en cada una de las  $n$  capas en las que se ha dividido el sistema. Según la posición que ocupen las capas, estas pueden estar por debajo del punto de entrada de caudales al decantador (zona de sedimentación) o por encima de ésta (zona de clarificación) (Josep Ribes Bertomeu, 2004).

A continuación se muestra una figura, en la que se puede observar el sistema dividido en  $n$  capas con los flujos de materia que se producen en cada una de ellas.



**Figura 3.39.** Esquema del clarificador dividido en capas. Fuente: Josep Ribes Bertomeu (2005).

La velocidad de arrastre  $V_D$  de las capas incluidas en la parte cónica del decantador se calcula considerando las sección de entrada y la de salida de cada capa. En función de la posición que ocupe cada capa, el balance de masas de cada una de ellas tendrá una expresión diferente, teniendo en cuenta que el sentido del flujo de arrastre que exista en cada capa.

Como el flujo total de sólidos es la suma del flujo por arrastre y el flujo por sedimentación, los sólidos de una capa en la zona de sedimentación pasarán siempre a la capa inferior. En cambio, en la zona de clarificación, los sólidos pueden pasar a la capa superior si el flujo por arrastre es mayor que el flujo de sedimentación o viceversa. Además, en condiciones estacionarias, el término de acumulación de sólidos en cada capa se anula ( $G_x=0$ ), es decir modelizaríamos con la ecuación 39, y siempre se tiene que cumplir, que en la zona de clarificación se pasa de una capa a la superior.

#### **4.- PARÁMETROS DE DISEÑO TRADICIONALES DE LA BIBLIOGRAFÍA PARA EL DISEÑO Y BUEN FUNCIONAMIENTO DE LOS DECANTADORES SECUNDARIOS DE FLUJO VERTICAL ASCENDENTES.**

En los siguientes párrafos se hace un extracto de diferentes autores para destacar cuales son los parámetros tradicionales seguidos para el diseño de decantadores secundarios y cuáles son los intervalos admisibles de funcionamiento en la práctica.

Los criterios básicos de diseño son la tasa superficial (relacionada con la clarificación) y la carga de Sólidos Suspendidos (relacionada con el espesamiento), además de otros criterios como la altura del sedimentador, recirculación, etc.

El diseño tradicional consiste en determinar el área requerida tanto por el criterio de clarificación como por el espesamiento y seleccionar el mayor valor obtenido. Posteriormente, se impone una altura del sedimentador y se verifica el tiempo de retención.

La tasa superficial ( $m^3/m^2 \cdot día$ ) es la relación entre el caudal medio total afluente al sedimentador ( $m^3/día$ ), aunque también resulta conveniente analizar el caudal máximo horario total, y el área horizontal del sedimentador ( $m^2$ ). Este parámetro es un criterio empírico o semiempírico, que puede variar según la referencia bibliográfica que se consulte. Unos de los valores más usados son los propuestos por Metcalf y Eddy y se presentan en la siguiente tabla:

**Tabla 3.7.** Valores típicos para la tasa superficial de decantadores secundarios.  
Fuente: Metcalf y Eddy.

PROCESO	TASA SUPERFICIAL (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .día)	
	Qmed	Qmáx
Fangos Activos (excepto aireación prolongada)	16-33	41-49
Aireación prolongada	8-16	24-33

Hay que tener en cuenta que en el cálculo de la tasa superficial no se incluye la recirculación, debido a que el agua que sale del clarificador y que es afectada por el área de éste es el caudal efluente y no el afluente (que es la suma de los caudales efluentes más el que se retira del fondo por la purga).

En estricto rigor, la tasa superficial o carga hidráulica, se debería de calcular a base del caudal efluente que no es igual al caudal afluente a la planta usado para el diseño. En ambas configuraciones se verifica que el caudal efluente es igual al caudal de diseño menos un caudal despreciable,  $Q_e = Q - q$ , por lo que al final  $Q_e \approx Q$ . Esta simplificación implica un cálculo conservador cuando el diseño considera un caudal ligeramente superior al real. Por lo demás, a parte del caudal efluente del sedimentador, el único caudal que efectivamente sale del sistema es el lodo deshidratado (de muy bajo volumen), es decir, la mayor parte el caudal de purga de lodos es finalmente restituido a cabecera de planta como sobrenadante de los procesos de espesado y deshidratado de lodos, con lo que la diferencia entre  $Q$  y  $Q_e$  es todavía menor. (Javier Nanning, 2003)

Otro parámetro para el diseño de los clarificadores es la Carga de Sólidos. Esta nos da la relación con el espesamiento o tiempo de espesamiento de los fangos en el decantador.

$$CS = (Q + Q_r) * X_T / A / 1000 / 24 \quad (\text{ec.52})$$

Donde:

- $CS$  = Carga superficial de Sólidos (kgSS/m<sup>2</sup>/h)
- $Q$  = Caudal afluente a la planta (Medio Total o Máximo Horario Total) [m<sup>3</sup>/día].
- $Q_r$  = Caudal de recirculación (m<sup>3</sup>/día).

- $A$  = Área horizontal del sedimentador. ( $m^2$ )
- $X_T$  = Concentración de Sólidos suspendidos en el reactor (SSLM) [ $mg/l$ ].

A diferencia de la tasa superficial, en el cálculo de la carga de sólidos se debe considerar el caudal de recirculación, ya que el total de sólidos que entra en el decantador debe sedimentar y espesar en el fondo (la cantidad de sólidos evacuados en el efluente se considera despreciable).

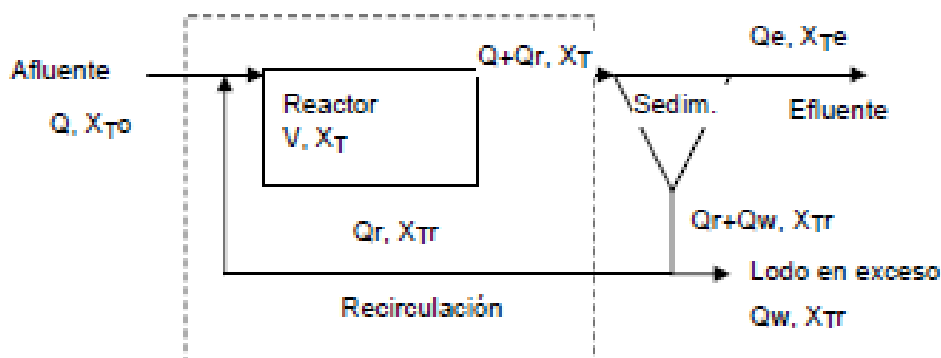
La cantidad de sólidos recomendadas por Metcalf y Eddy para la tasa superficial se exponen en la tabla 3.6.

**Tabla 3.8.** Valores típicos para la carga de sólidos de decantadores secundarios. Fuente: Metcalf y Eddy.

PROCESO	Carga de Sólidos ( $Kg/m^2 \cdot h$ )	
	Qmed	Qmáx
Fangos Activos (excepto aireación prolongada)	3,9-5,9	9,8
Aireación prolongada	1,0-4,9	6,8

El hecho de que el cálculo de la carga de sólidos incluya la concentración de SSLM, implica que existe una relación entre el diseño del reactor y el sedimentador secundario: un valor bajo de SSLM implica un mayor volumen de reactor pero uno menor en el sedimentador, en tanto un incremento del valor de SSLM conlleva lo contrario.

Otro factor importante para el diseño del decantador es el Caudal de Recirculación, que se calcula mediante un balance de masas entre la salida del reactor y el decantador secundario.



