

VNIVERSITAT^Ń DE VALÈNCIA
Departament d'Enginyeria Química



Modelació de sedimentadors en plantes de tractament d'aigües residuals. Aplicació al procés de fermentació – elutriació de fangs primaris.

Memòria que, per optar al grau de Doctor per la Universitat de València, presenta JOSEP RIBES BERTOMEU

València, 2004

Directors: Dra. Aurora Seco Torrecillas
Dr. José Ferrer Polo

Foto portada per gentileza de Luís Borrás

AGRAÏMENTS

M'agradaria començar agraint als doctors Aurora Seco Torrecillas i José Ferrer Polo, directors d'aquesta tesi, per la seua dedicació i suport prestat durant la realització d'aquest treball.

A la Universitat de València, per la beca concedida durant tres anys i mig, dins del Programa de Beques d'Investigació Predoctoral "V SEGLES". Al Ministerio de Ciencia i Tecnología, pel suport econòmic del treball experimental dut a terme, i a l'Entitat Pública de Sanejament d'Aigües Residuals i les empreses SEAR,SA i AQUAGEST per la confiança dipositada en el desenvolupament d'aquesta investigació.

A tots els companys del grup d'investigació, que d'una manera o d'altra, m'han ajudat en la realització d'aquest treball.

A Alberto, per compartir amb mi la difícil tasca de mantenir el correcte funcionament de la planta pilot i transmetre'm, en el seu estil pròpiament gallec, l'optimisme necessari en els moments més difícils.

A Joaquin i Quique per l'acollida que em van donar en el grup, introduint-me en la cultura de la investigació pròpia del grup *Poli* de la qual he gaudit tots aquests anys, compartint un mateix espai de treball, amb la més rica diversitat de caràcters i personalitats.

A Paqui, per compartir de ben prop les seues experiències en el tumultuós camí que porta a l'acabament d'una tesi doctoral, transmetent-me la seua capacitat d'autocrítica i reflexió continua.

A Ramón per la seua capacitat de lliurar l'estrès de qualsevol i Dani, per la seua confiança i suport.

A Cristina, Josué i Tatiana, per fer de cada viatge a la planta pilot una vertadera aventura i per haver encetat una nova etapa en la vida social del grup marcada per la multiculturalitat.

A Luís, per la seua aportació a la cultura del grup, el seu sentit de l'humor i companyerisme en el treball i fora d'ell. Les llargues nits dedicades a la reflexió sota el so d'una conversa de guitarres.

A Núria, Laura, Maria i Vicky, que amb la seua joventut i entusiasme han aconseguit activar encara més el treball del grup.

Als companys de professió amb els quals he compartit agradables converses al dinar: Bea, Maria, Vicent, Ivonne, Miriam, Ilse, Stefan, Karel,... i especialment Raül, amb qui he descobert la importància vital de l'equilibri personal.

Als meus amics que m'han donat el suport i l'ànim necessari en tots aquests anys: Hèctor, David, Marc, Pere, Maria, Anna, Noèlia, Vicki, Germà, Jordi, Emili,...

i molt especialment a la meua família pel seu optimisme i suport incondicional, i a Maria Josep, que ha patit més que ningú la meua absència entre nocturnitats i hores extres dedicades a aquest treball. Per la seua capacitat de mantenir-me enamorat.

RESUM

RESUM

La depuració de les aigües residuals requereix la consumació de molts processos de transformació de forma simultània i/o consecutiva, que fan molt difícil el seu estudi. A més, la complexitat dels processos de depuració va en augment no sols per l'aparició de requisits d'abocament cada vegada més exigents, sinó també per les noves tendències cap al desenvolupament sostenible aplicades a aquest procés i centrades fonamentalment en l'estalvi energètic i la recuperació de nutrients de les aigües residuals per millorar el seu cicle de vida. Per aquest motiu, es fa necessari l'ús d'eines de simulació que tinguin en compte tots aquests processos mitjançant un model matemàtic adequat i ajuden a determinar i preveure el comportament de distints esquemes de tractament. Aquests simuladors han esdevingut una eina necessària tant en el disseny com en el control i optimització del funcionament d'estacions depuradores d'aigües residuals (EDARs).

Les operacions de sedimentació tenen un paper fonamental en l'acompliment de les condicions d'abocament de les aigües depurades, així com en el correcte funcionament global de les EDARs. Tanmateix, molts dels models utilitzats fins ara per al disseny i simulació d'EDARs no consideren els processos de sedimentació o aquests són tractats de manera molt simplificada, obviant els processos bioquímics que poden tenir lloc durant la sedimentació.

Seguint una nova filosofia de simulació de plantes de tractament, basada en l'ús d'un únic model per representar tots els processos físics, químics i biològics que tenen lloc en les EDARs, la línia de treball del grup d'investigació CALAGUA en el camp de la modelació i simulació d'EDARs s'ha centrat en el desenvolupament d'un model de qualitat general, que permet tenir en compte tant els processos biològics de transformació deguts a l'acció dels distints grups de microorganismes, com els processos que afecten al pH en el sistema, deguts a les reaccions d'equilibri àcid – base, i els processos de transferència de matèria entre les fases líquid – gas. Tanmateix, l'ús generalitzat d'un model de qualitat requereix la seua combinació amb un model de flux, fonamentalment en aquells elements on no es pot considerar que es produeix una mescla completa, com és el cas dels decantadors i espessidors en una EDAR.

L'objectiu fonamental d'aquesta tesi ha sigut el desenvolupament i posterior validació d'un model de sedimentació general que permet simular les principals operacions de sedimentació que es donen en les EDARs, tant en decantadors primaris com secundaris i espessidors. Es tracta d'un model unidimensional, basat en la teoria del flux de sòlids de

Kynch i la funció de sedimentació doble exponencial de Takács, que incorpora els processos de sedimentació floculada, sedimentació zonal i compressió.

El model ha sigut aplicat a la simulació de decantadors i espessidors mitjançant la discretització del sistema en diferents capes horitzontals, considerades com una sèrie de reactors de mescla completa interconnectats mitjançant els fluxos de matèria obtinguts a partir del model de sedimentació. Per poder representar els processos de transformació que es produeixen durant la sedimentació, s'ha incorporat el model general de qualitat BNRM1, desenvolupat pel grup d'investigació, i s'ha proposat un mètode iteratiu de resolució del sistema d'equacions obtingut de la discretització en capes del sedimentador.

La validació del model de flux de sedimentació, junt amb el model de qualitat, s'ha realitzat mitjançant l'aplicació del model a la simulació del procés de fermentació – elutriació de fang primari en una planta pilot instal·lada en la depuradora del barranc del Carraixet a Alboraya (València).

Per poder simular la disminució de l'eficàcia en la separació de sòlids observada en el procés de fermentació – elutriació estudiat, s'ha modificat el model de qualitat mitjançant la incorporació d'un procés de disgregació del material particulat. Aquest procés afecta a la sedimentabilitat del fang obtingut, ja que es considera que els sòlids disgregats passen a formar part de la fracció de sòlids no sedimentables. Aquesta modificació suposa la incorporació de dos paràmetres cinètics (la velocitat específica de disgregació del material particulat volàtil i la de disgregació del material particulat no volàtil), però elimina el paràmetre que representa la fracció de sòlids no sedimentables en el model de sedimentació, el qual esdevé una variable experimental de fàcil mesurament. El resultat obtingut és un model general, aplicable als processos de fermentació – elutriació en qualsevol condició de funcionament.

Finalment, s'ha comprovat el funcionament i la utilitat del model mitjançant la simulació d'una planta completa amb el programa DESASS, desenvolupat pel grup d'investigació, on s'inclouen els processos més importants que es poden donar en una EDAR: eliminació biològica de nutrients, fermentació del fang primari i digestió dels fangs. El model permet considerar conjuntament els processos de sedimentació dels sòlids i els processos bioquímics que també s'hi produeixen (desnitrificació en decantadors secundaris, fermentació del fang primari, elutriació dels AGV generats, solta de fòsfor en espessidors per lisi dels microorganismes PAO, etc.).

El model desenvolupat suposa un avanç important en la investigació dels processos de tractament d'aigües residuals, ja que permet abordar problemes d'optimització del procés global, mitjançant la simulació de plantes completes, ja siga per observació directa dels efectes d'una modificació en les condicions de funcionament d'un element qualsevol sobre el funcionament de la resta d'elements de la EDAR o per l'aplicació d'algoritmes matemàtics d'optimització, algoritmes de control avançant basat en el model, etc.

L'estructura del model de flux permet la seua extensió a qualsevol procés on intervinguen partícules sòlides suspeses en l'aigua residual. Així, aquest model obri les portes al camp de la investigació de nous processos de depuració mitjançant la simulació d'elements on no es pot assumir la mescla completa, com ara reactors UASB, SBR amb l'etapa de sedimentació inclosa, etc, i la seua combinació amb els elements tradicionals d'una EDAR.

RESUMEN

La depuración de las aguas residuales requiere la consumación de muchos procesos de transformación de forma simultánea y/o consecutiva, que hacen muy difícil su estudio. Además, la complejidad de los procesos de depuración va en aumento no sólo por la aparición de requisitos de vertido cada vez más exigentes, sino también por las nuevas tendencias hacia el desarrollo sostenible aplicadas a este proceso y centradas fundamentalmente en el ahorro energético y la recuperación de nutrientes de las aguas residuales para mejorar su ciclo de vida. Por este motivo, se hace necesario el uso de herramientas de simulación que tengan en cuenta todos estos procesos mediante un modelo matemático adecuado y ayuden a determinar y prever el comportamiento de distintos esquemas de tratamiento. Estos simuladores se han convertido en una herramienta necesaria tanto en el diseño como en el control y optimización del funcionamiento de estaciones depuradoras de aguas residuales (EDARs).

Las operaciones de sedimentación tienen un papel fundamental en el cumplimiento de las condiciones de vertido de las aguas depuradas, así como en el correcto funcionamiento global de las EDARs. Sin embargo, muchos de los modelos utilizados hasta ahora para el diseño y simulación de EDARs no consideran los procesos de sedimentación o éstos son tratados de manera muy simplificada, obviando los procesos bioquímicos que pueden tener lugar durante la sedimentación.

Siguiendo una nueva filosofía de simulación de plantas de tratamiento, basada en el uso de un único modelo para representar todos los procesos físicos, químicos y biológicos que tienen lugar en las EDARs, la línea de trabajo del grupo de investigación CALAGUA en el campo de la modelación y simulación de EDARs se ha centrado en el desarrollo de un modelo de calidad general, que permite tener en cuenta tanto los procesos biológicos de transformación debidos a la acción de los distintos grupos de microorganismos, como los procesos que afectan al pH en el sistema, debidos a las reacciones de equilibrio ácido – base, y los procesos de transferencia de materia entre las fases líquido – gas. Sin embargo, el uso generalizado de un modelo de calidad requiere su combinación con un modelo de flujo, fundamentalmente en aquellos elementos donde no se puede considerar que se produce una mezcla completa, como es el caso de los decantadores y espesadores en una EDAR.

El objetivo fundamental de esta tesis ha sido el desarrollo y posterior validación de un modelo de sedimentación general que permita simular las principales operaciones de

sedimentación que se dan en las EDARs, tanto en decantadores primarios como secundarios y espesadores. Se trata de un modelo unidimensional, basado en la teoría del flujo de sólidos de Kynch y la función de sedimentación doble exponencial de Takács, que incorpora los procesos de sedimentación floculada, sedimentación zonal y compresión.

El modelo ha sido aplicado a la simulación de decantadores y espesadores mediante la discretización del sistema en varias capas horizontales, consideradas como una serie de reactores de mezcla completa interconectados mediante los flujos de materia obtenidos a partir del modelo de sedimentación. Para poder representar los procesos de transformación que se producen durante la sedimentación, se ha incorporado el modelo general de calidad BNRM1, desarrollado por el grupo de investigación, y se ha propuesto un método iterativo de resolución del sistema de ecuaciones obtenido de la discretización en capas del sedimentador.

La validación del modelo de flujo de sedimentación, junto con el modelo de calidad, se ha realizado mediante su aplicación a la simulación del proceso de fermentación – elutriación de fango primario en una planta piloto instalada en la depuradora del barranco del Carraixet en Alboraià (València).

Para poder simular la disminución de la eficacia en la separación de sólidos observada en el proceso de fermentación – elutriación estudiado, se ha modificado el modelo de calidad mediante la incorporación de un proceso de disgregación del material particulado. Este proceso afecta a la sedimentabilidad del fango obtenido, ya que se considera que los sólidos disgregados pasan a formar parte de la fracción de sólidos no sedimentables. Esta modificación supone la incorporación de dos parámetros cinéticos (la velocidad específica de disgregación del material particulado volátil y la de disgregación del material particulado no volátil), pero elimina el parámetro que representa la fracción de sólidos no sedimentables en el modelo de sedimentación, el cual se convierte en una variable experimental de fácil medición. El resultado obtenido es un modelo general, aplicable a los procesos de fermentación – elutriación en cualquier condición de funcionamiento.

Finalmente, se ha comprobado el funcionamiento y la utilidad del modelo mediante la simulación de una planta completa con el programa DESASS, desarrollado por el grupo de investigación, donde se incluyen los procesos más importantes que se pueden dar en una EDAR: eliminación biológica de nutrientes, fermentación del fango primario y digestión de los fangos. El modelo permite considerar conjuntamente los procesos de sedimentación de los sólidos y los procesos bioquímicos que también se producen (desnitrificación en

decantadores secundarios, fermentación del fango primario, elutriación de los AGV generados, suelta de fósforo en espesadores por lisis de los microorganismos PAO, etc.).

El modelo desarrollado supone un avance importante en la investigación de los procesos de tratamiento de aguas residuales, ya que permite abordar problemas de optimización del proceso global, mediante la simulación de plantas completas, bien sea por observación de los efectos de una modificación en las condiciones de funcionamiento de un elemento cualquiera sobre el funcionamiento del resto de elementos de la EDAR, o bien mediante la aplicación de algoritmos matemáticos de optimización, algoritmos de control avanzado basado en el modelo, etc.

La estructura del modelo de flujo permite su extensión a cualquier proceso donde intervengan partículas sólidas en suspensión en el agua residual. Así, este modelo abre las puertas al campo de la investigación de nuevos procesos de depuración mediante la simulación de elementos donde no se puede asumir la mezcla completa, como por ejemplo reactores UASB, SBR con la etapa de sedimentación incluida, etc., y su combinación con los elementos tradicionales de una EDAR.

SUMMARY

Wastewater treatments require the execution of many conversion processes simultaneously and/or consecutively, making them a tricky object of study. Furthermore, complexity of treatment processes is increasing not only for the more stringent effluent standards required, but also for the new trends towards sustainable development, which in this process are mainly focused on energy saving and nutrient recovery from wastewaters in order to improve their life cycle. For this reason it becomes necessary to use simulation tools which are able to represent all these processes by means of a suitable mathematical model. They can help in determining and predicting the behaviour of the different treatment schemes. These simulators have become essential for the design, control and optimization of wastewater treatment plants (WWTP).

Settling processes have a significant role in the accomplishment of effluent standards and the correct operation of the plant. However, many models that are currently employed for WWTP design and simulation do not take into account settling processes or they are handled in a very simple way, by neglecting the biochemical processes that can occur during sedimentation.

People of CALAGUA research group have focussed their efforts towards a new philosophy of simulating treatment plants, which is based on the use of a unique model to represent all physical, chemical and biological processes taking place in WWTPs. In this research topic, they have worked on the development of a general quality model that considers biological conversion processes carried out by different microorganism groups, acid base chemical interactions affecting the pH value in the system, and gas-liquid transfer processes. However, a generalized use of such a quality model requires its combination with a flux model, principally for those processes where completely mixture can not be assumed, as for instance, settlers and thickeners in WWTPs.

The main objective of this work has been the development and validation of a general settling model that allows simulating the main settling operations taking place in a WWTP, considering both primary and secondary settlers and thickeners. It consists in a one-dimensional model based on the flux theory of Kynch and the double-exponential settling function of Takács that takes into account flocculation, hindered settling and compression processes.

The model has been applied to simulation of settlers and thickeners by means of splitting the system into several horizontal layers, all of them considered as completely mixed reactors which are interconnected by mass flux obtained from the settling model. In order to simulate the conversion processes taking place during sedimentation, the general quality model BNRM1 has been added, and it has been proposed an iterative procedure for solving the equations for each layer in which the settler has been divided.

The settling flux model validation, along with the quality model, has been carried out by applying them to a simulation of primary sludge fermentation – elutriation process. This process has been studied on a pilot plant located in the Carraixet WWTP in Alboraià (València).

In order to simulate the observed decrease in solids separation efficiency in the studied fermentation – elutriation process, the quality model has been modified with the addition of a new process called “disintegration of complex particulate material”. This process influences the settleability of the sludge because it is considered that the disintegrated solids become non-settleable solids. This modification implies the addition of two new kinetic parameters (the specific disintegration velocity for volatile particulate material and the specific disintegration velocity for non volatile particulate material). However, the settling parameter that represents the non-settleable fraction of total suspended solids is eliminated from the model and it has been transformed into an experimental variable which is quite easy to analyze. The result of this modification is a more general model, which is applicable to fermentation – elutriation process working at any operating condition.

Finally, the behaviour and capabilities of the developed model have been tested by simulating a complete WWTP on the DESASS simulation software, developed by the research group. This example includes the most important processes that can be used in a WWTP: biological nutrient removal, primary sludge fermentation and sludge digestion. The model allows considering both settling processes and biochemical processes as a whole (denitrification in secondary settlers, primary sludge fermentation and VFA elutriation, phosphorus release in thickeners because of the PAO decay, etc.).

The developed model implies an important advance in study of new wastewater treatment processes because it allows dealing with global process optimization problems, by means of full plants simulation. It is very useful for studying the effects of a modification in operation conditions of one element over the operation of the rest of the elements of the

WWTP. Furthermore, the model can be used for applying optimization mathematical algorithms, model-based advanced control algorithms, etc.

The structure of the flux model makes possible its application to any other process where suspended solids are present in wastewater treatments. This way, the model facilitates the research of new treatment processes by simulating of elements where complete mixed conditions can not be assumed, as for instance, UASB reactors, SBR including settling phase, etc., and their combination with the traditional elements in a WWTP.