**Figura 3.40.** Esquema de balance de masas entre reactor y clarificador secundario.  
Fuente: Javier Nanning (2003).

Considerando que tanto la concentración de sólidos en el efluente ( $X_{T0}$ ) como el lodo que crece en el interior del reactor son despreciables frente a  $X_T$  y  $X_{Tr}$ , se tiene que:

$$Q \cdot 0 + Q_r \cdot X_{Tr} = (Q + Q_r) \cdot X_T$$
$$Q_r = Q \cdot \frac{X_T}{(X_{Tr} - X_T)} \quad (\text{ec.53})$$

Hay que tener en cuenta que este valor no es totalmente real, ya que se desprecia la actividad bacteriana en el reactor biológico.

Como se observa en la figura 3.40, la concentración de lodos en el fondo del decantador, representada por  $X_{Tr}$  es también un parámetro importante a la hora del diseño de un clarificador secundario. Este valor, se puede calcular de acuerdo con la teoría de flujo másico (Ekama et al.) que permite obtener concentraciones de fondo más ajustadas a los valores reales medidos en decantadores.

A continuación, nos centraremos en otro de los parámetros clave en el diseño y el buen funcionamiento posterior de los elementos de clarificación secundaria, como es el Tiempo de Retención.

En la mayor parte de la bibliografía se considera este parámetro como un parámetro de diseño, pero algunos autores, especifican que si se considera que el tiempo de retención queda definido por la tasa superficial y la profundidad, se trata realmente de un parámetro consecuencia de criterios iniciales. (Javier Nanning, 2003)

Hay que tener en cuenta, que un elevado tiempo de retención podría dar lugar a condiciones anóxicas, de forma que tuviera lugar la desnitrificación de la materia acumulada en el sedimentador, provocando el nitrógeno gas el arrastre de lodo hacia el clarificado. Así, el tiempo de retención podríamos establecer como un parámetro de operación resultado de establecer las restricciones adecuadas a parámetros de diseño como la tasas superficial, la carga de sólidos y la profundidad.

Otro parámetro que es tenido en cuenta en el diseño es la Carga sobre Vertedero, aunque más importante que este parámetro es la propia distribución de los flujos de salida. Como valores importantes para este parámetro, Metcalf y Eddy recomiendan para caudal medio un valor de 12-25 m<sup>3</sup>/m/día.

Si continuamos analizando los parámetros que tradicionalmente se utilizan para el diseño de la clarificación secundaria, ahora tocaría el turno de analizar los

parámetros geométricos de los decantadores secundarios, y el más importante en fase de diseño es la Profundidad.

Como se indicó al principio del presente trabajo, la sedimentación que se produce en el decantador secundario es de tipo III o zonal, es decir que para soluciones concentradas en mayor o menor grado, las partículas se cohesionan de manera que no se produce la sedimentación individual, e incluso a pesar de tener velocidades de sedimentación y densidades diferentes, se genera una interfase sólida descendente que hace que se separen los sólidos del agua clarificada. (Javier Nanning, 2003)

Por ello, al no comportarse los lodos como partículas aisladas, la profundidad cobra importancia, ya que la velocidad va aumentando a medida que aumenta la profundidad por la naturaleza floculenta de la biomasa, debido a que se produce un aumento del tamaño de las partículas. Así que la profundidad es un parámetro muy importante en la fase de diseño de la decantación secundaria.

Metcalf y Eddy, recomiendan valores comprendidos entre 3,6 y 6 metros.

Además de los parámetros citados en el diseño y funcionamiento de los decantadores en base a autores como Metcalf y Eddy, a continuación se muestran otros criterios de diseño recopilados de la bibliografía y seleccionados por ser usados tradicionalmente y ampliamente sancionados en la práctica, como son la Norma ATV-131 y los criterios del autor Aurelio Hernández. En las referencias escogidas, se aprecian para los mismos parámetros ciertas diferencias, no obstante, han permitido obtener un rango de partida y enmarcar el funcionamiento de los casos reales de decantadores estudiados.

#### **a) DISEÑO SEGÚN ATV-131**

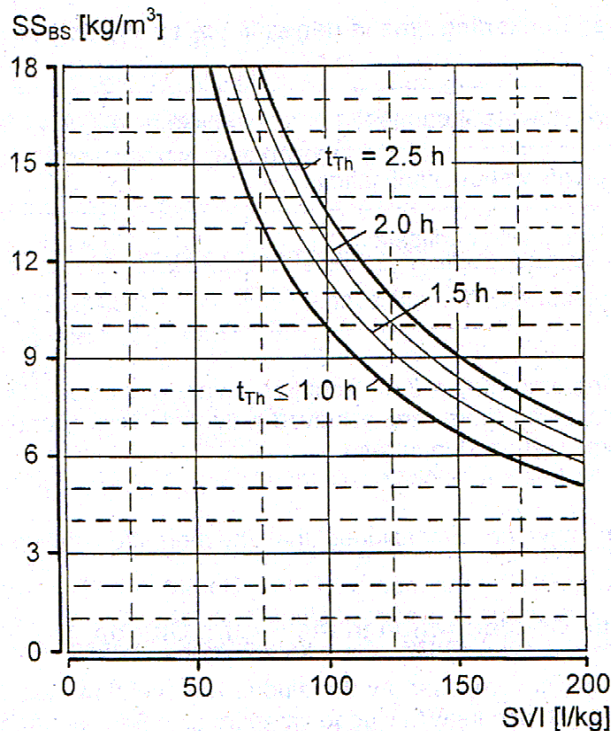
La normativa ATV como establece los límites de aplicación y características que ha de poseer el efluente. Estos parámetros son:

- Índice volumétrico de fangos. (IVF)
- Volumen de fango diluido (DSV)
- Caudal recirculado.(  $Q_R$ )
- Sólidos en suspensión en la entrada al decantador. ( $SS_{af}$ )
- Concentración de lodos en el fondo del decantador.
- Carga sobre vertedero

**Tabla 3.9.** Parámetros de diseño de decantadores secundarios de flujo vertical ascendente según normativa ATV.

PARÁMETRO	RANGO
IVF	$50 \text{ L/Kg.} \leq \text{IVF} \leq 200 \text{ L/Kg.}$
DSV	$\leq 600 \text{ l/m}^3$
$Q_R$	$\leq 1 Q_{\text{punta}}$
$SS_{\text{af}}$	$\geq 1,0 \text{ Kg./m}^3$

El índice volumétrico de fangos, junto con el tiempo de espesamiento en el tanque de sedimentación secundaria, determina la concentración de sólidos suspendidos en el lodo del fondo. Para prevenir la redisolución (de fosfato) y la formación de lodo flotante como resultado de desnitrificación no deseada en el tanque de sedimentación secundaria, el tiempo de retención del lodo sedimentado en el espesamiento y la zona de remoción de lodos deben ser lo más corto posible. Por otro lado, el lodo se espesa mejor cuanto mayor sea la capa de lodo y más largo sea el tiempo de retención de los lodos en esta capa. Debido a la especial importancia del tiempo de espesamiento, para el dimensionamiento de los tanques de sedimentación secundaria, se hacen recomendaciones en las tablas 3.8 y 3.9, en dependencia del grado de tratamiento de aguas residuales.



**Figura 3.41.** Concentración de sólidos en el fango de fondo del decantador en función del IVF y el tiempo de espesamiento del fango. Fuente: ATV.



**Tabla 3.10.** Tiempo de espesamiento (retención) decantadores secundarios de flujo vertical ascendente según normativa ATV.

TIPO DE TRATAMIENTO	TIEMPO DE ESPESAMIENTO (horas)
Fangos activos sin nitrificación	1.5-2
Fangos activos con nitrificación	1.0-1.5
Fangos activos con desnitrificación	2.0-2.5

Para el parámetro de la concentración de fondo en el decantador, la norma ATVA131, propone la expresión:

$$Q \cdot 0 + Q_r \cdot X_{Tr} = (Q + Q_r) \cdot X_T$$

$$X_{Tr} = \eta \cdot \frac{1000}{(DSVI) \cdot t_c} \quad (\text{ec.54})$$

Donde:

- DSVI= Índice volumétrico de lodos diluido (mg/l).
- $t_c$ = tiempo de espesamiento, 0,5 a 2,0 horas.
- $\eta$ = Factor entre 0,5 y 0,7 que considera el hecho que la concentración del lodo pagado es menor a la del fondo del estanque.

Y en la tabla 3.11, podemos encontrar tabulados la concentración de retorno de los lodos:

**Tabla 3.11.** Concentración en (g/l) de retorno de los lodos en los decantadores secundarios según la Normativa ATV A131

$t_c$	DSVI=100	DSVI=125	DSVI=150
0,5	5,6	4,4	3,7
1	7,0	5,6	4,7
1,5	8,0	6,4	5,3
2	8,8	7,1	5,9

Otro de los parámetros tradicionalmente utilizados es la Carga sobre Vertedero, citada en párrafos anteriores. En la siguiente tabla, se muestran los valores que recomienda la normativa ATV A131 a caudal máximo para la carga sobre vertedero:

**Tabla 3.11.** Valores de la carga sobre vertedero de los lodos en los decantadores secundarios según la Normativa ATV A131 a caudal máximo.

TIPO DE VERTEDERO	CARGA SOBRE VERTEDERO (m <sup>3</sup> /m/día)
Vertederos simples	10
Vertederos dobles	6

En cuanto a los parámetros geométricos, la normativa ATV en lo que se refiere a la altura, establece una metodología basada en 4 zonas, cuya suma es la altura final del decantador:

1. Zona superior de agua clara ( $h_1$ ): Le asigna un valor fijo de 0,5 m.
2. Zona de separación de Lodos ( $h_2$ ): Se calcula para un tiempo de retención de 0,5 horas, relacionado con el “volumen de agua libre” dado por la fracción clarificada del DSVI.

$$h_2 = \frac{0,5 \cdot TS \cdot (1 + R)}{(1 - X_T) \cdot DSVI/1000} \quad (\text{ec.55})$$

Donde:

- TS= Tasa superficial a caudal máximo (m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/día).
- $X_T$ = Concentración de Sólidos suspendidos en el reactor (SSLM) [g/L]
- R= Razón de recirculación  $Q_r/Q_{\text{máx}} = X_T/(X_{T_r} - X_T)$
- DSVI= Índice volumétrico de lodos diluidos (mg/L)

Como se ha indicado en la tabla 3.9, esta norma limita el caudal de recirculación, por lo que habrá de tener en cuenta estas modificaciones en el cálculo si se diseña de acuerdo con éstos criterios.

3. Zona de acumulación ( $h_3$ ): En esta franja se pretende dotar al decantador de una profundidad suficiente para que el lodo tenga un tiempo de retención de 1,5 horas a una concentración de 500 l/m<sup>3</sup>. La norma considera que estos son los parámetros a partir de los cuales el lodo se reparte uniformemente en el clarificador. Esta altura se calcula con la siguiente expresión:

$$h_3 = \frac{(0,3 \cdot X_T) \cdot 1,5 \cdot DSVI \cdot TS \cdot (1 + R)}{500} \quad (\text{ec.56})$$

El factor de 0,3 solo se tiene en cuenta para las consideraciones de caudal punta en redes unitarias (tiempo de lluvia), ya que representa las variaciones de concentración que puede tener el lodo en el fondo del decantador entre la época estival y la lluviosa.

4. Zona de compactación (espesado) ( $h_4$ ): Esta altura nos determina el tiempo máximo de retención en condiciones de espesado que puede pasar el fango.

$$h_4 = \frac{X_T \cdot DSVI \cdot TS \cdot (1 + R) \cdot t_c}{(300 \cdot t_c + 500)} \quad (\text{ec.52})$$

Donde:

$t_c$  = Tiempo de espesamiento en horas (valor recomendado de 0,5 a 2,0)

Esta altura calculada como la suma de las cuatro franjas anteriores, es la altura total para decantadores secundarios de flujo vertical ascendente.

Hay que resaltar que si nos basamos en los estudios realizados por Ekama y Marais, en los que para sedimentadores no sobrecargados (de acuerdo con la teoría de flujo másico), no se observa la formación del estrato de acumulación o  $h_3$ , que solamente aparece en el caso de sedimentadores sobrecargados, en cuya caso, la carga de sólidos es muy elevada y la inclusión en el cálculo de  $h_3$  no es necesaria.

Por tanto se puede decir que para el cálculo de la altura del decantador, la Normativa ATV proporciona un valor conservador cuando los valores de diseño son elevados, como  $DSVI \geq 150$  ml/g., alto tiempo de espesamiento y caudal punta.

## **b) DISEÑO SEGÚN AURELIO HERNÁNDEZ MUÑOZ**

A continuación se enuncian las consideraciones realizadas por Aurelio Hernández Muñoz para el dimensionamiento de la decantación secundaria y los parámetros a adoptar en su diseño, de su publicación “Depuración y Desinfección de aguas residuales” (5ª Edición, 2001).

En los decantadores secundarios, de una instalación de depuración por fangos activados, la materia en suspensión no sedimenta como el fango granular de los desarenadores y decantadores primarios sin recirculación. Los flóculos formados se aglomeran entre sí en su caída, aumentando progresivamente de tamaño y por tanto de velocidad de sedimentación.

Ya no existe una “velocidad de decantación”, porque la velocidad de descenso varía con la profundidad, ya que los lodos están sometidos al efecto de rozamiento, frenándose.

Para el dimensionamiento del decantador será necesario tener en cuenta como parámetros la superficie y profundidad, es decir, el volumen con respecto al caudal a tratar, lo que no es otra cosa que el tiempo de retención.

Los valores del tiempo de retención son función directa del tipo de decantador adoptado, rectangular o circular.

Para caudales con gran concentración de fangos, el proceso de decantación puede ser perturbado por corrientes de densidad. El agua de entrada a los decantadores es más densa que el resto del contenido del tanque por lo que desciende rápidamente al fondo obligando al agua clarificada a fluir en sentido contrario.

Siguiendo un desarrollo del tema y comparándolo con la vía química, puede decirse que, de la misma forma que en ella la materia objeto de tratamiento eran principalmente los coloides (aunque subsidiariamente el tratamiento sirviera para otros elementos como sólidos en suspensión), en este caso el objetivo principal son los sólidos en suspensión orgánicos.

En efecto, cuando en un proceso de depuración se llega al tratamiento biológico, las principales partículas presentes todavía en el agua son:

- Elementos coloidales.
- Sólidos disueltos.

Cualquiera que sea el diseño del conjunto de reactor biológico y decantación secundaria, la comunicación de la zona de aireación con la zona de decantación debe impedir la admisión directa de la lámina superficial de las aguas aireadas en el decantador.

Igualmente todo dispositivo de comunicación irá provisto de intercomunicación de las zonas de aireación y decantación, mediante un vertedero sumergido o no, colocado en las inmediaciones de la lámina superficial, que no sobrepasará nunca los 0,2 m para el caudal máximo.

Una transferencia de las aguas de la zona de aireación a la decantación, mediante tubos en forma U o de T, deberá tener una pérdida de carga mínima compatible con la velocidad mínima de 0,35 m/seg a caudal mínimo.