ÍNDEX

ÍNDEX

1	Introducció	3
1.1	LES AIGÜES RESIDUALS. CONTAMINACIÓ DE LES AIGÜES.	4
1.1.1	<i>Característiques de les aigües residuals urbanes</i>	4
1.1.2	<i>Problemàtica de les aigües residuals</i>	5
1.2	DEPURACIÓ DE LES AIGÜES RESIDUALS URBANES	6
1.3	TRACTAMENTS BIOLÒGICS DE LES AIGÜES RESIDUALS	7
1.3.1	<i>Els microorganismes responsables de la depuració</i>	7
1.3.1.1	El metabolisme microbià	8
1.3.2	<i>El procés de fangs activats</i>	12
1.3.3	<i>Eliminació biològica de nutrients</i>	13
1.3.3.1	Eliminació biològica de nitrogen	13
1.3.3.1.1	Nitrificació	13
1.3.3.1.2	Desnitrificació	16
1.3.3.1.3	Esquemes de tractament	17
1.3.3.1.4	Oxidació anòxica de l'amoni	17
1.3.3.2	Eliminació biològica de Fòsfor	18
1.3.3.2.1	Metabolisme dels bacteris PAO	20
1.3.3.2.2	Esquemes de tractament	23
1.3.3.2.3	Metabolisme dels bacteris GAO	25
1.4	FERMENTACIÓ I ELUTRIACIÓ DEL FANG PRIMARI	26
1.4.1	<i>Metabolisme anaerobi</i>	27
1.4.2	<i>Etapas dels processos anaerobis</i>	29
1.4.3	<i>Esquemes de tractament per a l'obtenció d'àcids volàtils</i>	38
1.4.4	<i>Factors ambientals i operacionals del procés anaerobi</i>	41
1.5	ELS PROCESSOS DE SEDIMENTACIÓ EN LES EDARS.	47
1.5.1	<i>Bases teòriques de la sedimentació</i>	47
1.5.1.1	Sedimentació discreta (Tipus I)	50
1.5.1.2	Sedimentació floculada (Tipus II)	52
1.5.1.3	Sedimentació zonal o impedida (Tipus III)	55
1.5.1.4	Compressió (Tipus IV)	58

1.5.2	<i>Decantació primària</i>	59
1.5.3	<i>Decantació secundària</i>	60
1.5.3.1	Característiques de sedimentabilitat dels fangs biològics.....	63
1.5.3.1.1	Biofloculació dels fangs activats.....	64
1.5.3.1.2	Mesures de la sedimentabilitat.....	66
1.5.4	<i>Espessiment dels fangs</i>	70
1.6	DISSENY I SIMULACIÓ D'EDARS: MODELACIÓ MATEMÀTICA.....	71
1.6.1	<i>Modelació dels processos biològics</i>	74
1.6.1.1	Bases del creixement microbià: La cinètica de Monod.....	75
1.6.1.2	Estequiometria i cinètica dels processos biològics.....	78
1.6.1.3	Format i notació.....	79
1.6.1.4	Models existents per al procés de fangs activats.....	79
1.6.1.5	Models existents per al procés de fermentació del fang primari....	83
1.6.1.6	Integració dels processos en un sol model biològic general.....	89
1.6.2	<i>Modelació dels processos de sedimentació</i>	90
1.6.2.1	Evolució històrica.....	91
1.6.2.2	La teoria del flux de Kynch.....	93
1.6.2.3	Els processos de compressió del fang.....	94
1.6.2.4	Mètode gràfic de disseny.....	95
1.6.2.5	Models de sedimentació.....	96
1.6.2.5.1	Models de sedimentació avançats.....	102
2	Antecedents	105
2.1	MODEL DE QUALITAT.....	106
2.1.1	<i>Components del model</i>	108
2.1.2	<i>Processos de transformació</i>	110
2.1.2.1	Processos cinètics.....	111
2.1.2.1.1	Estequiometria dels processos.....	114
2.1.2.1.2	Cinètica dels processos considerats.....	117
2.1.2.2	Processos d'equilibri àcid-base. Càlcul del pH.....	121
3	Objectius	125
4	Model desenvolupat	129
4.1	MODEL GENERAL DE SEDIMENTACIÓ.....	129
4.1.1	<i>Bases del model de sedimentació: La teoria del flux de Kynch</i>	130

4.1.2	<i>Velocitat de sedimentació dels sòlids suspesos totals (X_{TSS})</i>	133
4.1.3	<i>Efecte de la compressió dels sòlids</i>	134
4.2	ESTUDI MATEMÀTIC DEL MODEL	137
4.2.1	<i>Identificabilitat pràctica del model.</i>	137
4.2.2	<i>Consideracions per al disseny d'experiments</i>	142
4.2.3	<i>Estudi de la sensibilitat del model</i>	144
4.3	APLICACIÓ DEL MODEL DE SEDIMENTACIÓ ALS DECANTADORS	145
4.3.1	<i>Discretització del decantador en capes</i>	146
4.3.1.1	Efecte del número de capes	148
4.3.1.2	Alçada de les capes. Superfície i volum de cada capa	150
4.3.2	<i>Condicions de contorn i aproximacions</i>	150
4.3.3	<i>Càlcul del flux total de sòlids</i>	151
4.3.3.1	Condicció de flux mínim en la zona de sedimentació.....	152
4.3.3.2	Condicció de flux mínim en la zona de clarificació	153
4.3.3.3	Càlcul del flux de sòlids en tot el decantador	155
4.3.4	<i>Combinació amb el model de qualitat</i>	159
4.3.4.1	Mètode iteratiu de resolució	161
4.3.4.1.1	Resolució en estat estacionari sense generació	164
4.3.4.1.2	Resolució en estat estacionari amb generació.....	164
4.3.4.1.3	Resolució en estat transitori	167
5	Aplicació al procés de fermentació – elutriació	171
5.1	DESCRIPCIÓ DE LA PLANTA PILOT	171
5.1.1	<i>Elements utilitzats</i>	174
5.2	PROCEDIMENT EXPERIMENTAL	180
5.3	ESTUDI DE LA SEDIMENTACIÓ DEL FANG PRIMARI	180
5.3.1	<i>Disseny d'experiments</i>	181
5.3.2	<i>Obtenció de l'IVF del fang</i>	183
5.3.3	<i>Resultats experimentals</i>	184
5.4	ESTUDI DEL PROCÉS DE FERMENTACIÓ – ELUTRIACIÓ EN CONTINU	188
5.4.1	<i>Seguiment del procés en planta pilot</i>	189
5.4.2	<i>Mètodes analítics</i>	191
5.4.3	<i>Resultats experimentals</i>	194
5.4.3.1	Esquema APT (decantador primari amb recirculació).....	194
5.4.3.2	Esquema amb decantador + fermentador	201

6 Validació del model	209
6.1 SIMULACIÓ DE LA PLANTA PILOT AMB L'ESQUEMA APT.....	209
6.1.1 <i>Caracterització de l'aigua residual influent.....</i>	210
6.1.2 <i>Modelació del decantador de la planta pilot</i>	212
6.1.3 <i>Calibració dels paràmetres per simulació.....</i>	213
6.1.3.1 Paràmetres de sedimentació	214
6.1.3.2 Paràmetres cinètics i estequiomètrics.....	216
6.1.4 <i>Comparació de les dades experimentals i simulades</i>	219
6.2 SIMULACIÓ DE L'ESQUEMA DECANTADOR + FERMENTADOR	220
6.3 DISCUSSIÓ DELS RESULTATS OBTINGUTS EN LES CALIBRACIONS	222
6.3.1 <i>Paràmetres cinètics.....</i>	222
6.3.2 <i>Paràmetres de sedimentació</i>	223
6.4 MODIFICACIONS DEL MODEL	224
6.4.1 <i>Incorporació del procés de disgregació</i>	225
6.4.1.1 Estequiometria del procés de disgregació.....	226
6.4.1.2 Cinètica del procés de disgregació	228
6.4.2 <i>Efecte de la disgregació en la sedimentació dels fangs</i>	229
6.5 SIMULACIÓ DE LA PLANTA PILOT AMB EL NOU MODEL.....	230
6.5.1 <i>Comparació de les dades experimentals i simulades</i>	234
7 Avaluació del model.....	241
7.1 FUNCIONAMENT EN ESTAT ESTACIONARI.....	241
7.2 SIMULACIÓ AMB ENTRADA D'AIGUA VARIABLE.....	245
8 Conclusions	253
9 Bibliografia	259
10 Apèndix	279
10.1 NOMENCLATURA	279
10.2 VALORS TÍPICS PER ALS PARÀMETRES MODEL DE QUALITAT	285
10.3 IMATGES DE LA PLANTA PILOT.....	289

INTRODUCCIÓ

1 INTRODUCCIÓ

L'aigua és un recurs natural fonamental per a la vida en la terra. Des de sempre, la capacitat d'autodepuració del medi natural havia sigut suficient per corregir la contaminació de les aigües residuals generades per les poblacions. D'aquesta manera, les aigües residuals eren abocades a rius i llacs on eren regenerades mitjançant la degradació natural de la matèria orgànica. Tanmateix, en el darrer segle, l'aparició de grans ciutats amb major concentració de població ha provocat augments localitzats de la demanda d'aigua i, en conseqüència, de la producció d'aigua residual que supera la capacitat d'autodepuració del medi. Per evitar la contaminació de rius i lleres naturals, s'ha de millorar la qualitat de l'aigua residual abans del seu abocament al medi.

L'aparició de restriccions legals cada vegada més exigents ha fet que es dedique un major esforç a la millora i desenvolupament dels processos de tractament d'aigües residuals. A més, la introducció de limitacions de nitrogen i fòsfor en els abocaments, unides a les ja existents de matèria orgànica i sòlids en suspensió, ha augmentat la complexitat dels processos de depuració.

La depuració de les aigües residuals requereix la consumació de molts processos de forma simultània i/o consecutiva, que fan molt difícil el seu estudi. Per aquest motiu, es fa necessari l'ús d'eines de simulació que tinguen en compte tots aquests processos mitjançant un model matemàtic adequat i ajuden a determinar i preveure el comportament de distints esquemes de tractament. Aquests simuladors es poden utilitzar com a suport tant en el disseny com en l'operació i control d'estacions depuradores d'aigües residuals.

Per altra banda, les operacions de sedimentació tenen un paper fonamental en l'acompliment de les cada vegada més estrictes condicions d'abocament de les aigües depurades, així com en el correcte funcionament global de les estacions depuradores d'aigües residuals (EDARs). Tanmateix, molts dels models utilitzats fins ara per al disseny i simulació de les operacions de depuració de les aigües residuals no consideren els processos de sedimentació o aquestos són tractats de manera molt simplificada. Per tant, un dels objectius fonamentals d'aquesta tesi serà l'elaboració i posterior validació d'un model de sedimentació complet i precís que permeti la simulació de les principals operacions de sedimentació que es donen en les EDARs i la seua combinació amb els processos biològics de manera que siga possible representar els processos que tenen lloc en les etapes de sedimentació.

L'aplicació d'aquest model a la simulació dels processos de fermentació del fang primari per a l'obtenció d'àcids grassos volàtils permetrà comprovar la bondat dels resultats obtinguts pel model, així com verificar la seua utilitat en el disseny, simulació i control del processos.

1.1 Les aigües residuals. Contaminació de les aigües.

S'entén per aigües residuals les aigües que han sofert algun tipus de contaminació d'origen antròpic o natural que limita el seu ús posterior. L'ús de l'aigua per al consum diari i com a element bàsic en moltes activitats industrials, urbanes i agrícoles o ramaderes, fa que aquestes aigües netes es transformen en aigües residuals, és a dir, aigües contaminades.

S'entén com a contaminació de les aigües l'acció i l'efecte d'introduir matèries o formes d'energia, o induir condicions a l'aigua que, d'una manera directa o indirecta, impliquen una alteració o modificació de la seva qualitat en relació als seus usos posteriors o a la seva funció ecològica.

Els quatre orígens fonamentals de les aigües residuals són: aigües domèstiques o urbanes, aigües residuals industrials, vessaments d'usos agrícoles, i aigües de pluja en zones urbanes, separades i/o barrejades amb qualsevol de les anteriors.

1.1.1 Característiques de les aigües residuals urbanes

La contaminació de les aigües és provocada per matèries diverses procedents dels efluents domèstics i, en moltes ocasions, amb certs components industrials. Aquestes substàncies poden ser orgàniques o inorgàniques i segons la seua biodegradabilitat es classifiquen en biodegradables o no biodegradables. En general, el conjunt d'aigües residuals procedents de les poblacions que arriben a una EDAR se sol anomenar aigües residuals urbanes i està format per una barreja d'aigües domèstiques, aigües procedents de la neteja pública i també, de vegades, de la pluja. Les substàncies que contribueixen a la seua composició provenen fonamentalment de les aigües d'usos domèstics, de les dejeccions humanes i dels animals, a més de terra, arena, detergents en grans quantitats, greixos emulsionats, restes d'animals i d'aliments, etc.

Tots aquests contaminants se solen agrupar en diferents fraccions solubles o suspeses i biodegradables o no biodegradables. En la Taula 1.1 es mostra una classificació dels contaminants més importants en una aigua residual urbana.

Tipus de Contaminant		Fracció	Nomenclatura
Màteria orgànica	DBO ₅	Soluble	DBO _{5Sol}
		Suspesa	DBO _{5Susp}
	DBO Límit	Soluble	DBO _{LSol}
		Suspesa	DBO _{LSusp}
DQO	Soluble	DQO _{Sol}	
	Suspesa	DQO _{Susp}	
Nitrogen	Nitrogen Orgànic	Soluble	N-NO _{Sol}
		Suspesa	N-NO _{Susp}
	Nitrogen Amoniaca	Soluble	N-NH ₃
Nitrat	Soluble	N-NO ₃ ⁻	
Fòsfor	Fòsfor orgànic	Soluble	P-PO _{Sol}
	Suspesa	P-PO _{Susp}	
Ortofosfat	Soluble	P-PO ₄	
Sòlids suspesos	No volàtils	No biodegradable	SSNV
	Volàtils	Biodegradable	SSVB
No biodegradable		SSVNB	

Taula 1.1. Classificació i nomenclatura dels contaminants més importants en una aigua residual urbana.

Les tendències actuals en països més avançats com Suècia i Alemanya, seguint la prioritat de la separació en origen front al tractament de fi de línia tradicional, apunten cap a una major separació de l'aigua domèstica en tres fraccions: aigües marrons, aigües grogues i aigües grises (Gujarel *et al.*, 2002; Fröhlich, 2003; Vinneras, 2004). Les aigües marrons i les grogues constitueixen el que es coneix com aigües negres, procedents del vàter, i estan formades per la fracció sòlida i la líquida, respectivament, d'aquestes aigües. Les aigües grises corresponen a la resta d'aigües domèstiques, procedents del lavabo, la cuina, rentadora, etc.

1.1.2 Problemàtica de les aigües residuals

La insuficiència de recursos hídrics s'ha incrementat degut a l'augment incessant de la població mundial, a l'extraordinari desenvolupament de la producció industrial i a l'elevació del nivell de vida, la qual cosa ha dut a una major apetència pel confort, a un

desenvolupament massiu del turisme i a la necessitat d'ampliar i estendre les àrees d'irrigació, per tal d'augmentar la productivitat de les terres de conreu.

Tots aquests factors provoquen un consum d'aigua en quantitats cada dia majors i, en conseqüència, un augment dels volums inutilitzats d'aigua degut a la contaminació creixent que afecta a tot el planeta.

L'abocament d'aquestes aigües residuals en el medi receptor pot provocar la contaminació de les conques fluvials i fins i tot de les aigües subterrànies si no es corregeix prèviament la seua contaminació. Així, l'adequació de les aigües residuals, tant industrials com urbanes, a la qualitat de les del medi receptor amb la finalitat de no provocar danys irreversibles en aquestes ha sigut i continua siguent un dels objectius bàsics en la conservació adequada del medi hídric.

1.2 Depuració de les aigües residuals urbanes

S'entén per depuració de l'aigua residual, la millora de la seua qualitat mitjançant l'eliminació de les substàncies contaminants abans de ser abocada al medi natural. Els contaminants d'una aigua residual urbana estan formats principalment per sòlids en suspensió, matèria orgànica i nutrients (veure Taula 1.1).

Existeixen molts tipus de processos unitaris encaminats a la millora de la qualitat de l'aigua residual. Aquests es poden classificar en processos unitaris físics, químics i biològics depenent de que la depuració de l'aigua es realitze per mitjà de forces físiques, a través de reaccions químiques o per l'acció dels microorganismes respectivament. La major part de les estacions depuradores d'aigües residuals urbanes utilitzen els mètodes biològics per a l'eliminació de la matèria orgànica i els nutrients (nitrogen i fòsfor) de l'aigua residual. Una EDAR consisteix en una sèrie d'operacions unitàries que es combinen de manera que s'aconsegueix una eliminació dels contaminants al nivell desitjat.

El procés de depuració de l'aigua pot ser molt distint en funció de les característiques de l'aigua influent i de l'objectiu a assolir en l'efluent. Tanmateix, en funció de la tasca que desenvolupen dintre del procés global, les operacions unitàries utilitzades en el tractament de l'aigua residual es poden agrupar en pretractaments, tractaments primaris, tractaments secundaris i tractaments terciaris.

Les operacions unitàries més importants en una EDAR poden descriure's com una combinació de processos físics (fonamentalment de sedimentació i transferència de matèria gas - líquid), processos biològics (eliminació de matèria orgànica, nitrogen i fòsfor) i processos químics (fonamentalment reaccions d'equilibri àcid - base i de precipitació química). Per tant, tenint en compte aquests processos bàsics, el funcionament d'una EDAR queda reduït a una mera combinació d'aquests en les condicions de contorn donades pels volums i les dimensions de la planta.

1.3 Tractaments biològics de les aigües residuals

El tractament biològic de l'aigua residual té com a objectiu principal eliminar la matèria orgànica que conté l'aigua per l'acció de diferents grups de microorganismes. Aquests metabolitzen la matèria orgànica i creixen formant agregats de microorganismes (flòculs), la qual cosa facilita la seua separació de l'aigua per sedimentació.

1.3.1 Els microorganismes responsables de la depuració.

Els processos biològics de depuració en les plantes de tractament d'aigües residuals són duts a terme per una gran diversitat de microorganismes. Aquests microorganismes ja estan presents en les aigües residuals, però és en la EDAR on es proporcionen les condicions adequades per a la seua proliferació. Així, les condicions de disseny i operació d'una EDAR són la base d'un bon funcionament de qualsevol procés biològic de tractament d'aigües residuals. El coneixement dels microorganismes implicats i les condicions necessàries per afavorir-ne el seu creixement són fonamentals a l'hora d'estudiar aquests processos.

En funció de la seua estructura i funcionament cel·lular, els microorganismes se solen classificar en eucariotes, eubacteris i arqueobacteris. Els dos darrers grups es coneixen simplement com bacteris. Es tracta d'éssers unicel·lulars sense nucli diferenciat que constitueixen al voltant del 95% de la biomassa activa i intervenen en múltiples processos. La principal funció dels bacteris és la degradació de la matèria orgànica dissolta. A més, també contribueixen a la degradació de la matèria orgànica suspesa mitjançant la producció d'enzims extracel·lulars. Els eucariotes són organismes amb nucli diferenciat i poden ser unicel·lulars o pluricel·lulars. Els organismes més importants dins d'aquest grup són els fongs, algues, protozous i metazous.

Els factors més importants que afecten al creixement dels microorganismes són la font de carboni utilitzada, la presència de nutrients inorgànics (N, P, Mg, Ca, etc.), l'acceptor d'electrons utilitzat, la temperatura i el pH.

En funció de l'acceptor d'electrons present en el medi, els processos biològics es classifiquen en aerobis, anòxics i anaerobis. Els processos aerobis es realitzen en presència d'oxigen; els processos anòxics, en presència de nitrat i sense oxigen, i els processos anaerobis, en absència d'oxigen i de nitrat. El metabolisme dels microorganismes estarà en funció del l'acceptor d'electrons utilitzat.

1.3.1.1 El metabolisme microbià

El metabolisme microbià consisteix en el conjunt de processos químics que es produeixen en l'interior de les cèl·lules per a l'obtenció d'energia i la síntesi de nou material cel·lular.

Les cèl·lules microbianes estan compostades per un gran nombre de substàncies químiques diverses. Els elements químics bàsics provenen de l'exterior i s'anomenen **nutrients**, on el carboni constitueix el principal element. En funció de la font de carboni utilitzada, els microorganismes es poden classificar en heteròtrofs (quan utilitzen la matèria orgànica) i autòtrofs (quan utilitzen el carboni del CO₂) (veure Figura 1.1). Els nutrients són captats per la cèl·lula i transformats en constituents cel·lulars mitjançant un conjunt de reaccions de síntesi que s'engloben amb el nom d'**anabolisme** o **biosíntesi**. La biosíntesi és un procés que requereix energia, i per tant, la cèl·lula ha d'utilitzar els mitjans necessaris per obtenir-la. Igualment que els nutrients, la font d'energia també s'obté de l'exterior, de manera que es poden utilitzar dues fonts d'energia: *llum* (organismes fotosintètics) i *compostos químics* (organismes quimiosintètics) (veure Figura 1.1). La major part de les reaccions energètiques dins de la cèl·lula són de tipus químic, on la transformació exotèrmica d'un compost d'alta energia en altres de més baixa energia dona com a resultat una energia neta per a la cèl·lula. Al conjunt de reaccions utilitzades pels microorganismes per a l'obtenció d'energia s'anomena **catabolisme**. Quan la font d'energia és la llum, aquesta es transforma en energia química, abans que pugui ser utilitzada per la cèl·lula, mitjançant un procés anomenat **fotosíntesi**.

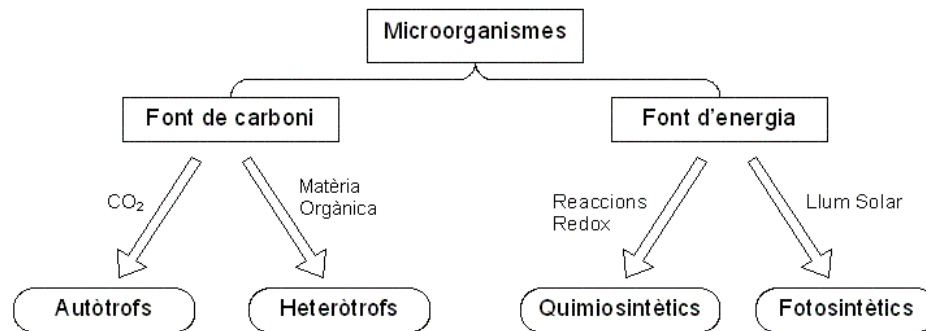


Figura 1.1. Classificació dels microorganismes segons la font de carboni i d'energia utilitzades en el seu creixement.

El resultat global de les reaccions anabòliques i catabòliques que permeten el creixement dels microorganismes constitueix el metabolisme cel·lular (Figura 1.2).

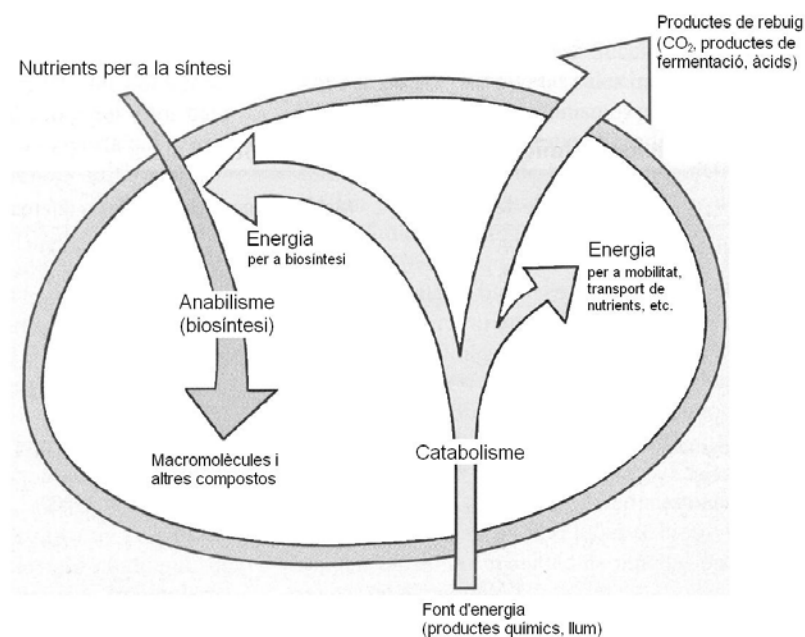


Figura 1.2. Esquema simplificat del metabolisme cel·lular

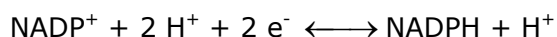
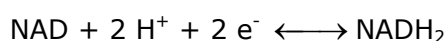
Totes les reaccions químiques del metabolisme que tenen lloc en els microorganismes estan regulades per biocatalitzadors, entre els quals destaquen els enzims. Aquests enzims són els encarregats d'accelerar les reaccions químiques per a les quals s'han generat, donant possibilitat de funcionament a les anomenades rutes metabòliques característiques de cada microorganisme.

De totes les rutes metabòliques conegudes, els microorganismes, segons les seues característiques i/o les condicions ambientals del medi, s'especialitzen en la realització de sols unes poques. De manera general es pot distingir entre metabolisme respiratori, quan l'acceptor final d'electrons utilitzat és l'oxigen o qualsevol altre compost inorgànic (nitrit, nitrat o sulfat), i metabolisme fermentatiu, quan l'acceptor final d'electrons és la pròpia matèria orgànica utilitzada com a substrat. En la Taula 1.2 es pot observar la classificació dels microorganismes segons l'acceptor d'electrons utilitzat. La Figura 1.3 mostra de manera esquemàtica el metabolisme de cadascun dels grups de microorganismes segons la font de carboni utilitzada i la forma d'obtenir l'energia química necessària per al creixement (tipus d'acceptor i de donor d'electrons).

Tipus de microorganisme	Acceptor d'electrons	Metabolisme	Característiques
Aerobis	Oxigen	Respiratori	Necessiten la presència d'oxigen
Anaerobis			
Obligats	Matèria orgànica	Fermentatiu	Sols creixen en absència de O ₂ , NO ₃ ⁻ , NO ₂ ⁻ i SO ₄ ⁼
Facultatius			
Purs	Matèria orgànica i Oxigen	Fermentatiu i respiratori	Poden canviar de metabolisme
Aerotolerants	Matèria orgànica	Fermentatiu	Poden créixer amb presència d'oxigen
Anòxics	NO ₃ ⁻ , NO ₂ ⁻ /O ₂	Respiratori	Sense oxigen utilitzen un altre acceptor inorgànic

Taula 1.2. Classificació dels microorganismes segons l'acceptor d'electrons utilitzat.

En gairebé totes les reaccions d'oxidació-reducció, la transferència d'electrons des d'un donor fins a l'acceptor no és directa, sinó que implica la intervenció d'un o més intermediaris anomenats portadors d'electrons. Els portadors d'electrons més comuns són el coenzim NAD (nicotín adenín dinucleòtid) i el coenzim NADP (nicotín adenín dinucleòtid fosfat), que alternen entre les seues formes oxidades (NAD i NADP⁺) i reduïdes (NADH₂ i NADPH) segons les reaccions redox següents:



L'energia química obtinguda en les reaccions redox és transferida a una gran varietat de compostos fosfatats, en forma d'enllaços fosfat d'alta energia, que s'utilitzen com a intermediaris en la conversió d'aquesta energia en energia útil que puga ser utilitzada en les funcions cel·lulars. El compost d'alta energia més important en els microorganismes és l'adenosín trifosfat (ATP). Aquest compost conté enllaços fosfat d'alta energia que és lliurada al medi quan s'hidrolitza, en les quantitats que es mostren en les següents equacions:



$\Delta G_o'$: Energia lliure d'hidròlisi a pH = 7 i 37 °C.

Una vegada hidrolitzat l'ATP per subministrar l'energia necessària per a la cèl·lula, l'ADP resultant és lliurat al medi per poder ser utilitzat de bell nou.

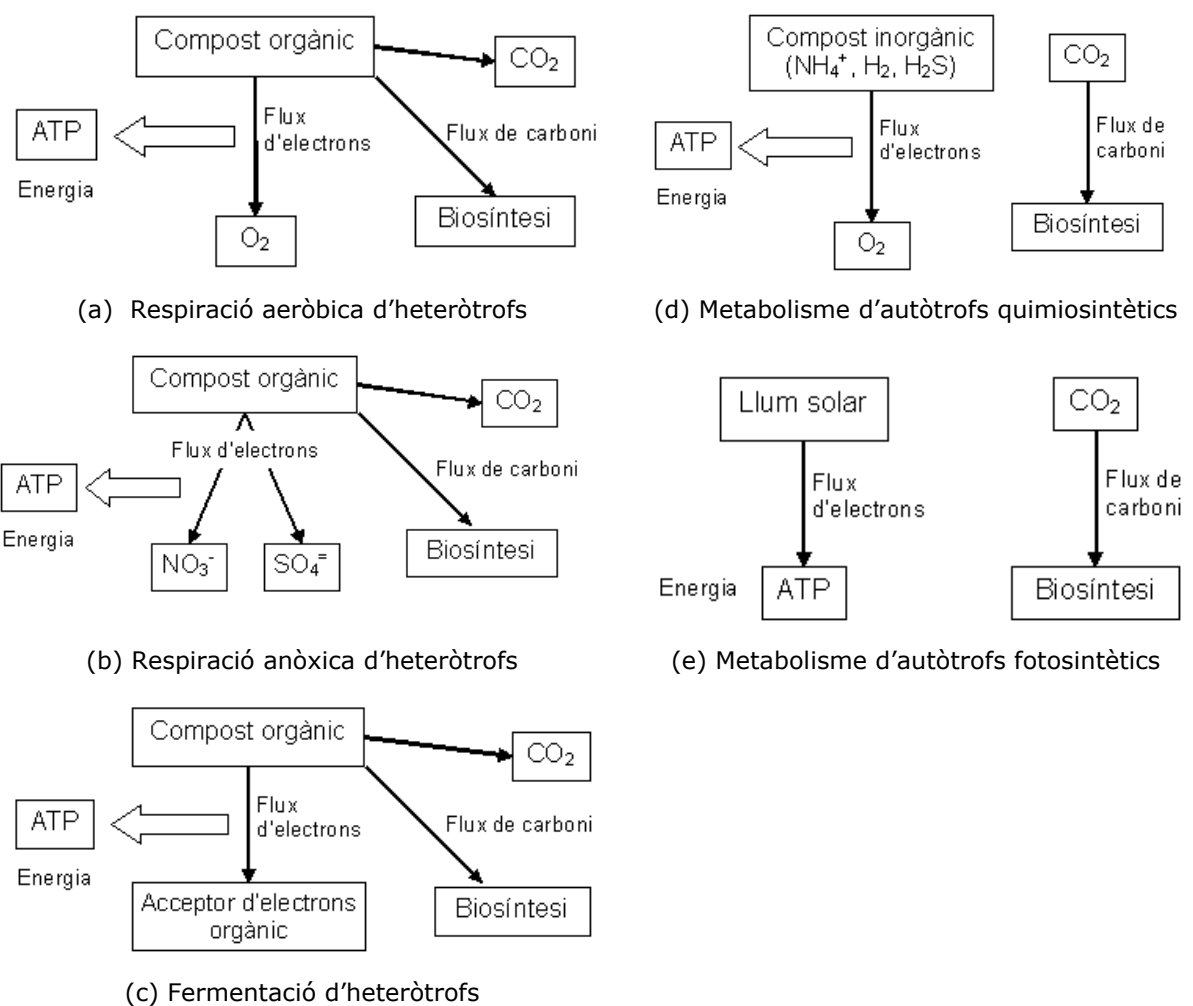


Figura 1.3. Flux d'electrons (energètica) i flux de carboni en els diferents tipus de metabolisme observats en els microorganismes (Madigan *et al.*, 2000).

L'ATP es pot regenerar a partir de l'ADP mitjançant dos processos diferents de fosforilació: la fosforilació a nivell de substrat (en condicions anaeròbies estrictes, és a dir, quan l'acceptor i el donor d'electrons són els propis compostos orgànics) i la fosforilació oxidativa (quan l'acceptor d'electrons és un compost inorgànic extern).

1.3.2 El procés de fangs activats.

Els processos biològics es poden classificar segons la forma en que es troben els microorganismes en el reactor. Així, es parla de processos de biomassa en suspensió quan els microorganismes estan dispersos en el líquid (licor – mescla), i de cultiu fix o sobre suport sòlid, quan la biomassa es troba fixada en un medi inert que la reté en l'aigua augmentant el temps de retenció dels microorganismes.

El tipus de procés més estès per la seua major facilitat de disseny i operació i l'elevada capacitat de tractament és l'anomenat procés de fangs activats. Es tracta d'un procés de cultiu en suspensió on la biomassa es manté en un reactor de tanc agitat operant de forma continua, al qual se li recircula part dels microorganismes separats al decantador secundari per aconseguir una alta concentració de biomassa i millorar el rendiment de depuració de l'aigua. En la Figura 1.4 es pot observar l'esquema bàsic de funcionament d'aquest procés.

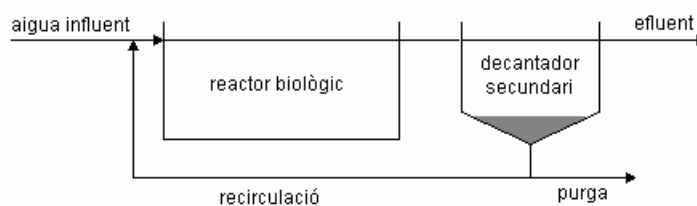


Figura 1.4. Esquema típic del procés de fangs activats

La concentració de biomassa en el reactor biològic es regula mitjançant els cabals de purga i recirculació del fang decantat. En aquest procés, el temps de retenció hidràulic (TRH) del sistema no coincideix amb el temps de retenció cel·lular (TRC) o edat del fang. El temps de retenció cel·lular es defineix com el temps de residència mig dels fangs (biomassa) en el reactor i és un dels paràmetres més importants en el disseny del procés, ja que l'acció dels microorganismes depèn entre altres factors del temps que es mantinguen en contacte amb la matèria orgànica.

1.3.3 Eliminació biològica de nutrients.

La necessitat d'eliminar els nutrients inorgànics (nitrogen i fòsfor) de l'aigua residual ha provocat l'aparició, a partir de l'esquema tradicional de fangs activats, de nous esquemes de tractament amb un grau de complicació més elevat. Aquests esquemes han sigut desenvolupats amb la finalitat d'eliminar el nitrogen, el fòsfor o els dos nutrients alhora per mitjans biològics. A continuació es descriuen els principals processos biològics implicats en l'eliminació de nitrogen i fòsfor respectivament, i els esquemes de tractament majoritàriament utilitzats en cada cas.

1.3.3.1 Eliminació biològica de nitrogen

En les aigües residuals urbanes que arriben a la depuradora, el nitrogen es troba normalment en formes reduïdes, és a dir, com a nitrogen orgànic i amoniacal (N-NH_3), però és la forma amoniacal la més predominant ja que el nitrogen orgànic passa ràpidament a aquesta forma degut a les reaccions enzimàtiques.

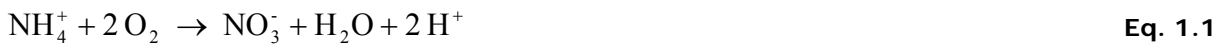
En un procés de fangs activats convencional, l'eliminació de nitrogen aconseguida com a nutrient per al creixement es troba entre un 12 i un 13% en pes de la biomassa formada (Sedlak, 1991). En molts casos, aquesta eliminació no és suficient. El mètode més utilitzat per eliminar el nitrogen de les aigües residuals consisteix en transformar-lo a nitrogen gas mitjançant el procés de nitrificació – desnitrificació. En la Figura 1.5 es mostren les diferents transformacions del nitrogen en els processos biològics.

Per aconseguir l'eliminació biològica del nitrogen de les aigües residuals urbanes, s'han de dur a terme dos processos: *nitrificació* i *desnitrificació*.

1.3.3.1.1 Nitrificació

La nitrificació consisteix en la transformació del nitrogen amoniacal en nitrats degut a l'acció d'un grup limitat de microorganismes autòtrofs. Aquests bacteris poden créixer a partir del CO_2 atmosfèric mitjançant l'oxidació del nitrogen amoniacal en condicions aeròbies. En aquest procés, el nitrogen actua com a element donor d'electrons per a l'obtenció de l'energia química necessària i el CO_2 com a font de carboni per a la síntesi

cel·lular. Aquest procés es du a terme en dues fases. En una primera fase, l'amoni és oxidat a nitrit per un grup de bacteris coneguts com **amonioxidants** on predomina el gènere de *Nitrosomonas spp.* En la segona fase, el nitrit és oxidat a nitrat per un altre grup de bacteris coneguts com **nitrioxidants** on predomina el gènere de *Nitrobàcter spp.* Com que aquesta darrera fase a temperatura ambient és molt més ràpida que la primera, la concentració de nitrit és molt baixa i es pot considerar el procés com una reacció global de transformació del nitrogen amoniacal a nitrat. Aquesta reacció global es pot escriure de la següent forma:



La reacció global de síntesi per als bacteris nitrificants, suposant una composició química dels microorganismes de $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$, és la següent:



Tenint en compte aquesta equació, en el procés de nitrificació es produeix un consum important d'alcalinitat. Cada mil·ligram de nitrogen (N-NH_3) oxidat provoca un descens de l'alcalinitat de 7.14 mg expressada com a CaCO_3 . Per tant, en els casos on l'alcalinitat de l'aigua no siga massa elevada, s'haurà de controlar el descens de pH causat per la nitrificació.

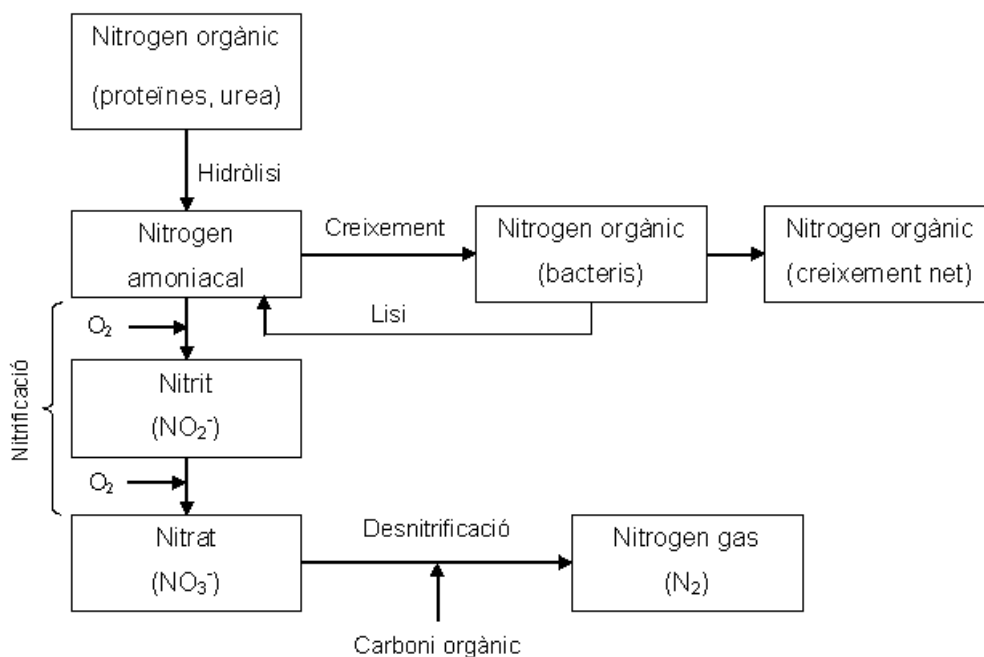


Figura 1.5. Transformacions del nitrogen en els processos biològics (Metcalf i Eddy, 1995)

Els creixement dels bacteris autòtrofs nitrificants és inferior al dels bacteris heteròtrofs degut a que el rendiment del seu metabolisme és més limitat, ja que tots els compostos cel·lulars s'han de sintetitzar a partir del CO₂. Aquest creixement també està en funció dels següents factors ambientals:

Concentració d'amoni i nitrit. Els creixement dels bacteris autòtrofs es pot descriure amb una expressió cinètica de tipus Monod on l'amoni actua com a substrat limitant del procés per a valors baixos. Tanmateix, concentracions molt elevades d'amoni tenen un efecte inhibitori en els bacteris nitrooxidants produint-se una acumulació de nitrit en el medi, que també té efectes inhibitoris (Anthonisen *et al.*, 1976). A més, l'augment d'amoni dona com a resultat un augment també en la concentració d'amoníac en equilibri en el medi, compost altament tòxic a baixes concentracions per als microorganismes. Per tant, l'expressió cinètica del tipus Monod no podria ser aplicada per a concentracions elevades d'amoni, entre 30 i 40 mg N/l (Grady *et al.*, 1999).

Temperatura. La nitrificació és un procés molt sensible als canvis de temperatura. Els microorganismes autòtrofs poden créixer en un interval de temperatura entre 4 i 45°C però presenten un òptim de creixement per a temperatures al voltant de 35°C per als amonioxidants i entre 35 i 42°C per als nitritoxidants (EPA, 1993)

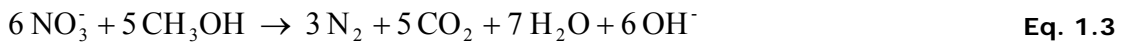
Oxigen dissolt. Els bacteris nitrificants són més sensibles a la falta d'oxigen en el reactor que els heteròtrofs. Per a que el procés de nitrificació no resulte inhibït per la falta d'oxigen s'ha d'assegurar una concentració mínima de 1 mg/l en el reactor.

pH. Els bacteris autòtrofs són molt sensibles als canvis de pH, especialment els amonioxidants. Mentre que la major part dels microorganismes tenen un interval òptim de pH entre 6 i 8, els amonioxidants tenen un valor òptim al voltant de 8, amb un interval de creixement òptim entre 7.5 i 8.6 (Metcalf i Eddy, 1995). Tanmateix, els bacteris poden arribar a aclimatar-se a valors baixos si el descens de pH no és massa bruscat.

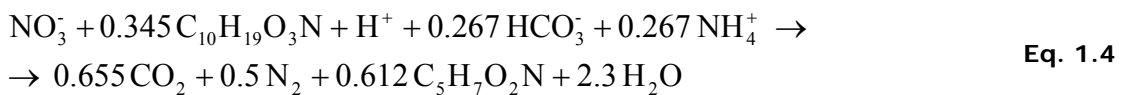
Temps de retenció cel·lular. Degut a la menor velocitat de creixement i al menor rendiment dels bacteris autòtrofs respecte dels heteròtrofs, el temps de retenció cel·lular del sistema ha de ser més elevat per permetre el seu creixement.

1.3.3.1.2 Desnitrificació

En el procés de desnitrificació, en absència d'oxigen, els microorganismes heteròtrofs facultatius utilitzen el nitrat com a acceptor d'electrons i el transformen a nitrogen gasós. La reacció global de desnitrificació utilitzant metanol com a font de carboni es pot escriure com:



Si afegim la síntesi de biomassa ($\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$) i la degradació de la matèria orgànica de l'aigua residual (considerada com $\text{C}_{10}\text{H}_{19}\text{O}_3\text{N}$), la reacció global de síntesi per als bacteris en la desnitrificació es pot escriure com (WEF i ASCE, 1998a):



El procés de desnitrificació compensa, per una banda, les necessitats d'oxigen per a la nitrificació, ja que cada gram de N-NO_3^- té la capacitat d'acceptor d'electrons de 2.86 grams d'oxigen, i per altra, la disminució d'alcalinitat durant el procés de nitrificació, ja que augmenta el pH degut al consum de protons i es forma CO_2 com a resultat del metabolisme bacterià. Segons l'estequiometria de les reaccions, la desnitrificació permet recuperar aproximadament la meitat de l'alcalinitat perduda durant la nitrificació.

En aquest procés és fonamental l'absència total d'oxigen, ja que els bacteris heteròtrofs facultatius prefereixen utilitzar l'oxigen com a acceptor d'electrons abans que el nitrat. En condicions anòxiques no es genera la mateixa quantitat d'ATP que en condicions aeròbies i per tant, el rendiment de creixement de biomassa quan el nitrat actua com a acceptor d'electrons és menor que quan s'utilitza oxigen (McClintock *et al.*, 1988; Orhon *et al.*, 1996; Sperandio *et al.*, 1999; Garcia-Usach, 2002).

La temperatura també afecta al procés de desnitrificació, augmentant la seua velocitat amb la temperatura (Henze *et al.*, 1997).