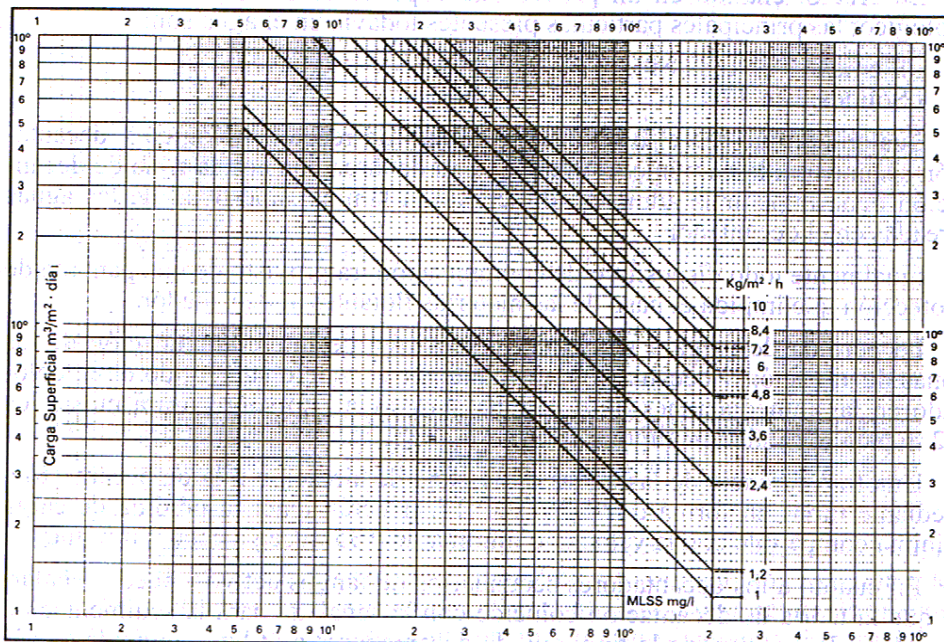
En cuanto a los decantadores secundarios de fangos activos, puede señalarse que la teoría de decantación coincide con la señalada para la sedimentación floculada, tal y como se ha expuesto en apartados anteriores de este trabajo.

Las características fundamentales para el diseño son:

- Velocidad ascensional:
  - A caudal medio  $\leq 0,8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$
  - A caudal punta según las concentraciones de M.L.S.S.

**Tabla 3.12.** Velocidades ascensionales reales a caudal punta según. Fuente: Aurelio Hernández, 2001.

M.L.S.S. (mg/l)	(m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h) Referido a caudal de entrada	
	% de recirculación	
	25 %	50%
500	2,38	2,38
1.000	2,38	2,38
1.500	2,00	2,00
2.000	2,00	2,00
2.500	1,95	1,63
3.000	1,63	1,36
3.500	1,40	1,16



**Figura 3.42.** Relación entre la carga superficial y al concentración de Sólidos en Suspensión en el licor mezcla. Fuente: Aurelio Hernández Muñoz. Depuración y Desinfección de Aguas Residuales, 2001.

- Carga de Sólidos:
  - Se consideran los kg. De sólidos por m<sup>2</sup> en condiciones media y punta si esta es bastante continua:

**Tabla 3.13.** Carga de sólidos por m<sup>2</sup> en condiciones media y punta. Fuente: Aurelio Hernández, 2001.

En fangos activos	$2,4 < C_{ss} < 6 \text{ kg/m}^2/\text{h}$
Carga media	$3 \text{ kg/m}^2/\text{h}$
Carga punta	$6 \text{ kg/m}^2/\text{h}$

-Tiempo de retención

- El tiempo de retención a caudal medio estará entre las 2 y 3 horas.
- Velocidad crítica horizontal:
  - En decantadores rectangulares  $V_H < 30 \text{ m/h}$
- Carga en vertedero:

- Para pequeños tanques horizontales:
  - Para  $Q_m < 5,75 \text{ m}^3/\text{h}\cdot\text{m}$
  - Para  $Q_p < 10,5 \text{ m}^3/\text{h}\cdot\text{m}$
- Grandes Tanques:
  - Velocidad ascensional en zona inmediata a vertedero:  
 $V_{ap} = 3,6 - 7,2 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$

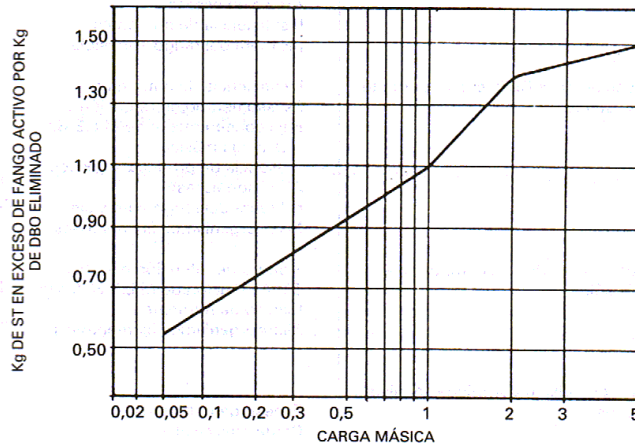
Un aspecto muy importante a la hora de diseñar un decantador secundario es que se dimensionan teniendo en cuenta la función de clarificación y no la de espesamiento. La velocidad de sedimentación puede ser contrarrestada por el Bulking, originado por escasa aireación, relación excesiva C/N;C/P, existencia de polisacáridos, sulfitos o tóxicos. La recomendación es que su altura útil no sobrepase los 3 metros.

Según el “Upper Mississippi River Board”, los parámetros que debe reunir la decantación después de un proceso biológico a  $Q_m$  se exponen en la tabla 3.14.

**Tabla 3.14.** Parámetros en la Decantación Secundaria a  $Q_m$  según “Upper Mississippi River Board”. Fuente: Depuración y Desinfección de Aguas Residuales (A. Hernández, 2001).

PROCESO	CAUDALES ( $\text{m}^3/\text{d}$ )	Tiempo Retención (h)	Velocidad ascensional ( $\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$ )
Convencional	<1890	3,0	<1,02
Alto Rendimiento	1890-5680	2,5	<1,18
Aireación Escalonada	>5680	2,0	<1,35
Contacto Estabilización	<1890	3,6	<0,85
	1890-5680	3,0	<1,18
	>5680	3,25	<1,02
Aireación Prolongada	<180	4,0	<0,50
	180-570	3,6	<0,50
	>570	3,0	<1,02

Respecto a la producción de fangos, en función de la  $DBO_5$  eliminada en el proceso y la carga del reactor, en la figura 3.41 se muestra una gráfica representativa de la misma en la decantación secundaria:



**Figura 3.43.** Relación entre fango producido y la carga másica en decantación secundaria. Fuente: Aurelio Hernández Muñoz. Depuración y Desinfección de Aguas Residuales, 2001.

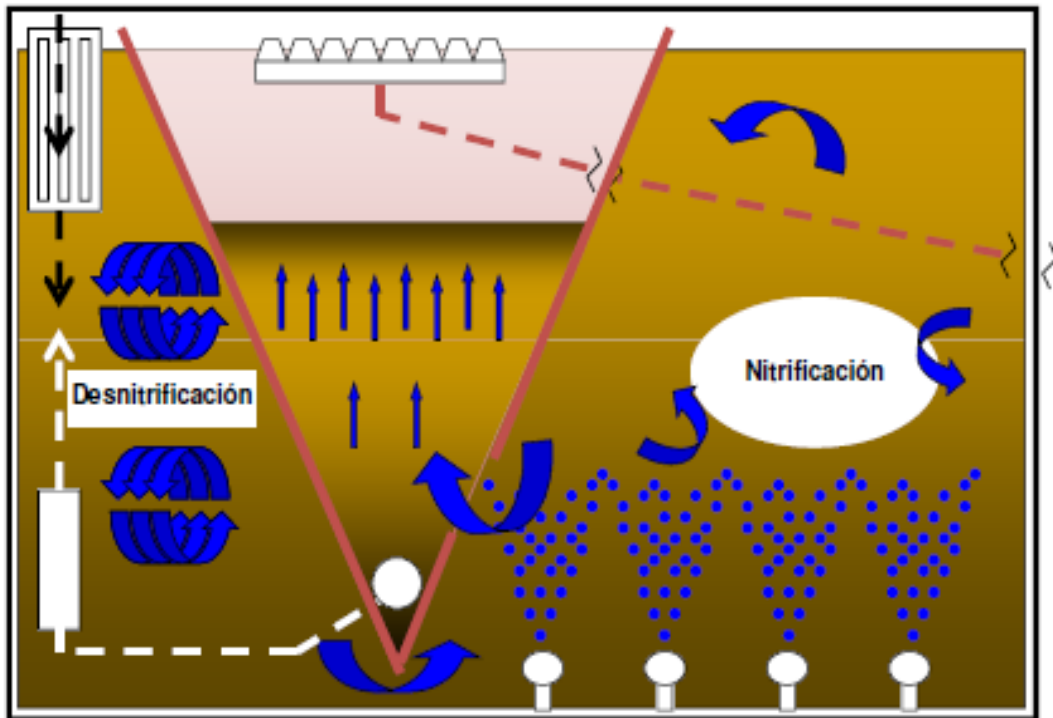
## 5.- PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO DE CASOS PRÁCTICOS Y CARACTERÍSTICAS DE SU FUNCIONAMIENTO.