1.3.3.1.3 Esquemes de tractament

Per aconseguir que els processos de nitrificació i desnitrificació es duguen a terme en un procés de fangs activats s'han proposat diverses modificacions on es combinen etapes aeròbiques amb etapes anòxiques. En la Figura 1.6 es mostren els esquemes de tractament més utilitzats.

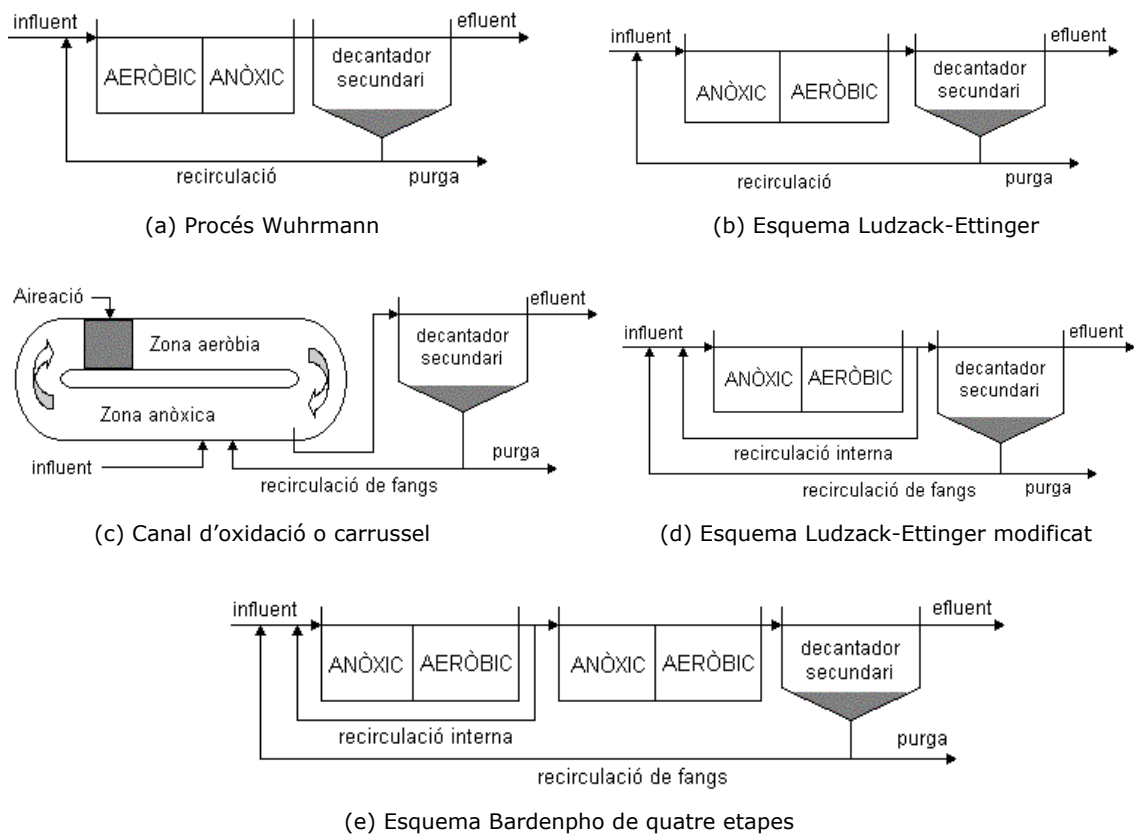


Figura 1.6. Esquemes de tractament més utilitzats per a l'eliminació biològica de nitrogen.

1.3.3.1.4 Oxidació anòxica de l'amoni

Recentment s'ha comprovat que l'amoni també pot ser oxidat sota condicions anòxiques (Jetten *et al.*, 1998; Hellinga *et al.*, 1998; Strous *et al.*, 1999). Aquests autors van comprovar que el nitrat també era utilitzat en l'etapa anòxica per oxidar el amoni directament a nitrogen. Aquesta reacció necessita la presència de nitrat i es pot escriure com:



Aquesta reacció d'oxidació anòxica de l'amoni és molt exotèrmica, donant una gran quantitat d'energia per al creixement dels microorganismes responsables.

Encara no està massa clara la microbiologia d'aquesta reacció, però sembla que el procés no és degut a l'activitat dels bacteris nitrificants coneguts. Tanmateix, aquest descobriment és molt interessant, ja que ha invalidat l'antiga suposició de que l'amoni només podia ser degradat en condicions aeròbies. A més, l'existència d'aquest procés en ambients naturals ha sigut documentada recentment per diversos autors. Així, per exemple, Thamdrup i Dalsgaard (2002) van observar que la producció de N_2 en els sediments marins de dos plataformes continentals típiques era del 24 i el 67%, respectivament.

1.3.3.2 Eliminació biològica de Fòsfor

El fòsfor en les aigües residuals es pot trobar en diverses formes: ortofosfats (procedents principalment de fertilitzants agrícoles), polifosfats (procedents dels detergents) i fòsfor orgànic (procedent dels residus d'escorxadors i alimentaris).

En un procés convencional de fangs activats s'elimina el fòsfor de l'aigua en una proporció d'aproximadament el 2.3% dels sòlids suspesos volàtils (SSV) produïts. Així, el fòsfor eliminat en aquests sistemes correspon a la quantitat que els microorganismes utilitzen com a nutrient. Per aconseguir una major eliminació del fòsfor és necessari utilitzar altres mètodes d'eliminació, que poden ser químics o biològics.

Els mètodes químics d'eliminació consisteixen en l'addició de sals d'alumini, calci i ferro a l'aigua per formar precipitats hidratats que indueixen l'eliminació de fòsfor per precipitació i adsorció en els precipitats.

Els mètodes biològics presenten majors avantatges sobre els químics pels motius següents:

- L'addició de sals coagulants de Fe i Al pot donar concentracions elevades d'aquests cations en l'efluent.
- Les despeses en reactius químics poden ser molt elevades.
- L'addició de reactius genera una major producció de fangs que s'han de gestionar correctament com a residus industrials.

- Tanmateix, els fangs produïts per eliminació biològica de fòsfor presenten una major concentració d'aquest i, a més, permeten la seua recuperació en forma d'estruvita (Waki *et al.*, 1987; v. Münch i Barr, 2001; Ueno i Fujii, 2001).

L'eliminació biològica de fòsfor es pot aconseguir sotmetent els microorganismes a una alternança de condicions anaeròbies i aeròbies. Sota aquestes condicions es desenvolupen uns bacteris que poden emmagatzemar fòsfor en el seu interior en forma de polifosfats i en quantitats superiors a les necessàries per a la síntesi cel·lular. Aquests bacteris es coneixen com organismes acumuladors de polifosfats (PAO, *Polyphosphate Accumulating Organisms*) i estan formats principalment pels gèneres *Acinetobàcter*, *Pseudomonas*, *Moraxella*, *Aeromonas*, *Rhodococcus* i *Corynebacterium*.

El metabolisme dels bacteris PAO ha sigut estudiat en els darrers anys per diversos investigadors i han aparegut molts models bioquímics que intenten explicar el comportament d'aquest bacteris. De tots aquest models, els més acceptats per la comunitat científica són el model desenvolupat de manera independent per Comeau *et al.* (1986) i Wentzel *et al.* (1986), conegut com a model de Comeau-Wentzel, i el model desenvolupat per Arun *et al.* (1988), conegut com a model de Mino.

El model de Comeau-Wentzel es basa en les següents suposicions:

- 1) En condicions anaeròbies, els bacteris PAO no poden metabolitzar la matèria orgànica, però sí poden utilitzar àcids grassos de cadena curta, com l'àcid acètic i el propiònic, per sintetitzar substàncies de reserva en forma de polihidroxicanoats (PHA), com ara el poli- β -hidroxibutirat (PHB).
- 2) L'energia necessària per a la captació de l'acetat en forma d'acetil coenzim A és generada per la hidròlisi del polifosfat intracel·lular a fosfat, que és lliurat al medi a través de la membrana cel·lular, augmentant així la concentració de fosfats en la fase anaeròbia.
- 3) La transformació de l'acetat a PHB també requereix la presència de poder reductor (NADH_2), el qual, segons aquest model, es forma per l'oxidació de part de l'acetat captat en el cicle dels àcids tricarboxílics (TCA).
- 4) En condicions aeròbies els PAO utilitzen el PHB emmagatzemat intracel·lularment per a generar l'energia necessària per al creixement i la recuperació de les reserves d'energia en forma de polifosfats, capturant el fosfat del medi.

El model de Mino és molt semblant al model de Comeau-Wentzel. L'única diferència és la introducció del glicogen com a component fonamental en el metabolisme dels PAO.

Segons aquest model, el glicogen és el substrat utilitzat en condicions anaeròbies per a l'obtenció d'energia en forma d'ATP i poder reductor (NADH_2), necessaris per a la captació d'acetat del medi i per a la seua transformació en PHB.

Bordacs i Chiesa (1989) van comprovar que els àtoms de carboni de l'acetat, marcats com a ^{14}C , no eren transformats a CO_2 en condicions anaeròbies, indicant que l'acetat no era degradat mitjançant el cicle dels TCA en la fase anaeròbia. A més, diversos autors han comprovat la disminució de glicogen en condicions anaeròbies i el seu augment en condicions aeròbies (Arun *et al.*, 1988; Maurer *et al.*, 1997; Jeon i Park, 2000) Per tant, es considera que el model de Mino representa millor els processos bioquímics duts a terme pels bacteris PAO. A continuació es descriu en major detall el metabolisme dels bacteris PAO segons el model de Mino.

1.3.3.2.1 Metabolisme dels bacteris PAO

La propietat més important dels bacteris PAO és que són capaços d'adaptar el seu metabolisme a les condicions ambientals segons l'acceptor d'electrons disponible en el medi. D'aquesta manera, els PAO mostren comportaments metabòlics diferents segons es troben en condicions anaeròbies, anòxiques o aeròbies.

Metabolisme anaerobi

El metabolisme anaerobi dels PAO consisteix en una sèrie de processos bioquímics basats en la captura dels àcids grassos de cadena curta que troben en el medi per al seu emmagatzematge intracel·lular en forma de PHB.

En un primer procés els PAO capten els àcids grassos volàtils, especialment acetat (Marais *et al.*, 1983) a través de la membrana cel·lular i el transformen en Acetil coenzim A (Acetil-CoA) utilitzant l'energia obtinguda de la degradació del ATP. Aquest procés augmenta la concentració intracel·lular de fosfat, el qual és lliurat al medi. Per a restablir les reserves d'energia, els bacteris PAO acceleren la síntesi d'ATP mitjançant la hidròlisi de polifosfats intracel·lulars (Poli-P).

Paral·lelament, el glicogen emmagatzemat pels PAO és degradat fins a l'obtenció de piruvat (glicolisi) per la via d'Embden-Meyerhof-Parnas (EMP) o per la via d'Entner-Doudoroff (ED), depenent del tipus de bacteris PAO (Sato *et al.*, 1992; Maurer *et al.*, 1997; Mino *et al.*, 1998). Amb aquest procés s'obté ATP i poder reductor en forma de

NADH_2 . El piruvat format s'utilitza per a la generació d'Acetil-CoA mitjançant una descarboxilació oxidativa per la via del complex piruvat deshidrogenasa, donant també NADH_2 (Hesselman *et al.*, 2000).

Posteriorment, l'Acetil-CoA generat en els processos anteriors és transformat en PHB utilitzant el poder reductor obtingut de la degradació del glicogen.

En la Figura 1.7 es mostra de manera esquemàtica el metabolisme anaerobi dels bacteris PAO.

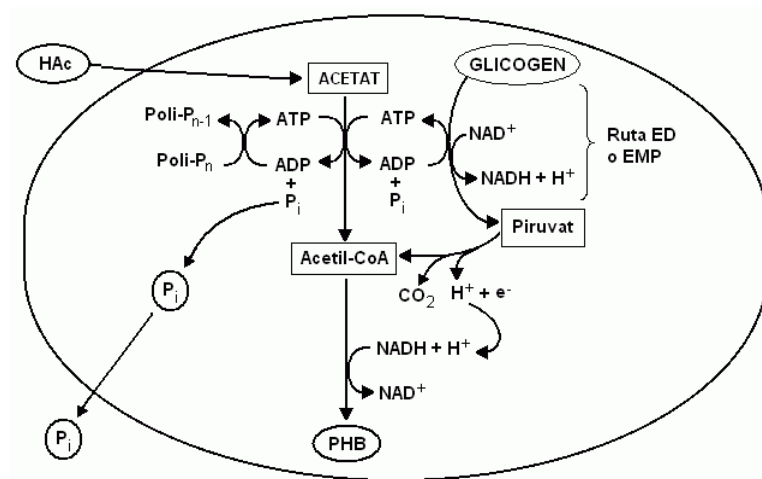


Figura 1.7. Metabolisme anaerobi dels bacteris PAO segons el model de Mino (adaptat de Grady *et al.*, 1999)

Metabolisme aerobi/anòxic

En condicions aeròbiques o anòxiques els bacteris PAO utilitzen l'energia obtinguda de la degradació del PHB emmagatzemat intracel·lularment per al creixement i la recuperació de reserves de glicogen i d'energia amb la captació del fòsfat del medi.

Una part del PHB intracel·lular s'utilitza per a l'obtenció d'Acetil-CoA com a precursor del cicle dels àcids tricarboxílics, donant NADH_2 . En aquest procés, l'Acetil-CoA és degradat fins a CO_2 donant més NADH_2 . Aquest cicle també s'utilitza per a l'obtenció de precursors per a la síntesi de material cel·lular.

La resta del PHB, una vegada transformat a piruvat, és utilitzat en la ruta del glioxilat per a l'obtenció d'oxalacetat (Madigan *et al.*, 2000), compost necessari per a la síntesi de glicogen mitjançant el procés anomenat gliconeogènesi. En aquest procés també es forma NADH_2 .

El NADH_2 obtingut en excés és oxidat per l'acceptor final d'electrons (oxigen o nitrat, segons es tracte de condicions aeròbiques o anòxiques) en el procés de fosforilació oxidativa o cadena de transport d'electrons. En aquest procés, l'energia química obtinguda és utilitzada per a la síntesi d'ATP a partir de l'ADP i el fosfat inorgànic, que és capturat del medi exterior. L'augment de la relació ATP/ADP estimula la síntesi de polifosfat, regenerant així les reserves intracel·lulars. La Figura 1.8 mostra de manera esquemàtica les transformacions bioquímiques que tenen lloc en el metabolisme aerobi i/o anòxic dels bacteris PAO.

Degut a la gran quantitat d'energia obtinguda en el metabolisme aerobi del PHB, els bacteris PAO són capaços de capturar tot el fosfat lliurat al medi en l'etapa anaeròbia i, fins i tot, el fosfat que estava present en l'aigua residual original. D'aquesta manera, la concentració de fòsfor en l'aigua disminueix en major grau que el que havia augmentat en la fase anaeròbia, produint-se així una eliminació neta de fòsfor.

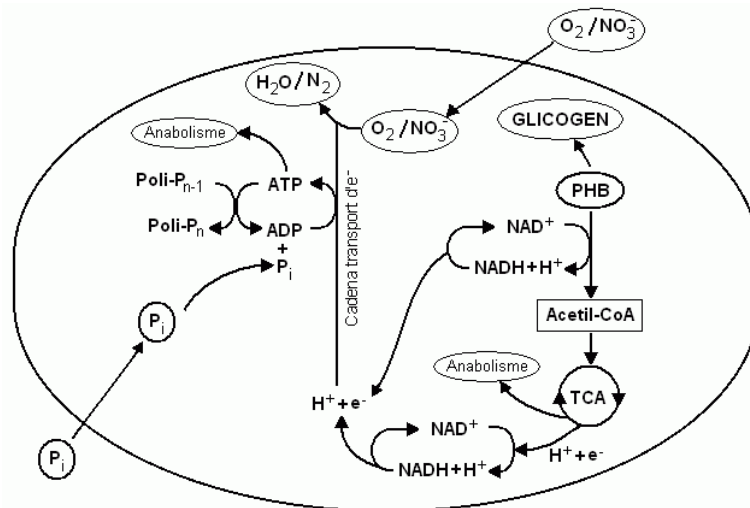


Figura 1.8. Metabolisme aerobi/anòxic dels bacteris PAO segons el model de Mino (adaptat de Grady *et al.*, 1999)

Els polifosfats emmagatzemats són sals d'àcid polifosfòric que formen cadenes llargues de residus de fosfat ($-\text{PO}_3\text{H}_n$) amb un n al voltant de 100. La càrrega negativa dels polifosfats és neutralitzada amb cations metàl·lics, fonamentalment K^+ i Mg^{2+} (Kornberg, 1995). Per aquest motiu, la solta i captura de fosfat va associada a una solta i captura simultània d'aquests cations (Richard i McClintock, 1992; Maurer i Gujer, 1995). A més, Pattarkine i Randall (1999) van comprovar que és imprescindible la presència de magnesi i potassi per al correcte funcionament dels bacteris PAO.

En un primer moment es va suposar que els bacteris PAO no podien créixer amb nitrat com a acceptor d'electrons (Wentzel *et al.*, 1989a i 1989b). Posteriorment, els estudis experimentals, tant en continu com en discontinu han demostrat la capacitat metabòlica dels bacteris PAO en condicions anòxiques (Kuba *et al.*, 1993; Barker i Dold, 1996; Chuang *et al.*, 1996; Meinhold *et al.*, 1999; Filipe i Daigger 1999, Garcia-Usach, 2002). Kuba *et al.* (1996b) van estudiar les conseqüències energètiques que té l'ús de nitrat en lloc d'oxigen com a acceptor d'electrons obtenint una reducció del rendiment energètic en condicions anòxiques del 54% respecte de les condicions aeròbies. Aquesta menor eficiència energètica dels bacteris afecta els processos de captura de fòsfor, creixement i manteniment de biomassa i síntesi de glicogen.

Tanmateix, les darreres investigacions en els processos d'eliminació biològica de fòsfor han demostrat l'avantatge que suposa l'ús de nitrat com a acceptor d'electrons. A més de l'avantatge directe d'eliminar simultàniament nitrogen i fòsfor, també suposa una reducció en les necessitats d'oxigen i una menor producció de fangs (Kuba *et al.*, 1996a). A més, també s'ha observat que el procés de desnitrificació dels bacteris PAO provoca un ascens del pH al voltant dels bacteris que pot afavorir la precipitació química del fosfat en l'interior dels floculs.

1.3.3.2.2 Esquemes de tractament

L'esquema bàsic per a l'eliminació biològica de fòsfor és l'esquema conegut com **A/O** (anaerobi / òxic), que consisteix en una etapa anaeròbia seguida d'una aeròbia. Les dificultats d'operar aquest sistema quan existien elevades concentracions nitrat, per la nitrificació de l'amoni, va propiciar l'aparició d'esquemes de tractament més complets, que incorporen l'eliminació biològica conjunta de nitrogen i fòsfor. Entre els processos més freqüentment utilitzats es troben el procés A^2/O i el procés UCT, que es descriuen a continuació.

Esquema A^2/O . Procés que ha evolucionat a partir del tradicional A/O incorporant una tercera etapa anòxica entre la primera anaeròbia i l'etapa aeròbia per aconseguir la desnitrificació del nitrat procedent de l'etapa aeròbia (veure Figura 1.9a). Aquesta desnitrificació també serveix per evitar la recirculació del nitrat a l'etapa anaeròbia amb el corrent de recirculació de fangs del decantador i els possibles problemes de desnitrificació en el decantador secundari.

Esquema UCT. Aquest esquema fou desenvolupat per la Universitat de Cape Town amb l'objectiu de reduir al màxim les entrades de nitrat a la zona anaeròbia. En aquest esquema (veure Figura 1.9b) el fang és recirculat primer al reactor anòxic per reduir la concentració de nitrat abans de ser enviat al reactor anaerobi. El cabal de recirculació interna de l'aerobi a l'anòxic s'ha de controlar per mantenir una concentració de nitrat baixa en el reactor anòxic i, per tant, en la recirculació del fang a l'anaerobi.