En este apartado se muestran los parámetros de funcionamiento de los casos reales estudiados para compararlos con los datos expuestos en el apartado anterior, con el fin de establecer cuál es la situación real de los mismos en cuanto a parámetros operacionales y rangos de funcionamiento.

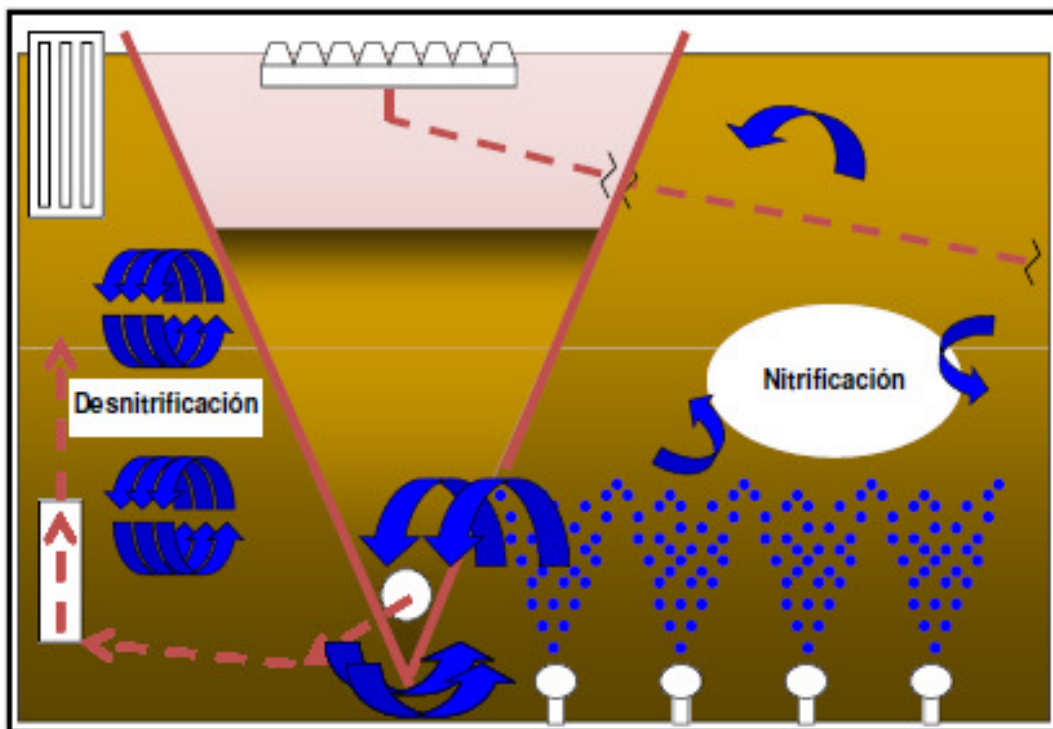
Además se pretende con este apartado, y teniendo en cuenta el desarrollado a cerca de las teorías de sedimentación y modelos utilizados desarrollados en este trabajo, establecer, en base a las características propias de este sistema de clarificación y de las variaciones de sus parámetros como caudal, carga másica, sólidos en suspensión, carga hidráulica, etc....determinar cuál es el modelo que más se ajusta a su funcionamiento y fijar los datos de partida de un futuro modelo que reproduzca de la manera más próxima a la realidad su funcionamiento.

Antes de exponer los parámetros de los diferentes casos estudiados, se muestra un esquema simplificado de su funcionamiento:





**Figura 3.43-a.** Esquema de clarificación de decantador secundario integrado. Fuente: Francesco Sforzi. Ambientalia Levante S.L., 2012.



**Figura 3.43-b.** Esquema de sedimentación de decantador secundario integrado. Fuente: Francesco Sforzi. Ambientalia Levante S.L., 2012.

Las plantas de depuración de agua residual industrial estudiadas han sido:

- EDARI de industria Conservera de frutas y hortalizas en Moratalla (Murcia).
- EDARI de industria Conservera de frutas y hortalizas, situada en Bullas (Murcia).
- EDARI de Industria de Alimentación, situada en Caravaca (Murcia).
- PLANTA PILOTO de Ambientalia Levante situada en Sangonera La Verde (Murcia).

Todas las plantas analizadas tienen las características siguientes:

Debido a la geometría del decantador y a las fuertes recirculaciones del fango decantado, no tiene lugar el proceso de compresión o espesamiento en el fondo del decantador.

El decantador integrado es un elemento más complejo de un decantador convencional porque lleva en su interior una columna de fango que se expande y compacta dependiendo de varios factores (concentración Licor mezcla, carga hidráulica, carga por unidad de superficie, IVF, etc...). Cuando un decantador integrado trabaja a altas concentraciones de licor mezcla, trabaja con columnas muy elevadas dentro del decantador que pueden ocupar hasta el 95% del volumen útil. Esta característica permite la filtración del vertido en una densa capa de materia floculante y permite la adsorción de la mayoría de los sólidos en suspensión. En este caso específico, cuando se trabaja con caudales medios muy próximos a los caudales medios admisibles, variaciones aunque mínimas de las puntas de caudales pueden perjudicar el equilibrio dinámico de la columna de fango, levantando el fango hasta la lamina de clarificación y ocupando el 100% del volumen y generando la fuga de sólidos y el lavado del reactor biológico.

Como en todas las plantas, se dan puntas de caudales, y existen claramente diferenciados un caudal máximo y un caudal medio, pero el funcionamiento de las mismas mediante laminación en el pretratamiento, permite mantener un caudal medio prácticamente constante o con muy pocas variaciones, y asimilar fuertes picos de materia orgánica. Además, en muchas instalaciones industriales la laminación de la agua en las 24 horas es aconsejable para homogenizar los diferentes pH que se generan a lo largo del día según el proceso y es obligatoria cuando hay un sistema fisicoquímico, por lo cual en la mayoría absoluta de las instalaciones el tratamiento biológico trabaja con caudal nominal.

A continuación se reflejan tablas con los datos obtenidos de cada una de estas plantas:

**EDARI INDUSTRIA CONSEVERA FRUTAS Y HORTALIZAS (MORATALLA)**

**CARÁCTERÍSTICAS DEL DECANTADOR SECUNDARIO**

**GEOMETRÍA DEL DECANTADOR**

<b>Nº de unidades</b>	1.00 Ud
<b>Ancho</b>	4.00 m
<b>Largo</b>	26.00 m
<b>Altura</b>	6.00 m
<b>Superficie de Decantación</b>	104.00 m <sup>2</sup>

**PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO**

<b>Caudal medio horario</b>	$Q_{\text{medio}}$	80.00 m <sup>3</sup> /h
<b>Rango de Recirculación</b>		
<b>Coeficiente de Recirculación</b>	$r_1$	150.00 %
	$r_2$	300.00 %
<b>Caudal medio con recirculación</b>	$Q_{r1}$	120.00 m <sup>3</sup> /h
	$Q_{r2}$	240.00 m <sup>3</sup> /h
<b>Concentración de SSML</b>	$X$	4000.00 mg/l
<b>Carga hidráulica (Tasa Superficial)</b>	$C_H$	0.77 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h
<b>Tiempo de retención</b>	$T_r$	7.80 horas
<b>Carga de sólidos</b>	$C_s$	3.80 kg/m <sup>2</sup> /h
<b>Caudal en vertedero</b>	$Q_v$	3.08 m <sup>3</sup> /h/ml

**RECIRUCLACIÓN DE FANGOS**

<b>Concentración de fangos salida</b>	$X_{Tr}$	6000.00 mg/l
<b>Índice volumétrico de fangos</b>	IVF	145 ml/g

## EDARI INDUSTRIA CONSEVERA FRUTAS Y HORTALIZAS (BULLAS)

### CARÁCTERÍSTICAS DEL DECANTADOR SECUNDARIO

#### GEOMETRÍA DEL DECANTADOR

<b>Nº de unidades</b>	1,00	<b>Ud</b>
<b>Ancho</b>	25,00	<b>m</b>
<b>Largo</b>	4,50	<b>m</b>
<b>Altura</b>	7,00	<b>m</b>
<b>Superficie de Decantación</b>	112,50	<b>m<sup>2</sup></b>

#### PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO

<b>Caudal medio horario</b>	$Q_{\text{medio}}$	80,00 <b>m<sup>3</sup>/h</b>
<b>Rango de Recirculación</b>		
<b>Coefficiente de Recirculación</b>	$r$	150,00 %
<b>Coefficiente de Recirculación</b>	$r_1$	150,00 %
	$r_2$	300,00 %
<b>Caudal medio con recirculación</b>	$Q_{r1}$	120,00 <b>m<sup>3</sup>/h</b>
	$Q_{r2}$	240,00 <b>m<sup>3</sup>/h</b>
<b>Concentración de SSML</b>	$X$	6500,00 <b>mg/l</b>
<b>Carga hidráulica (Tasa Superficial)</b>	$C_H$	0,71 <b>m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h</b>
<b>Tiempo de retención</b>	$T_r$	9,84 <b>horas</b>
<b>Carga de sólidos</b>	$C_s$	4,62 <b>kg/m<sup>2</sup>/h</b>
<b>Caudal en vertedero</b>	$Q_v$	17,78 <b>m<sup>3</sup>/h/ml</b>

#### RECIRUCLACIÓN DE FANGOS

<b>Concentración de fangos salida</b>	$X_{Tr}$	9750,00 <b>mg/l</b>
<b>Índice volumétrico de fangos</b>	IVF	137 <b>ml/g</b>

## EDARI INDUSTRIA ALIMENTACIÓN (CARAVACA)

### CARÁCTERÍSTICAS DEL DECANTADOR SECUNDARIO

#### GEOMETRÍA DEL DECANTADOR

<b>Nº de unidades</b>	1,00	<b>Ud</b>
<b>Ancho</b>	3,15	<b>m</b>
<b>Largo</b>	23,55	<b>m</b>
<b>Altura</b>	6,50	<b>m</b>
<b>Superficie de Decantación</b>	74,18	<b>m<sup>2</sup></b>

#### PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO

<b>Caudal medio horario</b>	$Q_{\text{medio}}$	18,75 <b>m<sup>3</sup>/h</b>
<b>Rango de Recirculación</b>		
<b>Coeficiente de Recirculación</b>	$r_1$	150,00 %
	$r_2$	300,00 %
<b>Caudal medio con recirculación</b>	$Q_{r1}$	28,13 <b>m<sup>3</sup>/h</b>
	$Q_{r2}$	56,25 <b>m<sup>3</sup>/h</b>
<b>Concentración de SSML</b>	$X$	5500,00 <b>mg/l</b>
<b>Carga hidráulica (Tasa Superficial)</b>	$C_H$	0,25 <b>m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h</b>
<b>Tiempo de retención</b>	$T_r$	25,72 <b>horas</b>
<b>Carga de sólidos</b>	$C_s$	1,39 <b>kg/m<sup>2</sup>/h</b>
<b>Caudal en vertedero</b>	$Q_v$	0,80 <b>m<sup>3</sup>/h/ml</b>

#### RECIRUCLACIÓN DE FANGOS

<b>Concentración de fangos salida</b>	$X_{Tr}$	9900,00 <b>mg/l</b>
<b>Índice volumetrico de fangos</b>	IVF	173 <b>ml/g</b>

**PLANTA PILOTO (SANGONERA LA VERDE)**

**CARÁCTERÍSTICAS DEL DECANTADOR SECUNDARIO**

**GEOMETRÍA DEL DECANTADOR**

<b>Nº de unidades</b>	1,00	<b>Ud</b>
<b>Ancho</b>	1,00	<b>m</b>
<b>Largo</b>	0,40	<b>m</b>
<b>Altura</b>	1,50	<b>m</b>
<b>Superficie de Decantación</b>	0,40	<b>m<sup>2</sup></b>

**PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO**

<b>Caudal medio horario</b>	$Q_{\text{medio}}$	0,08 <b>m<sup>3</sup>/h</b>
<b>Rango de Recirculación</b>		
<b>Coeficiente de Recirculación</b>	$r_1$	150,00 <b>%</b>
	$r_2$	300,00 <b>%</b>
<b>Caudal medio con recirculación</b>	$Q_{r1}$	0,12 <b>m<sup>3</sup>/h</b>
	$Q_{r2}$	0,24 <b>m<sup>3</sup>/h</b>
<b>Concentración de SSML</b>	$X$	8800,00 <b>mg/l</b>
<b>Carga hidráulica (Tasa Superficial)</b>	$C_H$	0,20 <b>m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h</b>
<b>Tiempo de retención</b>	$T_r$	7,50 <b>horas</b>
<b>Carga de sólidos</b>	$C_s$	1,76 <b>kg/m<sup>2</sup>/h</b>
<b>Caudal en vertedero</b>	$Q_v$	0,20 <b>m<sup>3</sup>/h/ml</b>

**RECIRUCLACIÓN DE FANGOS**

<b>Concentración de fangos salida</b>	$X_{Tr}$	10560,00 <b>mg/l</b>
<b>Índice volumetrico de fangos</b>	IVF	108 <b>ml/g</b>

## 6.- ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS Y CONCLUSIONES.

En este apartado, se enumeran las posibles hipótesis de partida para el desarrollo del modelo de los decantadores integrados en base a la exposición teórica recogida de la bibliografía la largo del trabajo y al funcionamiento de los decantadores integrados observados:

### a) Respecto al Tipo de sedimentación:

En cuanto a la teoría de sedimentación aplicable, el funcionamiento es análogo a los decantadores secundarios convencionales, en los decantadores integrados se produce la sedimentación zonal (TIPO III), en las que las partículas realizan un movimiento descendente de forma colectiva, independientemente de sus diferentes características físicas, velocidades de sedimentación y densidades. Esto es debido a la biofloculación o tendencia natural que muestran los microorganismos para unirse (Unz,1987). Esta unión se produce mediante dos mecanismos: una microestructura debida a la formación de puentes de polímeros extracelulares y una macroestructura debida a la acción de organismos filamentosos (Jenkis et al.,1993).

Hay que tener en cuenta, que la diferencia principal entre los decantadores secundarios convencionales y los integrados es la formación de una columna dinámica, en la que se distribuyen las capas con diferentes concentraciones de forma apreciable, mientras que en los decantadores convencionales este fenómeno no se produce de forma tan marcada por su diferente geometría y flujo.