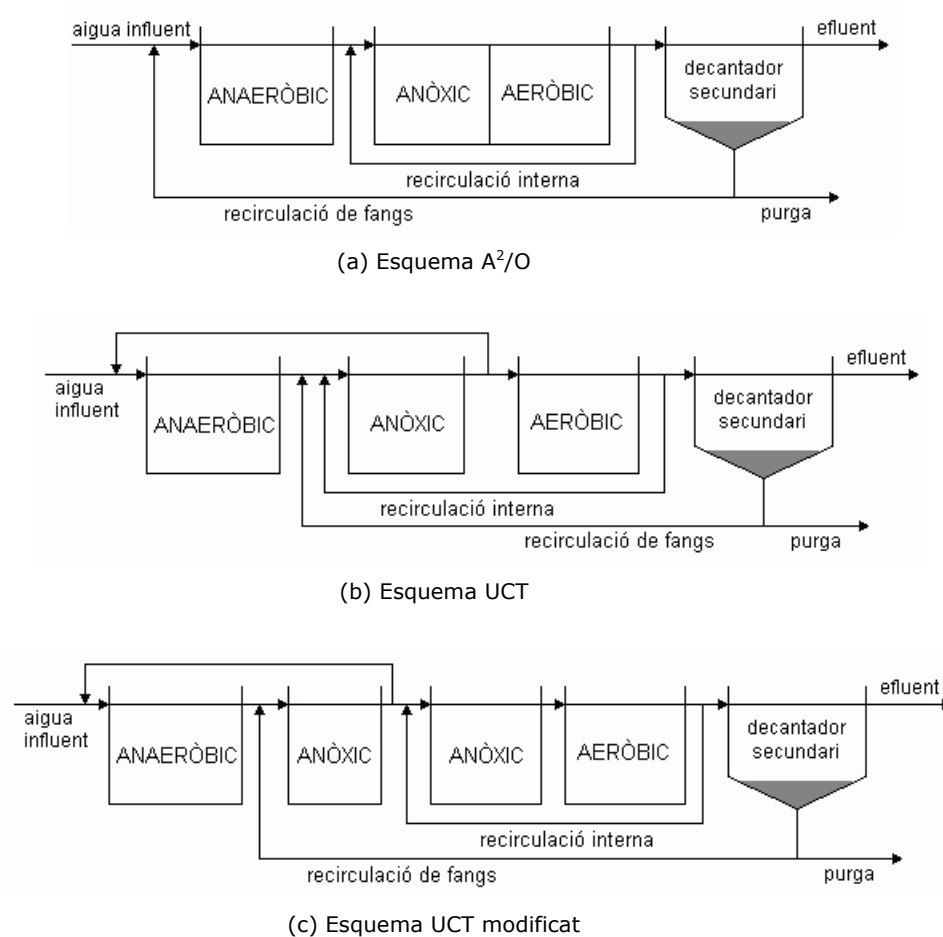


Figura 1.9. Esquemes de tractament per a l'eliminació conjunta de nitrogen i fósfor.

Amb l'objectiu d'augmentar la capacitat de desnitrificació del sistema sense perill d'introduir nitrats al reactor anaerobi es va modificar aquest procés amb la separació del reactor anòxic en dues zones (veure Figura 1.9c). En una primera zona es desnitrifica el fang recirculat i en la segona es desnitrifica el fang activat procedent de la zona aeròbia.

La continua alternança de zones anaeròbies i aeròbies o anòxiques dona un avantatge competitiu a les poblacions PAO respecte de la resta de poblacions heteròtrofes degut a la

seua capacitat d'emmagatzemar substrat fàcilment biodegradable en condicions anaeròbies.

1.3.3.2.3 Metabolisme dels bacteris GAO

Tanmateix, existeix un grup de microorganismes, amb un metabolisme semblant al dels bacteris PAO, que també són capaços d'emmagatzemar àcids grassos volàtils en condicions anaeròbies, però sense acumular polifosfats en condicions aeròbies. Aquests microorganismes foren descoberts per primera vegada per Fukase *et al.* (1985), en observar la captura d'acetat del medi sense la corresponent solta de fosfat. Aquests microorganismes, anomenats GAO (*Glycogen Accumulating Organisms*), obtenen l'energia necessària per capturar acetat i acumular-lo en forma de PHB de la degradació del glicogen intracel·lular (Mino *et al.*, 1993). Posteriorment, en l'etapa aeròbia, utilitzen el PHB per al creixement i el restabliment de les reserves de glicogen.

La presència d'aquest grup de microorganismes empitjora el procés d'eliminació biològica de fòsfor, ja que competeixen amb els bacteris PAO en condicions anaeròbies per la captura dels àcids grassos volàtils, sense realitzar cap eliminació de fòsfor. En els esquemes de tractament es pot detectar la presència d'aquest grup de microorganismes per la disminució de la relació fòsfor alliberat front a acetat capturat en l'etapa anaeròbia i pel baix contingut en fòsfor de la biomassa.

Entre els factors que afavoreixen l'aparició i proliferació dels bacteris GAO cal destacar:

- Temps de retenció cel·lular elevats (Fukase *et al.*, 1985, Garcia-Usach, 2002).
- Relació entre els temps de retenció hidràulic anaerobi i aerobi elevada (Matsuo, 1994).
- Una concentració baixa de fòsfor o una relació P/C en l'influent baixa (Liu *et al.*, 1997).
- Valors de pH inferiors a 7.5 en la zona anaeròbia. Els bacteris GAO poden capturar l'acetat del medi més ràpidament que els PAO a pH inferiors a 7.5 (Filipe *et al.*, 2001).
- Temperatures elevades. Whang i Park (2002) han observat, en experiments en discontinu, que els bacteris GAO predominen quan la temperatura arriba als 30°C, mentre que en les mateixes condicions de funcionament però a 20°C predominaven els bacteris PAO.

Els bacteris PAO i els GAO es poden diferenciar per diverses tècniques (Serafim, 2002). Una de les tècniques més utilitzades consisteix en l'observació al microscopi mitjançant un tenyiment amb blau de metilè (Seviour i Blackall, 1999). Els bacteris PAO es tinen completament degut al seu contingut en polifosfats intracel·lulars mentre que els GAO només tinen la paret cel·lular.

1.4 Fermentació i elutriació del fang primari

L'estudi dels processos d'eliminació biològica de fòsfor va posar en evidència la importància de les característiques de l'aigua residual a tractar en el bon funcionament d'aquest procés. Pitman *et al.* (1983) van comprovar que la presència de substrats ràpidament biodegradables en l'aigua residual influent millorava l'eliminació biològica de nutrients. Posteriorment, amb l'estudi del metabolisme dels bacteris PAO es va observar que els àcids grassos de cadena curta, i especialment l'àcid acètic i el propiònic, eren els substrats utilitzats en l'etapa anaeròbia per aquests microorganismes (Rabinowitz i Oldham, 1986; Comeau *et al.*, 1986; Gerber *et al.*, 1986).

Per altra banda, de l'estudi dels tractaments anaerobis de l'aigua residual se sabia que existeix un tipus de bacteris fermentadors capaços de generar àcids grassos volàtils (AGV). Tanmateix, la velocitat de creixement d'aquests bacteris i de producció d'àcids volàtils és bastant menor que la velocitat amb que els bacteris PAO poden captar els àcids generats. Per tal d'optimitzar el procés d'eliminació biològica de fòsfor, en aquells casos on no existeix suficient concentració d'AGV en el procés, és necessària l'addició externa d'aquests substrats. Aquest fet té el desavantatge de tenir que afegir un reactiu que sol ser bastant car i que a més, incrementa la DQO de l'aigua a tractar.

Per aconseguir incrementar la concentració d'AGV en l'aigua residual a l'entrada del procés biològic sense haver d'afegir cap reactiu, Barnard (1984) va proposar la fermentació de part del fang obtingut en la decantació primària. Estudis posteriors han demostrat que gran part dels àcids volàtils necessaris es poden generar en la pròpia planta depuradora mitjançant la fermentació del fang primari (Pitman i Lötter, 1986). Aquest procés consisteix en fer passar el fang obtingut en el decantador primari per un procés de fermentació controlat on la matèria orgànica soluble és degradada anaeròbiament fins obtenir els àcids grassos de cadena curta. Els productes obtinguts en la fermentació del fang primari són fonamentalment AGV amb l'interval de 2 a 5 àtoms de carboni (Elefsiniotis i Oldham, 1994). Els àcids volàtils que s'han trobat majoritàriament

en aquest procés són acètic, propiònic, iso-butíric, n-butíric, iso-valèric i n-valèric. Posteriorment, aquest fang ric en àcids volàtils es mescla amb l'aigua d'entrada i es deixa decantar per a que els àcids passen a l'aigua que alimenta el reactor biològic. Aquest procés de "rentat" del fang primari per a l'extracció dels àcids volàtils es coneix tècnicament com **elutriació del fang**.

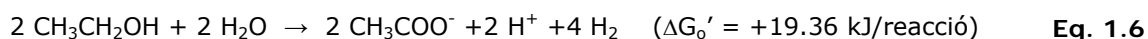
Els processos biològics que tenen lloc en la fermentació del fang són ben coneguts degut a les investigacions que s'han fet en les últimes dècades en el camp de la digestió anaeròbia dels fangs de depuradores. A continuació es farà una descripció dels processos bioquímics que tenen lloc en la degradació anaeròbia de la matèria orgànica.

1.4.1 Metabolisme anaerobi

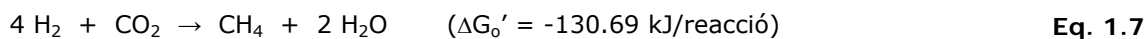
La quantitat d'energia alliberada en els processos anaerobis és relativament baixa comparada amb els processos de respiració aeròbia o anòxica. Per exemple, la conversió d'hexoses a metà i CO₂ dona únicament el 15% de l'energia que podria alliberar-se en condicions aeròbies (Schink, 1997). D'aquesta manera, la quantitat de biomassa produïda per unitat de substrat degradat és molt menor que en condicions aeròbies. Per això, els processos anaerobis s'han utilitzat des de sempre per al tractament de fangs degut al baix rendiment de la biomassa i a que la majoria de l'energia dels substrats originals és retinguda en un compost gasós i fàcilment separable del residu del procés, el metà.

La degradació anaeròbia de la matèria orgànica es caracteritza per la necessitat de coexistència de diferents grups de bacteris per a la degradació de material orgànic complex fins arribar als productes finals que són generalment metà i diòxid de carboni. Aquesta associació de microorganismes basada en la interdependència nutritiva s'anomena **sintròfia** ("nutrició comuna") i possibilita que els microorganismes puguin dur a terme determinats processos bioquímics que no podrien realitzar de manera independent. Un dels exemples de sintròfia millor estudiats és la fermentació d'etanol a acetat i metà per dos grups de microorganismes, un fermentador i un metanogen. El bacteri fermentador produeix hidrogen i acetat a partir de l'etanol, però aquesta reacció no és termodinàmicament favorable, com es mostra en l'Equació 1.6 (Madigan *et al.*, 2000). Per altra banda, l'hidrogen produït és utilitzat pel bacteri metanogen en una reacció energèticament molt favorable (Equació 1.7). Si se sumen les energies d'aquestes dues reaccions, la reacció global és energèticament favorable, com es mostra en l'equació global (Equació 1.8). Aquesta reacció bioquímica és un exemple del fenomen anomenat **transferència d'hidrogen entre espècies**.

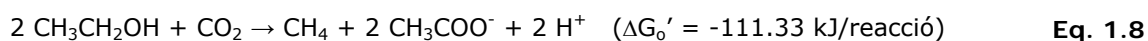
Fermentació de l'etanol



Metanogènesi



Reacció acoblada



En els bacteris aerobis les relacions de sintròfia són menys importants que en els anaerobis, ja que els microorganismes aerobis poden degradar fins a CO_2 i H_2O molècules bastant complexes sense relacions obligades amb altres organismes. Aquest fet és degut a que el balanç energètic del metabolisme de materials complexes és molt més favorable amb oxigen com a acceptor d'electrons que el metabolisme fermentatiu dels mateixos substrats.

Com ja s'ha explicat en l'apartat 1.3.1.1, en condicions anaeròbies, la matèria orgànica és oxidada mitjançant l'ús de compostos orgànics com a acceptors d'electrons, de manera que uns compostos s'oxiden i els altres es redueixen. La mescla de productes finals tindria el mateix nivell d'oxidació original de no ser per la formació de productes gasosos reduïts com ara l'hidrogen i el metà. Aquests productes tenen una solubilitat baixa en aigua i per tant són desabsorbts de la fase líquida causant un descens del nivell energètic de la dissolució aquosa. Per al cas de l'hidrogen aquest fenomen és encara més important donat que, com es veurà més endavant, alguns processos estan termodinàmicament inhibits per la presència d'hidrogen en dissolució. La presència de bacteris consumidors d'hidrogen serà fonamental per poder dur a terme aquest processos. Per això, la coexistència de diferents grups de bacteris és tan important en els processos anaerobis.

La interacció cooperativa de diversos grups fisiològics de bacteris permet la degradació de substàncies d'elevat pes molecular com ara polisacàrids, proteïnes i lípids fins a la formació de metà i CO_2 . En aquest procés global poden arribar a intervenir fins a 5 grups fisiològics importants.

1. Bacteris hidrolítics.
2. Bacteris fermentadors primaris.
3. Bacteris fermentadors secundaris i homoacetògens.
4. Metanògens autotròfics de l'hidrogen i sulfatoreductors.
5. Metanògens acetoclàstics.

A excepció dels bacteris hidrolítics, la resta de grups microbians depenen uns dels altres, produint-se una transferència d'hidrogen entre espècies que generalment acaba en la formació de metà. La degradació de la matèria orgànica es pot entendre doncs com una seqüència d'etapes consecutives i simultànies on els productes d'una etapa s'utilitzen com a substrat de l'etapa següent.

Cal assenyalar que de tots els microorganismes que poden desenvolupar-se en condicions anaeròbies comentats anteriorment, sols aquells que tinguen les condicions ambientals que requereix el seu metabolisme podran proliferar en els processos de tractament anaerobi dels fangs. Així, per exemple, és difícil que puguin proliferar els bacteris sulfatoreductors degut a les baixes concentracions de sulfat que sol haver el les aigües residuals urbanes. Per altra banda, els bacteris homoacetògens, encarregats de la formació d'acetat a partir de compostos monocarbonats com el formiat o la mescla gasosa H_2-CO_2 , no poden competir amb els metanògens hidrogenotròfics, que solen trobar-se en concentracions 100 vegades superiors a aquest tipus de microorganismes (Cairó i París, 1988).

1.4.2 Etapes dels processos anaerobis

De manera general se sol parlar de dues fases en qualsevol procés anaerobi: una fase àcida o *fermentació àcida*, i una fase metanògena o *fermentació metànica*. Dins d'aquestes dues fases es poden distingir quatre etapes o processos diferenciats: hidròlisi, acidogènesi, acetogènesi i metanogènesi (Brinch *et al.*, 1994). En la Figura 1.10 es mostren de manera esquemàtica les diferents etapes en la degradació anaeròbia de la matèria orgànica complexa fins arribar a metà i CO_2 .

A continuació es descriuen les quatre etapes amb major detall:

Hidròlisi

La primera etapa del procés anaerobi (reacció 1 en la Figura 1.10) consisteix en la transformació de la matèria orgànica particulada en compostos que puguin ser assimilats i utilitzats pels microorganismes com a font d'energia i de carboni.

Aquesta etapa consisteix en la desintegració del material particulat en substrats macromoleculars (carbohidrats, proteïnes i lípids), que posteriorment són hidrolitzats per enzims extracel·lulars produïts pels bacteris fermentadors primaris. Així, els hidrats de carboni són transformats en sucres principalment de 5 i 6 àtoms de carboni (pentoses i hexoses), les proteïnes donen aminoàcids per l'acció dels enzims proteolítics, i els lípids són hidrolitzats pels enzims lipolítics donant àcids grassos de cadena llarga i glicerina. La glicerina passa a 3-fosfoglicerilaldehyd i aquest és fermentat junt amb els sucres.

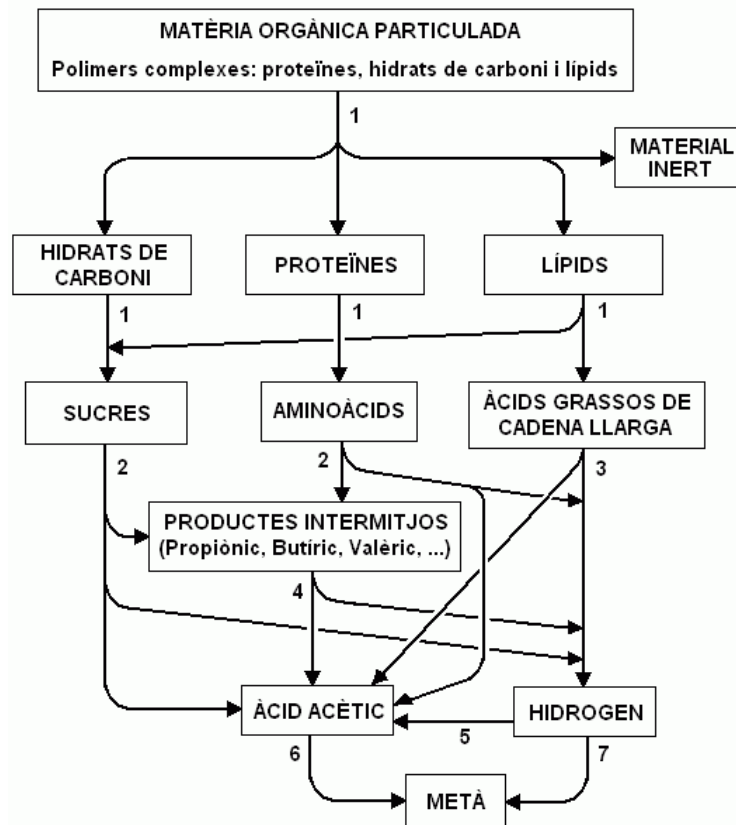


Figura 1.10. Esquema de reaccions en un procés anaerobi.

En el procés d'hidròlisi del fang, també sol formar-se una fracció de compostos que no poden ser assimilats en condicions anaeròbies pels microorganismes, anomenats material inert.

En diversos estudis s'ha observat que la hidròlisi és l'etapa limitant del procés de digestió anaeròbia (Eastman i Ferguson, 1981; Teichgräber, 2000). Tanmateix, Miron *et al.* (2000) van observar que, mentre que en condicions metanogèniques (TRS > 8 dies) la hidròlisi és sempre l'etapa limitant, en condicions acidogèniques en el reactor, l'etapa limitant depèn del tipus de substrat majoritari. Així, van observar que la degradació dels

carbohidrats estava limitada per la hidròlisi, la degradació dels lípids era limitada per l'acidogènesi i la degradació de proteïnes, per totes dues etapes.

Acidogènesi

En aquest procés (reacció 2 en la Figura 1.10), els sucres i aminoàcids produïts en la hidròlisi són degradats per a donar un gran nombre de productes més simples, principalment àcids grassos volàtils.

Els sucres són degradats a través de la ruta d'Embden-Meyerhof-Parnas (EMP) principalment. En una primera etapa, els sucres són transformats a 3-fosfogliceraldehid consumint ATP. Posteriorment, el 3-fosfogliceraldehid és oxidat a piruvat donant ATP i NADH₂. Finalment, el piruvat és degradat en l'etapa de reducció donant compostos d'entre 1 i 4 àtoms de carboni, principalment AGV, alcohols, aldehids i CO₂. En la Figura 1.11 es descriu la degradació de la glucosa a piruvat a través de la ruta EMP i la Figura 1.12 mostra els diferents productes que poden resultar de la degradació del piruvat en funció de la pressió parcial d'hidrogen present en el medi.

Pel que fa a la fermentació dels aminoàcids, aquesta es pot realitzar mitjançant tres processos diferents:

- Reaccions redox entre parells d'aminoàcids que són metabolitzats conjuntament donant diferents productes intermedis en funció dels aminoàcids degradats. Un exemple d'aquest procés és l'anomenada *reacció de Stickland*.
- Reaccions de *desaminació/transaminació* d'aminoàcids alifàtics, en les quals, el grup amino del carboni α de l'aminoàcid és transferit a una altra cadena de carboni, generant àcid pirúvic i una amina. L'àcid pirúvic és degradat posteriorment donant AGV com s'ha comentat anteriorment.
- Reaccions d'*oxidació anaeròbia* utilitzant hidrogen o CO₂ com a acceptor extern d'electrons.

Aproximadament un 10% dels aminoàcids són degradats per oxidació anaeròbia degut a la falta d'acceptors d'electrons existent (Nagase i Matsuo, 1982), donant H₂ o formiat, segons s'utilitzi hidrogen o CO₂, respectivament.

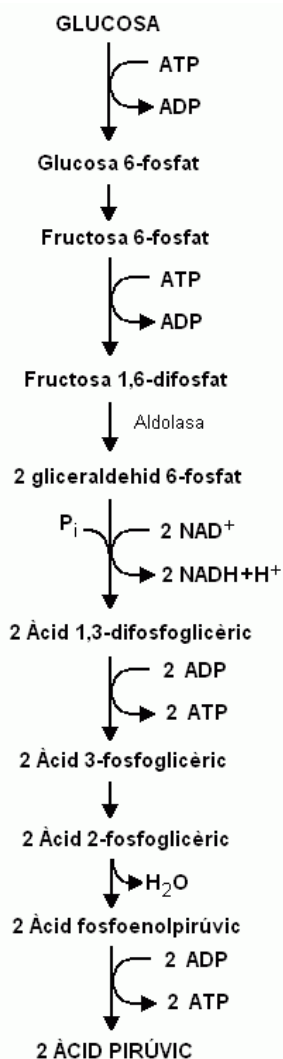


Figura 1.11. Ruta Embden-Meyerhof-Parnas per a la degradació de la glucosa a dues molècules de piruvat.

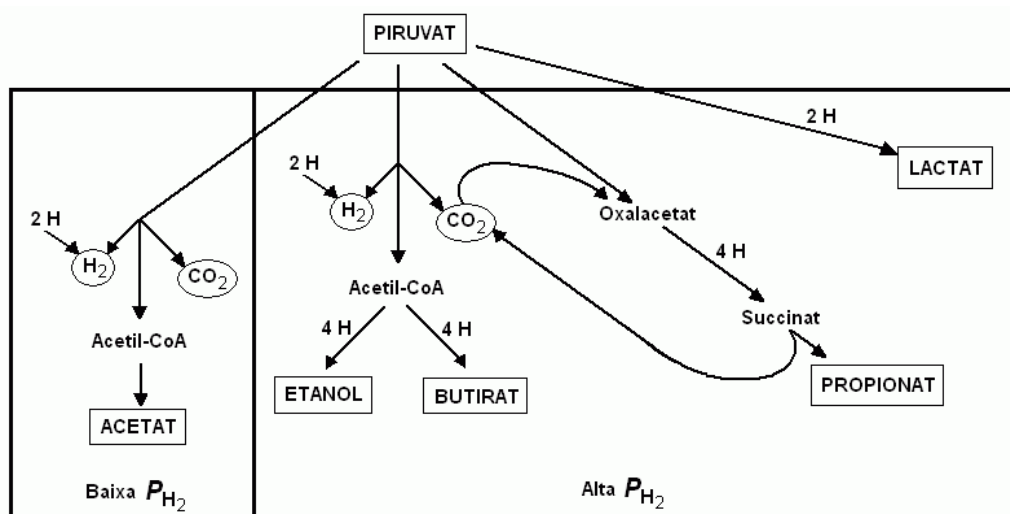


Figura 1.12. Productes majoritaris de la degradació del piruvat en funció del contingut en H_2 del medi (Adaptat de McInerney, 1999)

Els processos d'hidròlisi i acidogènesi són duts a terme per un grup divers d'eubacteris anaerobis facultatius i obligats en proporcions variables segons les característiques de l'influent i l'etapa de fermentació. Tanmateix, són els bacteris anaerobis obligats els que realitzen les reaccions d'hidròlisi i fermentació més importants. Els gèneres de bacteris acidogènics de major importància són: *Bacteroides*, *Clostridium* i *Bifidobacterium*, per als anaerobis obligats, i *Streptococcus* i *Enterobacteris*, per als anaerobis facultatius.

Acetogènesi

L'acetogènesi consisteix en la degradació dels àcids grassos de cadena llarga donant acètic i hidrogen (reaccions 3 i 4 de la Figura 1.10). Aquest procés es du a terme mitjançant l'oxidació anaeròbia dels àcids grassos amb hidrogen com a acceptor d'electrons en una ruta bioquímica coneguda amb el nom de β -oxidació (veure Figura 1.13).

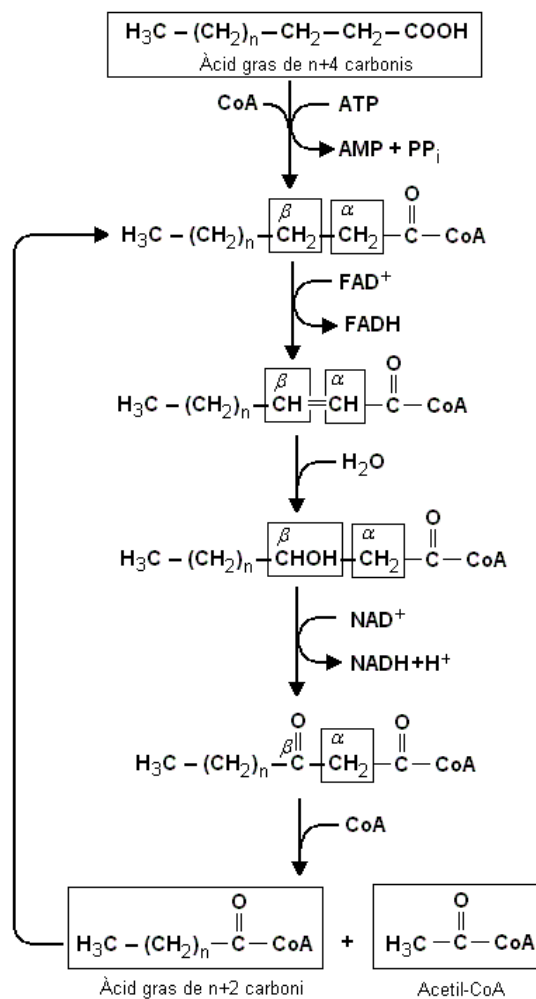


Figura 1.13. Degradació dels àcids grassos per la via de la β -oxidació.

En cada cicle de la β -oxidació es redueix l'àcid orgànic en 2 àtoms de carboni i es produeix una molècula d'acetat, fins que es degrada completament l'àcid gras. Quan el nombre d'àtoms de carboni és imparell, la β -oxidació acaba donant propiònic com a producte final. La ruta seguida per a la transformació de propiònic a acètic no està del tot definida. Lens *et al.* (1996) van proposar dos possibles mecanismes: oxidació anaeròbia amb la producció d'acètic, fòrmic i H_2 , i carboxilació oxidativa amb producció de butirat i posterior transformació en dues molècules d'acetat. Pel que fa als àcids grassos insaturats, com ara l'olèic i el linolèic, aquests són degradats mitjançant una saturació seguida de la β -oxidació (Beccari *et al.*, 1998).

En condicions anaeròbies, el FADH i el $NADH_2$ formats són oxidats pels protons (H^+) donant H_2 . Aquest procés porta associada una producció important d'hidrogen que ha de ser eliminat ràpidament per evitar una inhibició pel producte, ja que aquesta transformació és termodinàmicament possible únicament a baixes concentracions d'hidrogen. La Figura 1.14 mostra les limitacions termodinàmiques de l'oxidació anaeròbia per al propionat, palmitat i butirat, associades a la metanogènesi a partir de H_2 . Com menor és la concentració d' H_2 , més favorable és l'oxidació dels àcids grassos, però disminueix el rendiment termodinàmic de la metanogènesi. Per a pressions parcials de 10^{-5} bars aquestes reaccions són termodinàmicament possibles i la seua variació d'energia lliure és suficient per a permetre la síntesi d'ATP i per al creixement bacterià.

Per a que aquest procés pugui produir-se han de coexistir, en una relació de sintròfia, els bacteris acetògens amb els metanògens autotròfics, que consumeixen H_2 per produir metà. A més, la proximitat entre les diferents espècies és també un factor important. En els flòculs on els diferents organismes estan distribuïts de manera aleatòria, la transferència d'hidrogen entre espècies es produirà de manera més eficient que quan els bacteris creixen en comunitats individuals (veure Figura 1.15). Com que els microorganismes tendeixen a multiplicar-se formant colònies, l'agitació serà un paràmetre important en aquest procés.

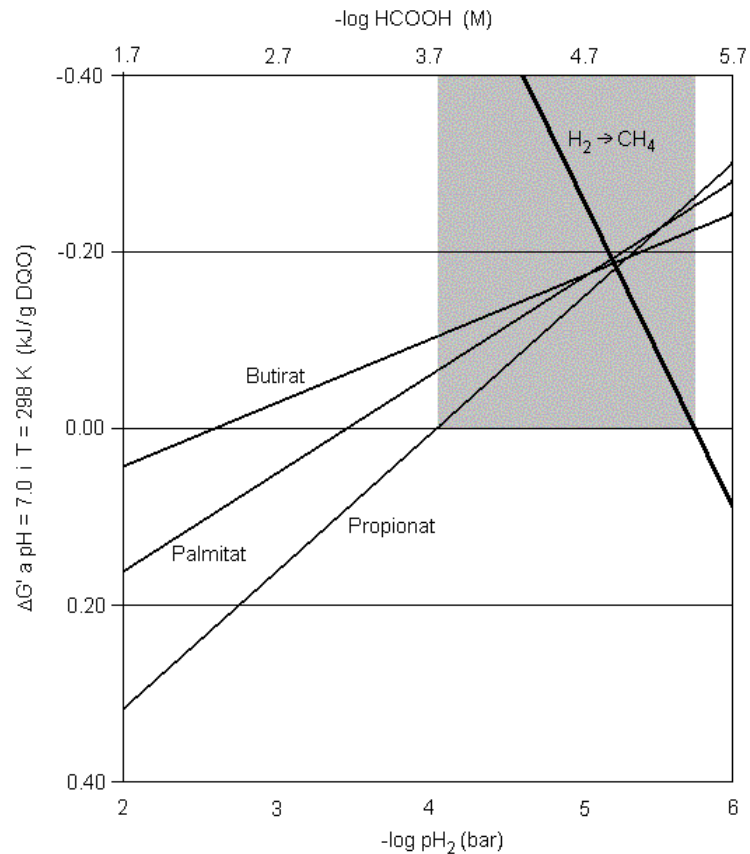


Figura 1.14. Rendiment termodinàmic de l'oxidació anaeròbia dels àcids grassos i la metanogènesi de l'hidrogen en funció de la pressió parcial d'hidrogen. (Adaptat de Batstone *et al.*, 2002)

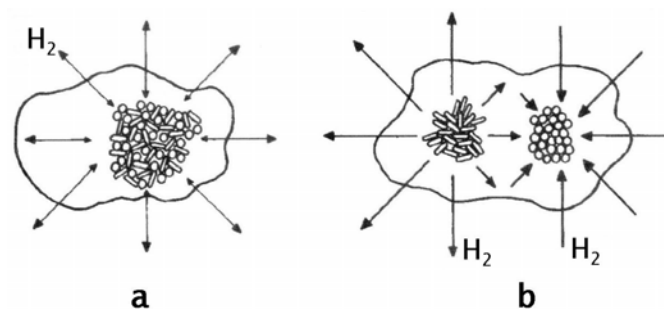


Figura 1.15. Transferència d'hidrogen entre espècies dins d'un mateix flocul que conté productors i consumidors d'hidrogen homogeniament distribuïts (a) i en colònies separades (b). (Schink, 1997)

Voolapalli i Stuckey (1999) van estudiar l'efecte de la concentració de bacteris hidrogenotròfics en la degradació de butirat i propionat pels acetogènics i van concloure que el factor que limitava el procés no era la concentració de microorganismes sinó la transferència de l'hidrogen d'uns bacteris a altres i l'àrea superficial disponible per a aquesta transferència.

L'àcid acètic també es pot produir a partir d'hidrogen i CO₂ mitjançant un procés anomenat **homoacetogènesi** (reacció 5 en la Figura 1.10). Tanmateix, en condicions mesòfiles, els bacteris homoacetògens necessiten concentracions de H₂ molt més elevades (520-950 ppm) per poder créixer que els metanògens (Batstone *et al.*, 2002). Per tant, aquests microorganismes no poden proliferar en els ambients on creixen els metanògens hidrogenotròfics (Zhang i Noike, 1994), però podrien arribar a ser importants en condicions on aquests últims no puguen créixer, com ara a temperatures baixes (Lokshina i Vavilin, 1999).

Metanogènesi

L'última etapa d'un procés anaerobi consisteix en la generació de metà a partir dels productes finals de les etapes anteriors, fonamentalment acètic i hidrogen. La metanogènesi és duta a terme bàsicament per dos tipus de arqueobacteris. Per una banda, els metanògens acetoclàstics transformen l'àcid acètic a CO₂ i metà (reacció 6 de la Figura 1.10), i per altra, els metanògens hidrogenotròfics utilitzen l'hidrogen per reduir el CO₂ a metà (reacció 7 de la Figura 1.10).

Metanogènesi hidrogenotròfica

La reducció del CO₂ a metà requereix la presència d'una sèrie de coenzims específics propis dels arqueobacteris. La Figura 1.16 mostra les etapes seguides en aquest procés. Els compostos que actuen com a donadors d'electrons són el coenzim F420 i el 7-mercaptoheptanoil treonina fosfat (HS-HTP).

Com s'ha comentat abans, aquests microorganismes tenen un paper fonamental en el procés anaerobi, ja que són els principals grups de microorganismes que consumeixen l'hidrogen generat en les etapes de fermentació anteriors. Aquests arqueobacteris són anaerobis estrictes i autotròfics, i es classifiquen en tres ordres de metanògens: *Methanobacteriales*, *Methanococcales* i *Methanomicrobiales*.

Metanogènesi acetoclàstica

En els microorganismes acetoclàstics, l'acetat s'utilitza directament com a font de carboni per a la biosíntesi i també com a font d'energia. En la Figura 1.17 es mostra l'esquema de reaccions de l'acetat. Després de la seua activació com a Acetil-CoA, aquest interacciona

amb l'enzim CO deshidrogenasa. Posteriorment, el grup metil de l'acetat és transferit primer a l'enzim corrinoide i després al coenzim M. Finalment, el $\text{CH}_3\text{-CoM}$ és reduït a CH_4 amb l'ús dels electrons generats de l'oxidació de CO a CO_2 per l'enzim CO deshidrogenasa. La generació d'ATP es produeix com a resultat de la força protó motriu formada en la darrera etapa pel complex metil reductasa (complex F_{430}), igual que en la metanogènesi hidrogenotròfica.

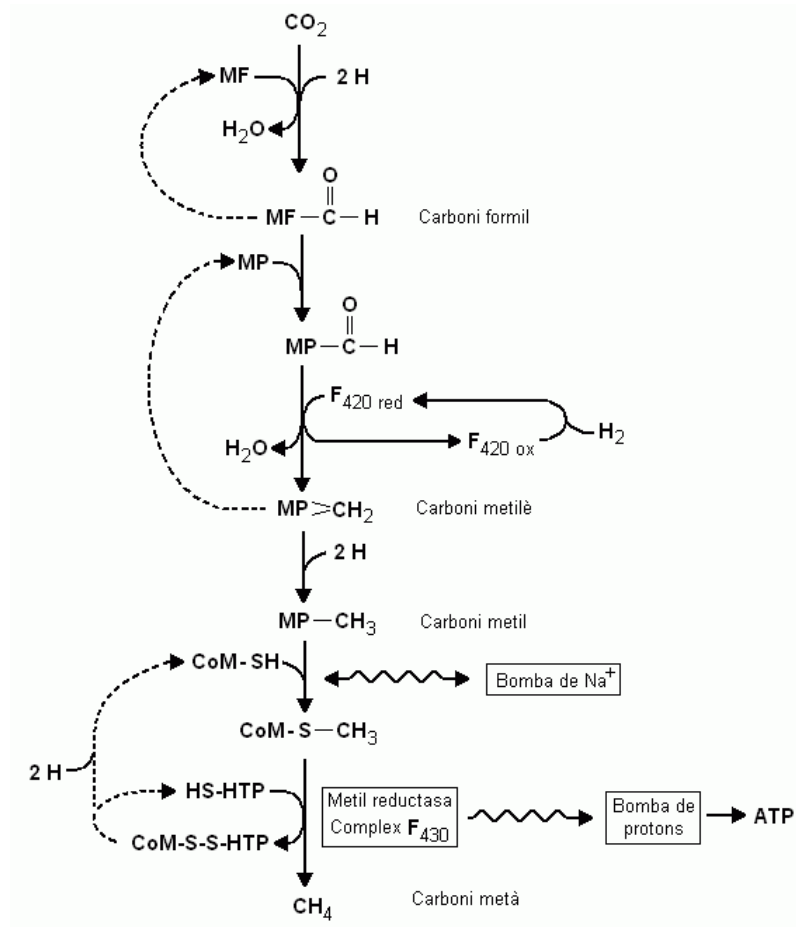


Figura 1.16. Via de la metanogènesi hidrogenotròfica de CO_2 .

La metanogènesi acetoclàstica és el procés que major quantitat de metà produeix en la degradació anaeròbia de matèria orgànica. Tanmateix, aquest procés únicament el duen a terme dos gèneres de metanògens: *Methanosarcina* i *Methanotherix*.

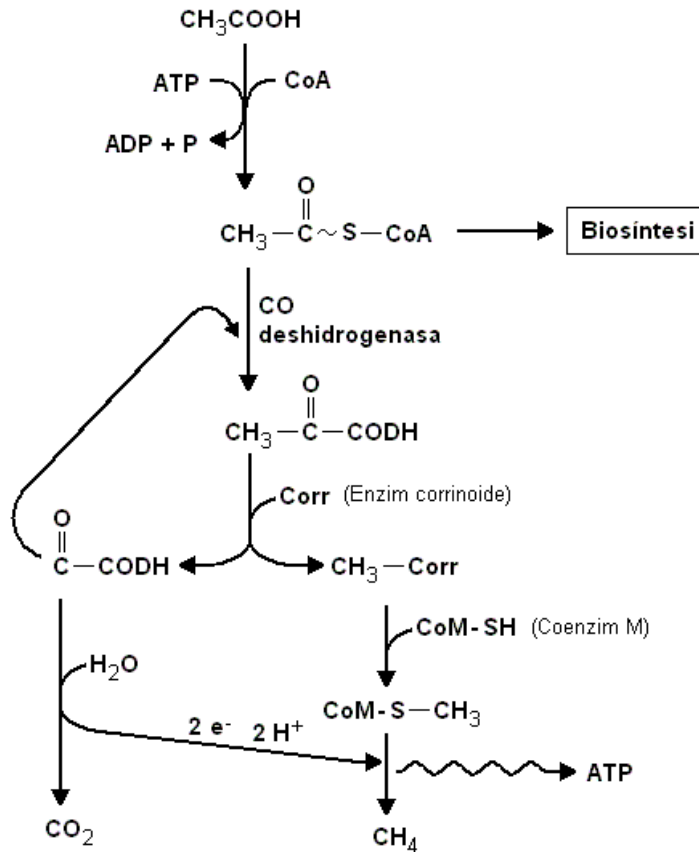


Figura 1.17. Reaccions de la metanogènesi acetoclàstica

1.4.3 Esquemes de tractament per a l'obtenció d'àcids volàtils

Els processos de fermentació del fang primari s'utilitzen per a solubilitzar la matèria orgànica particulada i fermentar els productes solubles a àcids grassos volàtils, particularment acètic i propiònic per al seu ús en els processos d'eliminació biològica de nutrients. Els principals objectius són maximitzar la producció d'AGV i recuperar-los en un corrent per poder introduir-los al procés biològic. El primer objectiu s'aconsegueix controlant el temps de retenció cel·lular (TRC) en un valor que permeta el creixement dels bacteris encarregats de la hidròlisi i la fermentació àcida, però insuficient per al creixement dels metanògens consumidors d'acetat.

El segon objectiu s'aconsegueix barrejant el fang fermentat i ric en AGV amb aigua residual per extreure els AGV. Posteriorment, el fang passa per una etapa de separació de sòlids, obtenint un efluent ric en AGV.

A principis dels anys noranta es van provar diferents esquemes de tractament del fang primari per obtenir els àcids volàtils necessaris per a l'eliminació de fòsfor i poder elutriar-los amb l'aigua residual (Pitman, 1991; Lötter i Pitman., 1992; Gonçalves *et al.*, 1994; Moser-Engeler *et al.*, 1999). Von Münch i Koch (1999) van fer un estudi del funcionament de 9 plantes d' Austràlia i Canadà i van proposar els criteris per realitzar comparacions de funcionament entre els diferents esquemes estudiats. A més, van determinar el rendiment en producció d'àcids volàtils de cada tipus de procés estudiat i van identificar els paràmetres de disseny més importants.

De manera general, la fermentació del fang primari es pot realitzar en el propi decantador primari, augmentant el temps de residència del fang, o també en reactors separats. La elutriació dels àcids volàtils generats es pot realitzar també en el decantador primari o en un espessidor.

En l'esquema de la Figura 1.18a, conegut com *Activated Primary Tank (APT)*, els sòlids són retinguts en el fons del decantador primari el temps necessari per a que es desenvolupen els bacteris acidogènics i acetogènics responsables de la producció d'àcids volàtils, però no massa elevat per evitar que apareguen els bacteris metanògens. El fang extret pel fons del decantador conté una elevada concentració d'àcids volàtils que han de ser elutriats per introduir-los en el procés biològic d'eliminació de fòsfor. Aquesta elutriació es pot realitzar en el propi decantador primari recirculant part del fang produït o bé en un espessidor (Figura 1.18b). Quan s'utilitza l'espessidor es pot bypassar una part de l'aigua residual per què actue com a corrent elutriadora.