### b) Respecto al flujo límite en el sistema y régimen de recirculación:

El funcionamiento de los decantadores secundarios integrados observados operan como un clarificador y no se produce espesamiento de acuerdo con la Teoría de flujo másico de Kynch (1952) y sus posteriores revisiones por Dick y Young (1970), Ekama et al. (1997).

En los decantadores verticales analizados las concentraciones de sólidos en la columna dependen de un gran número factores y variables de proceso, como por ejemplo la concentración de licor mezcla, la velocidad ascensional, el IVF y la recirculación de los fangos.

Cuando el decantador trabaja en condiciones optimas de diseño (MLSS., Vases, IVF) las recirculaciones también son próximas a los datos bibliográficos para instalaciones de aguas residuales urbanas, pero cuando las variables de proceso en la explotación de la planta se alejan de las de

diseño, como ocurre a menudo en instalaciones industriales, la recirculación pueden variar de forma sensible y el dimensionamiento de los caudales de las bombas de recirculación debe ser muy generoso.

Un porcentaje elevado de depuradoras industriales trabajan con cargas hidráulicas y contaminantes muy variables, lo que obliga a las instalaciones a trabajar casi permanentemente en condiciones parecidas a las puestas en marcha.

Como consecuencia de este funcionamiento, los caudales de recirculación son a menudo la variable operacional más efectiva para cambiar o modificar las variables de proceso y en condiciones límites las recirculaciones que se realizan están próximas a las críticas en cada momento, de forma que la concentración de sólidos suspendidos a la entrada del sedimentador, es igual a la concentración de sólidos en la purga ( $X_T = X_L$ ), correspondiendo el flujo límite a la concentración de entrada.

c) Respecto al modelo a utilizar en la modelización:

En este primer trabajo, se pretenden fijar las posibles bases para la elaboración del modelo de simulación. En principio se parte de datos de decantadores integrados ya en funcionamiento, y a partir de ellos crear un modelo que optimice el diseño de nuevos decantadores. Por ello y de acuerdo a la bibliografía y según se ha expuesto en este trabajo, el modelo más adecuado es un modelo 1D de manera que se puedan determinar los parámetros límite de carga de sólidos y concentración en el tanque.

Otro aspecto a tener en cuenta, es que en estos decantadores, no se produce una zona de espesamiento y compresión debido a su propio funcionamiento, por lo que a priori, para su modelización sería adecuada la ecuación doble exponencial de Takács, ya que al contemplar 4 zonas de mayor a menor concentración, en las que la velocidad aumenta según la concentración, se ajustaría más a la columna de sedimentación formada en estos decantadores.

$$V_{s,j} = V_0 e^{(-r_h X_j^*)} - V_0 e^{(-r_p X_j^*)} \quad \text{con } 0 \leq V_{s,j} \leq V_0' \quad (\text{ec.32})$$

Por su analogía, podría pensarse también en la modelización mediante la ecuación de Vesilind, pero ésta solamente sería válida cuando las concentraciones en el decantador fueran elevadas, no dando resultados válidos en las capas más superficiales donde las concentraciones de fangos son muy bajas antes del clarificado.



Otro aspecto a favor de la teoría de Takács, son los resultados del ensayo de Grijpspeerd et al (1995), en el que comparaba entre otros, los dos modelos más fiables (Takács, et al. 1991 y Hamilton et al. 1992). En este experimento, comparó los datos obtenidos empíricamente, con los resultados del modelo de Takács que usaba 10 capas, y el de Hamilton que utilizaba 25 capas. Takács obtuvo resultados muy ajustados a los datos experimentales, frente al modelo de Hamilton.

d) Respecto a la ecuación base de flujo en la modelización de las capas:

La ecuación de flujo a usar en la modelización y balance de masas de las capas será la ecuación 39:

$$\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial(V_s \cdot X)}{\partial z} + \frac{\partial(V \cdot X)}{\partial z} = 0 \quad (\text{ec. 39})$$

Ecuación que corresponde a un elemento diferencial del decantador de altura dz. En ella, no se tiene en cuenta los procesos biológicos a los que están sometidos los sólidos en suspensión, de forma que la producción de sólidos en el decantador se estima como cero, suponiendo condiciones estacionarias, de forma que la acumulación de sólidos en cada capa se considera nula.

Las concentraciones a tener en cuenta en la capa de entrada de caudal se calculará a partir de la ecuación 49, considerando régimen estacionario

$$X_{in} = \frac{(V_{OV} + V_{UN})X_F + V_{s,in-1}X_{in-1}}{V_{OV} + V_{UN} + V_{s,in}} \quad (\text{ec. 49})$$

e) Respecto Rango de funcionamiento y parámetros de diseño:

En este apartado se comparan los parámetros de diseño que la bibliografía más importante ofrece para los decantadores secundarios de aguas residuales urbanas, con los datos obtenidos de los diferentes decantadores integrados para efluentes industriales, estudiados en este trabajo.

- Tasa Superficial:

Respecto a la Tasa Superficial, Metcalf y Eddy (1991), establecen parámetros para media y alta carga de 0,66 a 1,375 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h., y para baja carga, establece de 0,33 a 0,66 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h.

Los datos de diseño establecidos por Aurelio Hernández Muñoz (2001), establecen como valor medio una carga menor o igual a  $0,8 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ .

En los casos estudiados, las plantas de Moratalla y Bullas, trabajan a media carga y tiene una carga hidráulica de  $0,77$  y  $0,71 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ .

Respecto a la planta de Caravaca y La planta piloto, las cuales trabajan en baja carga, los valores obtenidos son  $0,20$  y  $0,25 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ .

Por lo tanto, podemos observar cómo a pesar de ser aguas más cargadas que las urbanas, nos encontramos dentro del rango de funcionamiento establecido para los decantadores secundarios convencionales.

- Sedimentabilidad del fango:

En cuanto a la sedimentabilidad del fango y tomando como referencia la normativa alemana ATV A131, se establece:

$$50 \text{ l/kg} \leq \text{IVF} \leq 200 \text{ l/kg}$$

En los decantadores estudiados obtenemos valores en el rango de  $108$ - $173 \text{ ml/g}$ .

Observando estos valores, podemos establecer que el fango de estas instalaciones consta de unas características de sedimentabilidad óptimas, a pesar de tratarse de un efluente industrial con las consecuentes variaciones en el régimen de funcionamiento.

- Carga de Sólidos:

Para la carga de sólidos, Metcalf y Eddy, establecen en  $3,9$ - $5,9 \text{ Kg/m}^2/\text{h}$  para las plantas de media carga y de  $1,0$ - $4,9 \text{ Kg/m}^2/\text{h}$ .

Aurelio Hernández, establece el límite de  $2,4 < C_{SS} < 6 \text{ Kg/m}^2/\text{h}$  para fangos activos.

En nuestro caso, para las plantas de media carga se obtiene una carga de sólidos de entre  $3,8$  y  $4,62 \text{ Kg/m}^2/\text{h}$ , y para las que operan en aireación prolongada de  $1,39$  y  $1,76 \text{ Kg/m}^2/\text{h}$

Así, como podemos observar, los valores de la carga de sólidos se ajustan perfectamente para los diferentes regímenes de carga, a los valores dados por la bibliografía para decantadores secundarios de aguas residuales urbanas.

- Necesidades de Recirculación:

En este caso y a pesar de las limitaciones establecidas por la ATV ( $\leq Q_{\text{punta}}$ ) y de las disposiciones teóricas expuestas en este trabajo, la recirculación es un parámetro operacional que varía mucho en función de las condiciones y regímenes de carga y variaciones de funcionamiento, como estacionalidad de los efluentes industriales alimentarios, por lo que no puede establecerse como un parámetro estricto de diseño, pero sí puede establecer un rango de coeficientes de recirculación, de acuerdo con las instalaciones observadas.

Así, la recirculación en estas plantas oscila entre el 150 y 300 % del caudal nominal, en función de las variaciones de carga y operacionales.

- Carga Sobre Vertedero:

Las cargas sobre vertedero que establece la bibliografía como normales, oscilan entre los 6 y los 25 m<sup>3</sup>/m/día, en función de los diferentes autores.

En nuestro caso, los valores van desde 0,20 m<sup>3</sup>/m/día en la planta piloto a 17,78 m<sup>3</sup>/m/día en las instalaciones de Bullas.

A pesar de que se está dentro de los rangos recomendados por la bibliografía, hay que tener en cuenta que estos valores son muy dependientes de la geometría del decantador, por lo que no se estima como un parámetro concluyente en el diseño.

- Concentración del fango recirculado:

La concentración de fangos en el fondo del decantador ( $X_{Tr}$ ) puede establecerse como factor de diseño, y posee unos valores de entre el 20 y el 80 % mayores que la concentración de sólidos en el licor mezcla.

- Parámetros Geométricos:

En cuanto a los parámetros geométricos, existen diferencias notables entre los decantadores para aguas urbanas, normalmente circulares o rectangulares, y los decantadores integrados para efluentes industriales, normalmente más alargados y estrechos, y donde una dimensión predomina sobre las otras dos, por lo que no se puede establecer una comparativa homogénea y por tanto real, por la disparidad entre ambos.

## 7.- BIBLIOGRAFÍA.

- Metcalf y Eddy. Ingeniería de las Aguas Residuales. Tratamiento y Reutilización. 4ª edición. (Metcalf & Eddy, "Wastewater Engineering: Treatment Disposal Reuse", McGraw-Hill, New York, 1991.)
- Ekama, G.A., Barnard, J.L., Günthert, F.W., Krebs, P. McCorquodale, J.A., Parker, D.S., Wahlberg, E.J., "Secondary Settling Tanks: Theory, Modelling, Design and Operation". Scientific and Technical Report N°6, International Association on Water Quality (IAWQ), 1997.
- Ekama, A.R. Pitman, M. Smollen and G. v. R. Marais. Secondary Settling tanks. G.A. 2000
- Ekama, G.A. and Marais, G.v.R. (1986). Sludge settleability and secondary settling tank design procedures. Wat.Pollut.Control
- EKAMA, G.A. et al. (1984). Secondary settling tanks. Theory, design and operation of nutrient removal activated sludge process. University of Cape Town.
- EKAMA, G.A. et al. (1997). Secondary Settling Tanks: Theory, Modelling, Design and Operation. Scientific and Technical Report No.6.IWAQ.
- FALL, C. et al. (2007). Evaluación de un clarificador secundario en una planta de tratamiento de aguas residuales. Ingenierías. Vol. X, 13-19. Nuevo León (México).
- Keinath, T.M. (1985). Operational dynamics of secondary clarifiers. J.Wat.Pollut.Control.
- Bob de Clerc. Computational fluid dynamics of settling tanks: development of experiments and rheological, settling, and scraper submodels. 2003. Faculteit Landbouwkundige en toegepaste biologische wetenschappen. Universiteit de Gent.
- Jimmy Loaiza Navia, Mario Espaza Soto, Laura Martínez García. Evaluación de un clarificador secundario en una planta de tratamiento de aguas residuales. Cheikh Fall, Centro Interamericano de Recursos del Agua. UAEMex.
- Javier Contreras Barrera. Modelación del Sedimentador Secundario en Planta de Lodos Activos. Junio de 2010. Universidad de Chile. Facultad de las Ciencias Físicas y Matemáticas. Departamento de Ingeniería Civil.

- Joany Sánchez. Modelamiento de las condiciones hidráulicas de una planta compacta para el tratamiento de aguas residuales domésticas. Molina. Universidad Nacional de Colombia (Medellín). Escuela de Geociencias y Medio Ambiente. Facultad de Minas.
- Dr. Josep Ribes Bertomeu. Modelación de los Procesos de Sedimentación en Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales. Barranquilla, 2005. Universidad del Norte. Encuentros Ambientales.
- Javier Nanning B. Sedimentación secundaria en sistemas de lodos activados. 2003.
- I. Martín, R. Salcedo, R. Font. Mecánica de Fluidos. Operaciones Separación sólidos-fluido. Universidad de Alicante 2011.
- Josep Ribes Bertomeu, 2004. Modelació de sedimentadors en plantes de tractament d' aigües residuals. Aplicación al procés de fermentación-elutriació de fangs primaris. Departamento de Ingeniería Química de la Universidad Politécnica de Valencia.
- Arturo Trapote Jaume. Juan Trillo Montsoriu. Estudio de sedimentabilidad del fango activado de un SBR de una fábrica de productos químicos. Universidad de Alicante. Grupo de Investigación en Ingeniería Hidráulica y Ambiental (IngHA).
- German ATV-DVWK- A 131. Rules and Standards.
- Aurelio Hernández Muñoz. "Depuración y Desinfección de aguas residuales". (5<sup>a</sup> Edición, 2001). Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos
- Grady, C.P.L. Jr., Daigger G.T., Lim. H.C., "Biological Wastewater Treatment", Second. Edition, Ed. Marcel Dekker Inc., 1999.
- "Design of Municipal Wastewater Treatment Plants", WEF Manual of Practice N°8, ASCE. Manual and Report on Engineering Practice N°76, 1992.
- White, M.J.D., "Design and Control of Secondary Settlement Tanks", Water Pollution Control G.B., 75, 459 (1976).
- Von Sperling, M., Fróes, C.M., "Determination of the required Surface Area for Activated Sludge Final Clarifiers bases on a Unified Database", Water Research, Vol. 33, N°8, pp.1884-1894, 1999.
- ATV Regelwerk Arbeitsblatt A131, "Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen ab 5000. Einwohnerwerten", 1991.

- Dick, R.I., "Role of Activated Sludge Final Settling Tanks", Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, pp 423-436, 1970.
- "Clarifier Design", Manual of Practice N°FD-8, Water Pollution Control Federation, 1985.
- Riddel, M.D.R., Lee, J.S., Wilson, T.E., "Method for Estimating the Capacity of an Activated Sludge Plant", Journal of Water Pollution Control Federation, Vol. 55, N°4, pp. 360-368, April 1983.
- Johnstone, D.W.M., Hanbury, M.J., Rachwal, A.J., Critchard, D.J., "Design and operation of final settlement tanks: use of stirred specific volume index and mass flux theory", Trib. Cebedau N°443, 33, pp. 411-425, 1980.
- Dahl et al. (1994), Lakehal et al. (1999), Armbruster et al. (2001), De Clercq (2003), McCorquodale et al. (2005, 2007), Weiss et al.(2007) incorporated the rheology of the activated sludge.
- Grupos de investigación de Sedimentación:
  - o University of New Orleans (Griborio and McCorquodale (2004) developed a general public domain SST model (2Dc)
  - o The City College of New York (Ramalingam et al.2010) developed a 3D model using Fluent
- Rittman, B.E., Sáez, P.B., "Seminario Tratamiento de Aguas Servidas mediante Lodos Activados", Pontificia Universidad Católica de Chile, 1996.
- Wahlberg, E., comunicación personal, 2002.
- Wilson, T.E., Lee, J.S., "Comparison of Final Clarifier Design Techniques", Journal of Water Pollution Control Federation, Vol. 54, N°10, pp. 1376-1382, Oct. 1982.
- Wahlberg, E.J., Keinath, T.M., "Development of Settling Flux Curves using SVI", Journal Water Pollution Control Federation, 60, 2095, 1988.
- Keinath, T.M., "Diagram for Designing and Operating Secondary Clarifiers according to theThickening Criterion", Journal Water Pollution Control Federation, 62, 254, 1990.

- Dick, R.I., “Folklore in the design of final settling tanks”, Journal Water Pollution Control Federation, Vol. 48, N<sup>o</sup>4, April 1976.