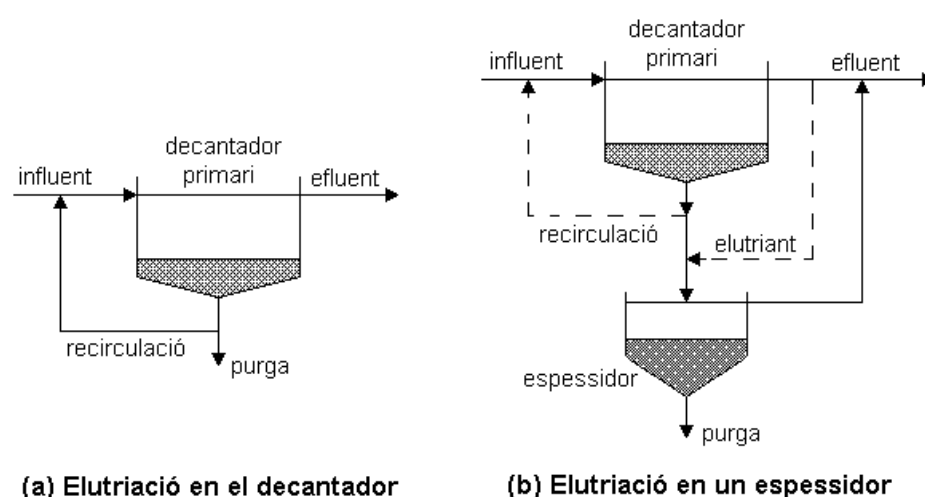


Figura 1.18. Esquemes de tractament amb fermentació en el decantador primari.

L'altra forma de produir els àcids volàtils consisteix en portar el fang primari a un fermentador, on tenen lloc els processos de fermentació en un tanc agitat mecànicament. El fang que surt del fermentador conté una elevada concentració d'àcids volàtils que han de ser elutriats per alimentar-los al procés biològic. L'elutriació d'aquest fang es pot realitzar en el decantador primari, com es mostra a la Figura 1.19a, o en un espessidor, com es mostra a la Figura 1.19b. Si s'elutria el fang en el decantador, el temps de retenció cel·lular pot ser més elevat amb el mateix volum del fermentador degut a la recirculació d'una part del fang.

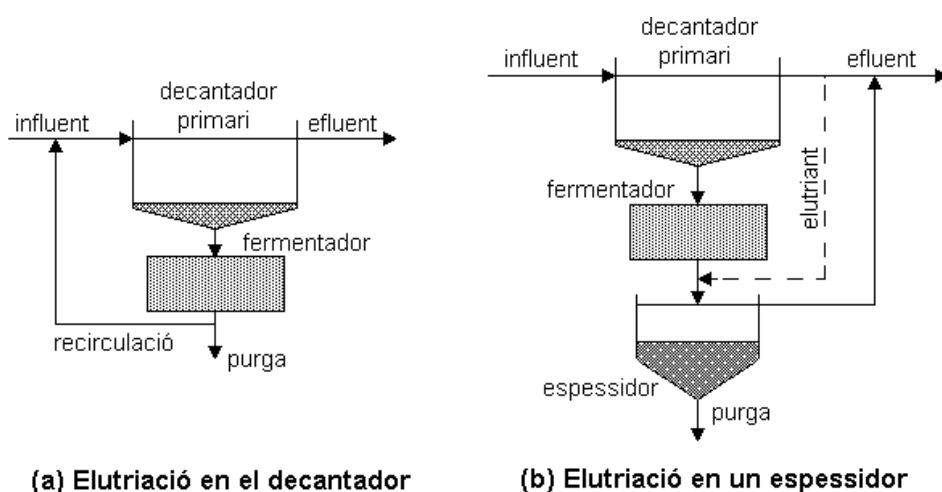


Figura 1.19. Esquemes de tractament amb fermentació del fang en un fermentador agitat

El principal avantatge d'utilitzar els decantadors primaris per realitzar els processos de fermentació i elutriació és que no es necessita d'espai addicional i, per tant, les plantes depuradores ja construïdes es poden adaptar fàcilment a la producció d'àcids volàtils. Tanmateix, l'acumulació de sòlids en el decantador pot tenir efectes adversos quan el mant de sòlids ha de mantenir-se en un nivell elevat per aconseguir temps de retenció dels sòlids majors. La pèrdua d'espai d'aigua útil per a la decantació pot limitar la capacitat de sedimentació del tanc. Per evitar aquest inconvenient, l'espessiment i acumulació del fang no ha de superar el 20% del volum total del decantador (Rössle i Petrorius, 2001).

El fermentador té l'avantatge de poder treballar amb temps de retenció més elevats que en el decantador. A més, aquests esquemes permeten una major flexibilitat operacional i un major control front a variacions en el cabal i les característiques de l'aigua residual influent. Així, es poden obtenir majors rendiments en la producció d'àcids volàtils utilitzant un fermentador. Però tanmateix, hi ha l'inconvenient de l'espai extra necessari en la construcció del fermentador i la major dificultat per adaptar les plantes depuradores ja construïdes.

Per tant, la fermentació del fang primari en el decantador serà preferible front a l'ús d'un fermentador en aquells casos on la quantitat d'àcids volàtils generada mitjançant aquest esquema siga suficient per a l'eliminació biològica de fòsfor. En aquests esquemes de tractament, els processos de sedimentació del fang primari tenen un paper fonamental en l'elutriació dels àcids volàtils.

1.4.4 Factors ambientals i operacionals del procés anaerobi

Històricament, l'estabilitat i funcionament dels processos anaerobis es considerava pitjor que en els processos aerobis. Tanmateix, amb el coneixement dels factors, tant de caràcter ambiental com operacional, que afecten aquest procés s'ha pogut millorar l'estabilitat de manera important.

A més, donada la importància de les condicions locals en el funcionament del procés, bàsicament la composició del fang a tractar, els criteris d'operació poden ser diferents en uns casos o en altres. Per tant, és fonamental la realització d'estudis preliminars en cada tipus de fang per establir-ne les condicions d'operació i disseny òptimes.

A continuació es descriuen els factors més importants que afecten al procés de fermentació i elutriació del fang.

Paràmetres operacionals

Es defineixen com paràmetres fonamentals aquells que poden ser modificats durant el funcionament del sistema i que poden fer que el sistema funcione amb un major o menor rendiment. Els paràmetres operacionals de major influència en el procés de fermentació i elutriació són el temps de retenció hidràulic, el temps de retenció de sòlids, el cabal de recirculació del fang i la intensitat de l'agitació en el fermentador.

Temps de retenció hidràulic (TRH). Es defineix com el temps mig de permanència del fang a tractar en l'interior del reactor i es calcula com el quocient entre el volum del tanc i el cabal d'entrada al reactor. Aquest paràmetre té un efecte important sobre la producció d'AGV. Temps de retenció baixos no permeten la hidròlisi i fermentació de la matèria orgànica particulada, i temps elevats poden arribar a afavorir la metanogènesi disminuint la producció d'àcids.

No es pot fixar un TRH òptim de manera general, ja que el seu efecte en el procés està molt influenciat per les característiques del fang a tractar. Elefsiniotis i Oldham (1994) van millorar la producció d'AGV augmentant el TRH des de 6 hores fins a 12 hores, però aquesta empitjorava a temps majors. Banerjee *et al.* (1998) van observar increments entre un 14 i un 37% en la producció d'AGV per l'augment del temps de retenció hidràulic de 18 fins a 30 hores. Per la seua banda, Fang i Yu (2000) van obtenir una millora del 28% treballant a 4 hores fins a un 54% treballant a 12 hores. Posteriors augments del temps de retenció hidràulic a 16 i 24 hores únicament van aconseguir incrementar l'acidificació a un 56% i un 59% respectivament. La biodegradabilitat dels tres components principals del fang augmentava amb el TRH seguint l'ordre de carbohidrats, proteïnes i lípids.

Temps de retenció de sòlids (TRS). Es defineix com el temps mig de permanència dels sòlids en el volum útil de fermentació i es calcula com el quocient entre la massa de sòlids existent en el sistema i el cabal màssic de sòlids que surten del sistema. Aquest paràmetre té una gran influència sobre el creixement de les diferents poblacions de microorganismes en funció de la seua major o menor velocitat de creixement.

Igualment que el temps de retenció hidràulic, el temps de retenció de sòlids òptim dependrà de les característiques del fang a tractar. Temps de retenció massa baixos poden provocar el llavament del reactor mentre que temps de retenció elevats afavoreixen la proliferació de metanògens acetoclàstics que empitjoren la producció d'acètic (Rössle i Pretorius, 2001). Miron *et al.* (2000) van observar que per a temps de retenció superiors a 8 dies i a una temperatura de 25°C començaven a aparèixer les condicions metanogèniques en el reactor. Bouzas *et al.* (2002) van obtenir produccions d'àcids grassos volàtils creixents amb el TRS, per a valors d'aquest paràmetre entre 4 i 10 dies i una temperatura de 20°C, sense observar la proliferació de bacteris metanogènics. Tanmateix, per a valors de TRS superiors a 6 dies l'augment en la producció d'àcids no era significatiu.

Cabal de recirculació del fang. Afecta fonamentalment al llavament o elutriació del fang fermentat de manera que els productes solubles generats passen a l'efluent sedimentat, disminuint així la seua concentració en el fang. Com major siga aquest cabal, major quantitat d'àcids volàtils es podrà extraure del fang per elutriació. Tanmateix, el cabal de recirculació està limitat per la capacitat del decantador, ja que quan el cabal és massa elevat pot provocar excessives turbulències en la zona de clarificació i fins i tot podria arribar a arrossegar sòlids del mant de fangs si la seua alçada és molt elevada. En

canvi, cabals excessivament baixos o discontinus poden donar problemes mecànics d'embussaments en les conduccions degut a l'excessiu espessiment del fang.

Intensitat de l'agitació. L'agitació del fang primari millora el contacte entre la matèria orgànica suspesa i els microorganismes, afavorint la fermentació (Perot *et al.*, 1988). A més, l'efecte homogeneïtzador evita l'aparició de gradients de pH o concentracions elevades de H₂ en punts localitzats millorant la transferència d'hidrogen entre espècies (Schink, 1997) i per tant, afavoreix la degradació dels lípids. Tanmateix, Elefsiniotis i Oldham (1994) van observar que una agitació excessivament forta empitjora la degradació de carbohidrats, fonamentalment la hidròlisi de la cel·lulosa.

Paràmetres ambientals

Composició i concentració del fang. La composició de l'aigua residual és un dels paràmetres que més afecta al procés de fermentació, ja que la degradació de carbohidrats, lípids i proteïnes no es realitza pel mateix tipus de microorganismes ni en les mateixes condicions. En general, els carbohidrats i els lípids solen resultar més fàcils de degradar que les proteïnes (Elefsiniotis i Oldham, 1994).

Per altra banda, la concentració de sòlids en l'aigua residual, afecta a la concentració del fang en el reactor, i per tant, a la velocitat de fermentació. En general, concentracions majors de sòlids milloren la producció d'àcids volàtils. Tanmateix, concentracions del fang excessivament elevades poden provocar una inhibició del procés de fermentació, degut a un augment localitzat en la concentració d'àcids, i també poden estar associades a l'aparició de condicions metanogèniques en el reactor.

Temperatura. La temperatura és un dels paràmetres que major influència té en el creixement dels microorganismes i el seu metabolisme, de manera que afecta a la dinàmica de poblacions presents en un reactor. En la Figura 1.20 es pot veure la velocitat de creixement de distints tipus de microorganismes en funció de les condicions de temperatura. Encara que les condicions mesòfiles són les més utilitzades en aplicacions industrials, en els darrers anys han aparegut estudis del procés de fermentació en condicions psicròfiles (Van Lier *et al.*, 1997; Bodík *et al.*, 2000). Sembla que sota condicions psicròfiles, encara que amb una menor activitat, són els microorganismes mesòfils els que realitzen la degradació de matèria orgànica. En canvi, en condicions termòfiles són els termòfils qui realitzen la degradació. Encara que en tots els casos l'estabilitat en la temperatura és un factor essencial per al bon desenvolupament del procés, en operació termòfila els marges de variació són més estrictes i els efectes d'una desviació de la zona habitual de treball més importants (Lema i Mendez, 1988).

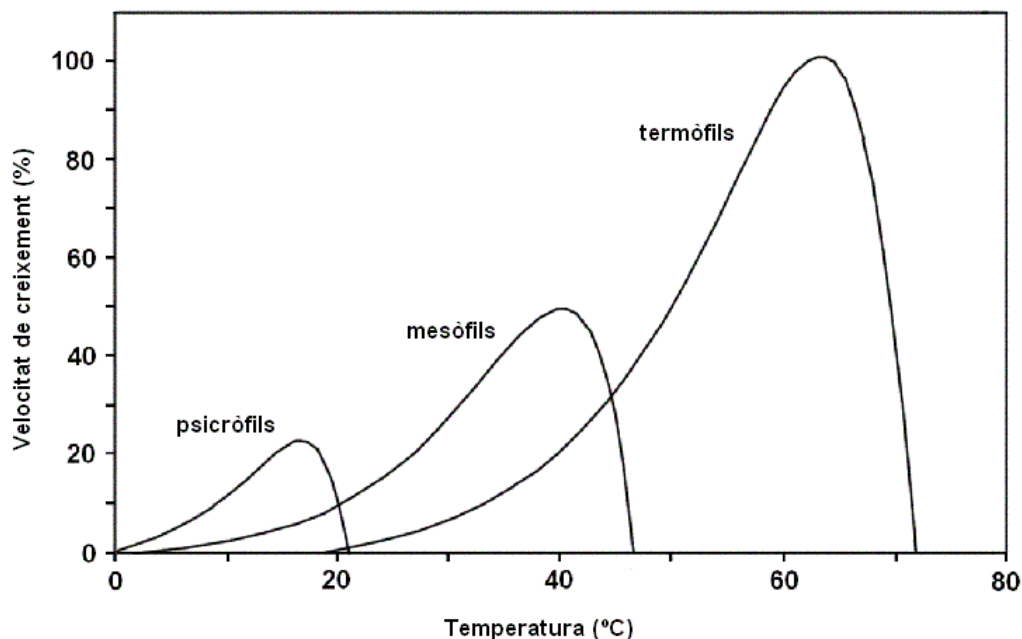


Figura 1.20. Velocitat de creixement relativa dels microorganismes psicròfils, mesòfils i termòfils en funció de la temperatura (Van Lier *et al.*, 1997)

En general, un descens de la temperatura provocarà un descens en l'activitat metabòlica dels microorganismes i per tant es requerirà un major volum per arribar a les mateixes produccions que a temperatures més elevades. Tanmateix, els processos de fermentació del fang primari es realitzen a temperatura ambient degut a l'elevat cost que suposaria incrementar la temperatura de l'aigua residual influent.

La temperatura també afecta a la relació pH – alcalinitat – pressió parcial de CO₂ i a la quantitat d'energia neta produïda o requerida pel sistema.

pH. Els diferents grups de bacteris presenten uns nivells d'activitat òptims a pH bastant semblants encara que lleugerament diferents. Així, els bacteris hidrolítics operen adequadament entre 7.2-7.4; els acidogènics al voltant de 6; els acetogènics entre 7.0-7.2, i els metanogènics entre 6.5 i 7.5. La sensibilitat de l'activitat microbiana amb el pH tampoc és la mateixa per als diferents grups. Quan el pH és inferior a 6.5 comença a disminuir l'activitat dels metanògens fins que, per baix de 6.2 s'atura gairebé completament. En aquestes condicions, el pH pot seguir disminuint degut a que es manté l'activitat, encara que en menor grau, de la resta dels microorganismes implicats.

Mentre que el metabolisme dels bacteris acetogènics i metanogènics es veu més inhibït per canvis en el pH, la degradació de carbohidrats i proteïnes es pot realitzar en un

interval de pH més ample (Elefsiniotis i Oldham, 1994). Tanmateix, més que el valor de pH, el que més afecta als microorganismes són els canvis sobtats de pH.

Alcalinitat. La importància de l'alcalinitat està relacionada amb els canvis de pH en el reactor. La presència d'alcalinitat suficient en el reactor assegura un bon amortiment del descens de pH causat per la generació d'àcids volàtils, evitant els efectes comentats en el punt anterior. El sistema àcid - base del carbonat és un dels més importants en el manteniment del pH, ja que en valors de pH propers a la neutralitat el parell químic que controla majoritàriament el pH és el format pel ió bicarbonat i l'àcid carbònic en dissolució. Aquest sistema és actiu entre valors de pH entre $pK_a \pm 1$, és a dir, entre 5.34 i 7.34 (Catalán, 1990).

En l'alcalinitat de l'aigua residual també intervenen altres sistemes àcid - base, com ara el sistema amoni/amoniac i el sistema de l'ortofosfat inorgànic, però el seu efecte en el manteniment del pH no és tan important com el del carbonat.

Pressió parcial d'hidrogen. Com ja s'ha comentat anteriorment, concentracions excessivament elevades d'hidrogen gas en el reactor inhibeixen l'acetogènesi. La pressió parcial d'hidrogen no hauria de superar valors de 10^{-4} atm (Grady *et al.*, 1999).

Potencial Redox. Aquest paràmetre dona una indicació de l'ambient oxidant o reductor del sistema. En general, els sistemes anaerobis requereixen ambients fortament reductors, amb valors de potencial redox compresos entre -300 mV i -330 mV. L'entrada en el sistema d'acceptors d'electrons amb un fort poder oxidant, com ara l'oxigen o el nitrat, provocaria un augment sobtat en el potencial redox, inhibint els processos anaeròbics. Tanmateix, la presència de bacteris acidogènics facultatius i microaeròfils ajuda a mantenir un nivell d'oxigen pràcticament nul. La tolerància dels bacteris metanògens als canvis de potencial redox és menor que la dels altres bacteris implicats degut a que es tracta de bacteris anaerobis estrictes.

Presència de nutrients. Un dels avantatges inherents als processos anaerobis és la de la baixa necessitat de nutrients, derivada del seu baix rendiment de creixement. Els principals nutrients necessaris per al creixement són el nitrogen i el fòsfor, i les seues necessitats es poden estimar si es coneix la producció cel·lular per unitat de substrat utilitzat (Y), a més de la composició cel·lular. En general es considera una adequada relació C/N/P de l'ordre de 150/5/1.

Substàncies inhibidores i toxicitat. La presència de certes substàncies en el reactor pot tenir efectes negatius en el procés anaerobi. Aquestes substàncies poden formar part de l'influent o poden generar-se en la pròpia activitat metabòlica dels microorganismes.

La producció d'àcids grassos volàtils pot ser tòxica per als microorganismes, especialment per als metanogènics i els acetogènics. Altes concentracions d'acetat i propionat poden inhibir fins i tot la seua pròpia degradació (Pavlostathis i Giraldo-Gomez, 1991). A més, la presència d'AGV pot resultar inhibidora quan el pH disminueix, degut a l'augment de la fracció no dissociada d'aquests àcids. Quan estan en forma no dissociada, els AGV poden difondre's ràpidament a través de la membrana cel·lular i anul·lar la força motriu de protons necessària per a l'obtenció d'energia en els microorganismes (Baronofsky *et al.*, 1984) Aquest efecte és més important en els metanògens acetoclàstics i hidrogenotròfics degut a que són el que més depenen de la força motriu de protons per a l'obtenció d'energia (Schink, 1997).

Els cations metàl·lics alcalins i alcalinoterris (Na, K, Ca, Mg) i els cations d'alguns metalls pesants (Ni, Zn, Fe) estimulen el creixement dels microorganismes quan estan presents en baixes concentracions, però poden resultar molt tòxics a elevades concentracions. Altres cations de metalls pesants, com ara el Cr^{3+} i el Cu^{2+} són tòxics a més baixes concentracions.

Sedimentabilitat. Les característiques de sedimentabilitat del fang primari tenen una gran importància en el procés de fermentació, ja que determinen les concentracions de sòlids que es poden obtenir en el sistema, així com les condicions de treball que s'han de mantenir en el decantador per evitar que s'escapen molts sòlids per l'efluent (recirculació del fang, alçada del mant de fangs, etc.).

La fracció de sòlids no sedimentables en l'aigua residual influent és un paràmetre important, ja que indica la fracció de sòlids que no podran ser retinguts per a la seua fermentació en el decantador primari, passant directament al procés biològic.

1.5 Els processos de sedimentació en les EDARs.

L'aigua residual conté partícules en suspensió, més denses que l'aigua, que tendeixen a sedimentar si es donen les condicions de flux adequades. La sedimentació en continu és una operació bàsica ben coneguda i utilitzada en molts camps de l'enginyeria. Un dels camps on la sedimentació juga un paper fonamental és la depuració d'aigües residuals, ja que és en aquest procés on s'elimina una part important de la contaminació de l'aigua. A més, és un procés fonamental per a que la resta d'operacions d'una depuradora funcionen correctament.

Històricament, el disseny dels tancs de sedimentació d'una EDAR s'ha basat en relacions o criteris de disseny obtinguts empíricament. L'aproximació tradicional del disseny dels decantadors, basat únicament en criteris com la càrrega superficial i de sòlids, la càrrega sobre vessador, la profunditat i el cabal de recirculació, no és suficient per garantir el correcte funcionament del decantador, especialment quan aquests paràmetres estan basats únicament en recomanacions empíriques. Aquests paràmetres solen estar fonamentats únicament en l'experiència pràctica i deixen de banda una part important en el disseny, que afecta bastant a la funció del decantador com a clarificador: les característiques de floculació del fang.

Per aquest motiu, Ekama *et al.* (1997) fan palesa la necessitat d'una aproximació de disseny integral per aconseguir decantadors més eficients en les seues dues funcions fonamentals: clarificació de l'aigua i espessiment del fang. Aquest disseny només és possible mitjançant l'ús de models determinístics que tinguen en compte els coneixements teòrics dels processos de sedimentació de les partícules que tenen lloc en els distints tipus de decantadors.

L'ús de models matemàtics de sedimentació, basats en l'equació de continuïtat i la teoria dels processos de sedimentació, junt amb els criteris de disseny empírics, basats en l'experiència pràctica, permeten el disseny de decantadors més fiables i amb majors rendiments d'eliminació.

1.5.1 Bases teòriques de la sedimentació

La sedimentació és una operació bàsica que consisteix en la separació de les fases sòlida i líquida d'una suspensió per acció de la gravetat. Els processos de sedimentació varen començar a ser aplicats a escala industrial a les darreries del segle XIX degut a

l'exploració de mines per a l'extracció de minerals. Tanmateix, no fou fins a ben començat el segle XX quan es va començar a investigar teòricament aquest procés. La invenció del "classificador de Dorr" el 1905 va significar importants canvis en la indústria química i d'extracció de minerals i va suposar un gran avanç en el tractament de les aigües residuals. Misher (1912) fou el primer en observar experimentalment que la velocitat de sedimentació era diferent per a suspensions diluïdes i per a suspensions concentrades. Posteriorment, Coe i Clevenger (1916) foren els primers en utilitzar les observacions de sedimentació discontinua en columnes de laboratori per al disseny de sedimentadors industrials. Aquests autors van comprovar que la capacitat de tractament de sòlids (posteriorment anomenada densitat de flux de sòlids) presenta un valor màxim en el sedimentador a una certa concentració entre la de l'aliment i la del fang concentrat. El l'apartat 1.6.2 s'explica el mètode de disseny de decantadors proposat per Coe i Clevenger en el seu treball.

Posteriorment, avanços en el coneixement dels mecanismes de sedimentació de partícules sòlides suspeses en un líquid han permès la classificació dels processos de sedimentació en quatre règims de sedimentació diferents, definits per la dilució de les partícules en la suspensió (concentració) i la tendència relativa dels sòlids a agrupar-se (floculació). La relació entre concentració i floculació i el règim de sedimentació de les partícules es pot resumir amb el diagrama de la Figura 1.21. L'eix vertical representa concentracions decreixents i l'horitzontal, tendència creixent a flocular. Les suspensions representades en el racó superior esquerre, disperses i sense tendència a flocular, sedimentaran segons el règim de sedimentació discreta o sedimentació de tipus I. Les suspensions representades en el racó superior dret, disperses, però amb forta tendència a flocular, sedimentaran segons el règim de sedimentació floculada o de tipus II. Aquests dos tipus de sedimentació són els típics dels processos de clarificació de l'aigua residual, on la concentració de sòlids és baixa. Una característica fonamental d'aquests tipus de sedimentació és que les partícules més grans o denses sedimenten a una major velocitat que les més petites o lleugeres. En aquests processos la suspensió va clarificant-se gradualment a mesura que les partícules van sedimentant.

La velocitat de sedimentació de les partícules individuals depèn bàsicament de les seues característiques físiques. Tanmateix, a mesura que la concentració de partícules augmenta en l'aigua, la velocitat de sedimentació es veu més afectada per les interaccions entre elles. En el règim de sedimentació zonal o de tipus III, les forces d'interacció són suficientment intenses com per provocar el descens de totes les partícules a la mateixa velocitat guardant les posicions relatives entre elles, independentment de la seua mida i densitat. Com a resultat d'aquest tipus de

sedimentació, es forma una interfase clarament diferenciada entre les partícules que sedimenten i el líquid sobrenadant.

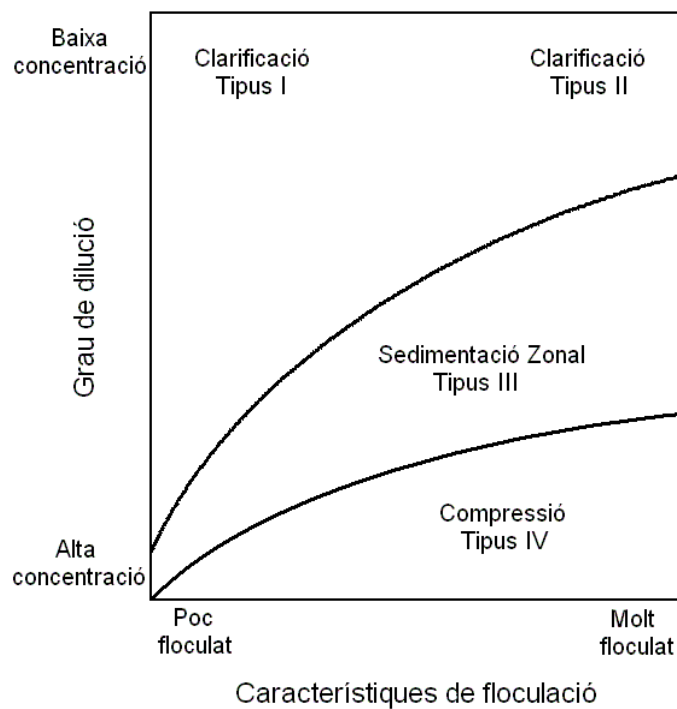


Figura 1.21. Classificació dels distints règims de sedimentació en funció de la concentració de la suspensió i de la tendència a flocular de les seues partícules. (adaptat de Ekama *et al.*, 1997)

A majors concentracions de les suspensions, les partícules s'aproximen cada vegada més, fins que comencen a entrar en contacte directe unes amb les altres. En aquest moment, el règim de sedimentació es pot considerar de tipus IV o de compressió, representat per la part inferior de la Figura 1.21. En aquestes condicions, el contacte mecànic entre les partícules provoca una tensió de compressió que escorre l'aigua cap a dalt i compacta els sòlids aconseguint un major espessiment del fang.

Donades les diferències existents entre els quatre tipus de sedimentació, l'estudi del comportament dels sòlids en cadascun dels règims de sedimentació donarà la informació necessària per al disseny dels decantadors, és a dir, els criteris a seguir en el disseny vindran donats per les condicions en que operarà el decantador i els tipus de sedimentació predominants. La Taula 1.3 mostra el paràmetre de disseny més important a tenir en compte segons el tipus de sedimentació.

Tipus de Sedimentació	Procés	Paràmetres de disseny
Tipus I	Clarificació	Càrrega superficial
Tipus II	Clarificació	Càrrega superficial i calat
Tipus III	Sedimentació zonal	Càrrega de sòlids
Tipus IV	Compressió	TRS i alçada del mant de fang

Taula 1.3. Disseny de decantador en funció del tipus de sedimentació

En els decantadors secundaris, per exemple, són importants els quatre tipus de sedimentació, de manera que s'haurà de tenir en compte tots els paràmetres de la Taula 1.3 per al seu disseny.

A continuació es farà una breu descripció de cadascun del tipus de sedimentació existents.

1.5.1.1 Sedimentació discreta (Tipus I)

La sedimentació discreta és un procés en el qual, una única partícula individual cau en el si d'un fluid. Tenint en compte el cas ideal on una partícula, que no canvia de mida ni de forma, cau en un recipient de dimensions infinites on hi ha un fluid viscos en repòs (veure Figura 1.22), les forces que actuen sobre la partícula són: una força gravitacional efectiva (F_n) i la força de fregament (F_a).

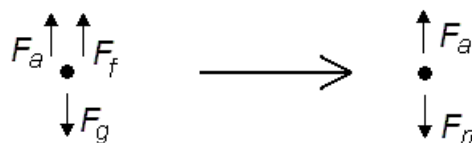


Figura 1.22. Forces que actuen durant la sedimentació d'una partícula discreta

La força gravitacional efectiva (F_n), en sentit descendent és la diferència entre la força de gravetat (F_g) i la força de flotació (F_f), i es calcula segons l'equació següent:

$$F_n = F_g - F_f = (\rho_p - \rho) \cdot g \cdot V_p \quad \text{Eq. 1.9}$$

on:

ρ_p és la densitat de la partícula

ρ és la densitat de l'aigua

V_p és el volum de la partícula

La força de fregament (F_a), causada per la resistència del fluid es pot estimar a partir d'una anàlisi dimensional com:

$$F_a = \frac{1}{2} \cdot \rho \cdot C_D \cdot A_p \cdot v^2 \quad \text{Eq. 1.10}$$

on:

C_D és el coeficient de fregament

A_p és l'àrea de la secció de la partícula

v és la velocitat de la partícula.

La velocitat de sedimentació de la partícula augmenta en poc temps des de 0 fins al seu valor final on la força de fregament s'igualava a la força gravitacional efectiva. Igualant les dues expressions anteriors i aïllant v s'obté la velocitat final de la partícula en el fluid:

$$v = \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot V_p}{C_D \cdot A_p} \left(\frac{\rho_p - \rho}{\rho} \right)} \quad \text{Eq. 1.11}$$

El coeficient de fregament (C_D) no és constant, sinó que varia amb el número de Reynold (Re) i amb la forma de la partícula. La Figura 1.23 mostra la variació de C_D amb el Re per a partícules de diverses formes.

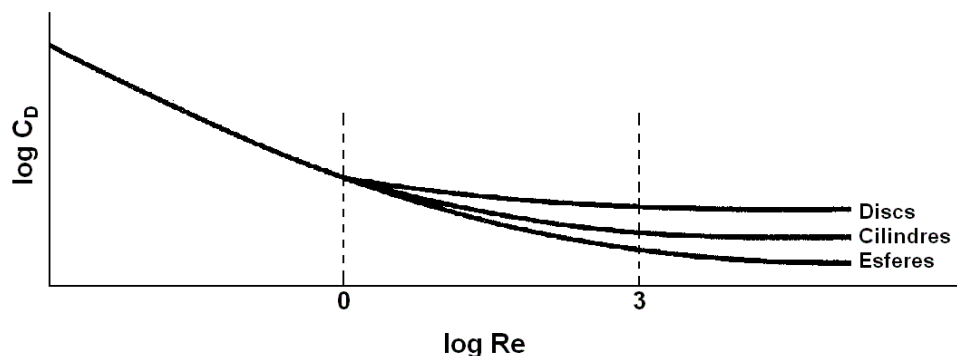


Figura 1.23. Variació del coeficient de fregament (C_D) amb el número de Reynold (Re) i la geometria de la partícula. (adaptat de WEF i ASCE, 1998a)

Per a partícules esfèriques s'ha obtingut les següents equacions de C_D en funció del règim de circulació del fluid:

Sedimentació en règim laminar ($Re < 1$):
$$C_D = \frac{24}{Re} \quad \text{Eq. 1.12}$$

Sedimentació en règim de transició ($1 < Re < 10^3$):

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0.5}} + 0.34 \quad \text{ó} \quad C_D = \frac{18.5}{Re^{0.6}} \quad \text{Eq. 1.13}$$

En règim turbulent ($Re > 10^3$), el coeficient de fregament es manté pràcticament constant en valors que oscil·len entre 0.34 i 0.40 (WEF i ASCE, 1998a).

L'ús de l'Equació 1.9 requereix també el coneixement de la diferència relativa entre la densitat de la partícula i la de l'aigua. Aquest paràmetre també se sol anomenar gravetat específica i depèn fonamentalment de la temperatura del medi i de la natura de la partícula. La gravetat específica per a partícules inorgàniques sol estar al voltant de 2.65, mentre que per a partícules orgàniques varia entre 1.001 i 1.01 (Bhargava i Rajagopal, 1989). Així, les partícules inorgàniques presenten una major velocitat de sedimentació discreta que les partícules orgàniques.

El procés de sedimentació discreta no sol ocórrer mai en condicions ideals en cap de les etapes de tractament existents en una EDAR. Tanmateix, aquesta teoria se sol utilitzar en el disseny de desarenadors de flux horitzontal, donada la seua proximitat al cas ideal de sedimentació de partícules discretes. En els decantadors primaris i secundaris, en canvi, en la part superior o de clarificació, on la concentració de sòlids és baixa, la sedimentació se sol produir de manera floculada com a conseqüència de les característiques floculants d'aquest tipus de suspensions.

1.5.1.2 Sedimentació floculada (Tipus II)

En condicions de repòs, les partícules suspeses en l'aigua mostren una tendència natural a aglomerar-se formant partícules de major mida, a mesura que van sedimentant. Aquest fenomen es coneix també com a sedimentació floculada o sedimentació de tipus II. L'estudi d'aquest tipus de sedimentació es basa en la teoria de la sedimentació de partícules discretes, però amb la diferència que, a mesura que les partícules sedimenten i s'uneixen amb altres (floculen), les seues dimensions i la seua velocitat de sedimentació es veu incrementada. Així, la velocitat de sedimentació en condicions de floculació va augmentant amb el temps.

La floculació és una característica important que determina la velocitat de sedimentació, i per tant, l'eliminació de sòlids que s'aconseguirà en un determinat volum de decantador.

L'estudi de les característiques de floculació dels sòlids en una aigua residual és molt important per al disseny de decantadors primaris, especialment per determinar el temps de retenció hidràulic necessari per assolir una determinada eliminació dels sòlids. En alguns casos se solen afegir agents químics a l'aigua residual per potenciar la floculació dels sòlids amb la finalitat de disminuir el temps necessari per aconseguir una determinada eliminació de sòlids i poder dissenyar els decantadors amb menor temps de retenció hidràulic i menor càrrega superficial.

En el procés de floculació intervenen dos processos oposats: la desaparició de partícules discretes per la formació de flòculs i la producció de partícules pel trencament de flòculs. La formació de flòculs es produeix per la col·lisió d'unes partícules amb altres o amb flòculs ja formats. El trencament de flòculs, en canvi, és degut a l'excessiva turbulència en el medi. Basant-se en aquestes consideracions teòriques, Parker *et al.* (1970) van desenvolupar un model matemàtic per estimar la quantitat de partícules disperses en funció del temps en un reactor de fangs activats. Aquests autors van observar que la distribució de mides de partícula en un fang activat es pot considerar bimodal (Parker *et al.*, 1971; Cho *et al.*, 1995), és a dir, presenta un pic al voltant de 5 μm (partícules discretes) i l'altre al voltant de 500 μm (diàmetre mig dels flòculs), com es mostra en la Figura 1.24.

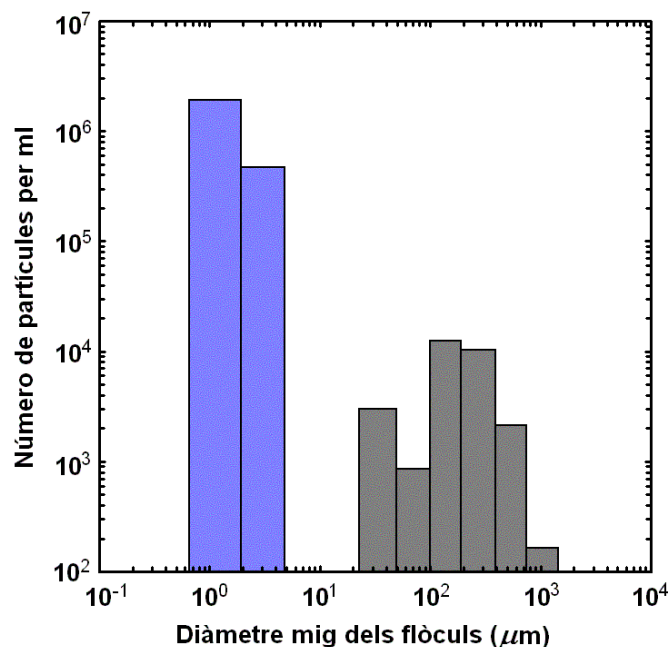


Figura 1.24. Distribució típica de diàmetres de partícula en els fangs activats (adaptat de Parker *et al.*, 1971).

Parker (1983) va definir com partícules primàries, també anomenades microflòculs, les que tenen diàmetres de partícula compres entre 0.5 a 5 μm , i els anomenats macroflòculs, els que tenen el diàmetre de partícula compres entre 10 a 5000 μm . La sedimentació d'un fang activat determinat depèn tant de la distribució de partícules primàries i flòculs, com de la facilitat amb què les partícules primàries són capturades pels flòculs.

Factors que afecten a la floculació

La floculació és un procés poc conegut que ha estat estudiat en els darrers anys en base a criteris empírics. Els factors que afecten aquest procés es poden agrupar en dos grups: característiques de la suspensió i característiques hidrodinàmiques del tanc.

Pel que fa a les característiques de la suspensió, se sap per exemple que els fangs biològics presenten una capacitat d'agregació de partícules molt superior a l'aigua residual bruta. Aquesta major capacitat de floculació és explicada per l'efecte dels microorganismes en la floculació dels fangs biològics. Aquest fenomen és conegut com **biofloculació** i s'explica amb major detall en l'apartat 1.5.3.1.

En l'aigua residual bruta, la capacitat de floculació depèn fonamentalment de la distribució de mides de partícula. L'existència de mides de partícula molt diferents permet que durant la sedimentació discreta de partícules grosses, amb major velocitat de sedimentació, les partícules més petites siguin arrossegades per aquestes, donant un altre tipus de floculació per diferència de velocitats de sedimentació.

Els factors que afecten la floculació dels fangs activats són: el temps de retenció de sòlids, la concentració dels fangs, la concentració d'oxigen dissolt en el reactor i la intensitat d'agitació o turbulència existent en el reactor biològic.

Alguns autors han trobat una relació inversa entre el grau de dispersió de la suspensió i el temps de retenció de sòlids en el reactor (Parker *et al.*, 1971; Chao i Keinath, 1979). Cashion i Keinath (1983), com a resultat dels seus estudis en planta pilot, van recomanar valors de TRS lleugerament elevats (8 dies) i valors de TRH baixos (4-8 hores). Chapman (1983) i Wahlberg *et al.* (1994), en estudis en planta pilot i planta real, respectivament, van observar un augment en la concentració de sòlids en l'efluent a mesura que augmentava la concentració de sòlids en el reactor.

Starkey i Karr (1984) van estudiar l'efecte de la concentració d'oxigen en el reactor de fangs activats sobre la concentració de sòlids que escapaven del decantador. Van realitzar experiments en tres plantes pilot. Després d'arribar a un estat estacionari, en una planta pilot van detenir l'airejament, mantenint l'agitació mecànica i en l'altra planta van substituir l'oxigen per nitrogen. La disminució d'oxigen en el reactor va provocar un augment de sòlids en l'efluent del decantador. A més, la planta on es va introduir nitrogen, simulant el mateix nivell de turbulència causat per l'airejament, va ser la que va experimentar un major increment de sòlids en l'efluent. Els autors van concloure que l'escassetat d'oxigen afectava la floculació degut a que s'inhibia la segregació de polímers extracel·lulars, que afavoreixen l'agregació de microorganismes.

Das *et al.* (1983) van estudiar l'efecte de la turbulència existent en els reactors obtenint una relació directa entre el gradient de velocitats (G) i la concentració de sòlids dispersos en el fang. A més a més, van comprovar que les turbulències existents en el transport del fang des del reactor al decantador també podien provocar la disgregació de flocs.

Koniceck i Burdych (1988) van estudiar l'efecte del sistema d'airejament utilitzat en la floculació del fang activat. En fangs activats airejats mecànicament, el nombre de partícules amb diàmetre menor de $3.33 \mu\text{m}$ va resultar al voltant de 20 vegades superior que en fangs activats airejats per difusors. Amb l'objectiu de millorar el funcionament dels decantadors secundaris, Parker (1983) va proposar l'ús de difusors de bombolla fina per dos motius: la major eficiència en la transferència d'oxigen d'aquests sistemes permet un mateix airejament amb menor turbulències i també l'energia de mescla aplicada pel sistema d'airejament es distribueix uniformement, evitant l'existència de zones d'elevada turbulència.

1.5.1.3 Sedimentació zonal o impedida (Tipus III)

Quan la concentració dels sòlids augmenta en l'aigua, les forces d'interacció entre les partícules esdevenen més importants i la sedimentació es veu impedida per la resistència addicional al moviment d'una partícula causada per altres partícules. Aquest efecte fa que la suspensió sedimente en massa, mantenint les posicions relatives entre les partícules. La velocitat amb que sedimenta una suspensió en aquestes condicions és funció únicament de la concentració de sòlids existents, de manera que aquesta disminueix a mesura que augmenta la concentració.

Aquest comportament s'ha observat per a suspensions floculentes amb concentracions de sòlids superiors a 1000 mg/l (Ekama *et al.*, 1997). La Figura 1.25 mostra l'evolució de la sedimentació zonal en un procés de sedimentació discontinua, on es distingeixen les diferents zones que es poden formar durant aquest procés: la zona d'aigua clarificada (A), la zona de concentració constant igual a la inicial (B), la zona de transició (C) i la zona de compressió (D). En aquesta figura es veu com la zona de líquid clarificat (A) va augmentant a mesura que progressa la sedimentació. En un experiment de sedimentació discontinua, les interfases A-B, A-C i A-D solen ser molt nítides i fàcils de localitzar, mentre que les interfases B-C i C-D no es poden detectar a simple vista degut a l'opacitat de la suspensió i el canvi gradual de concentració entre una zona i l'altra.

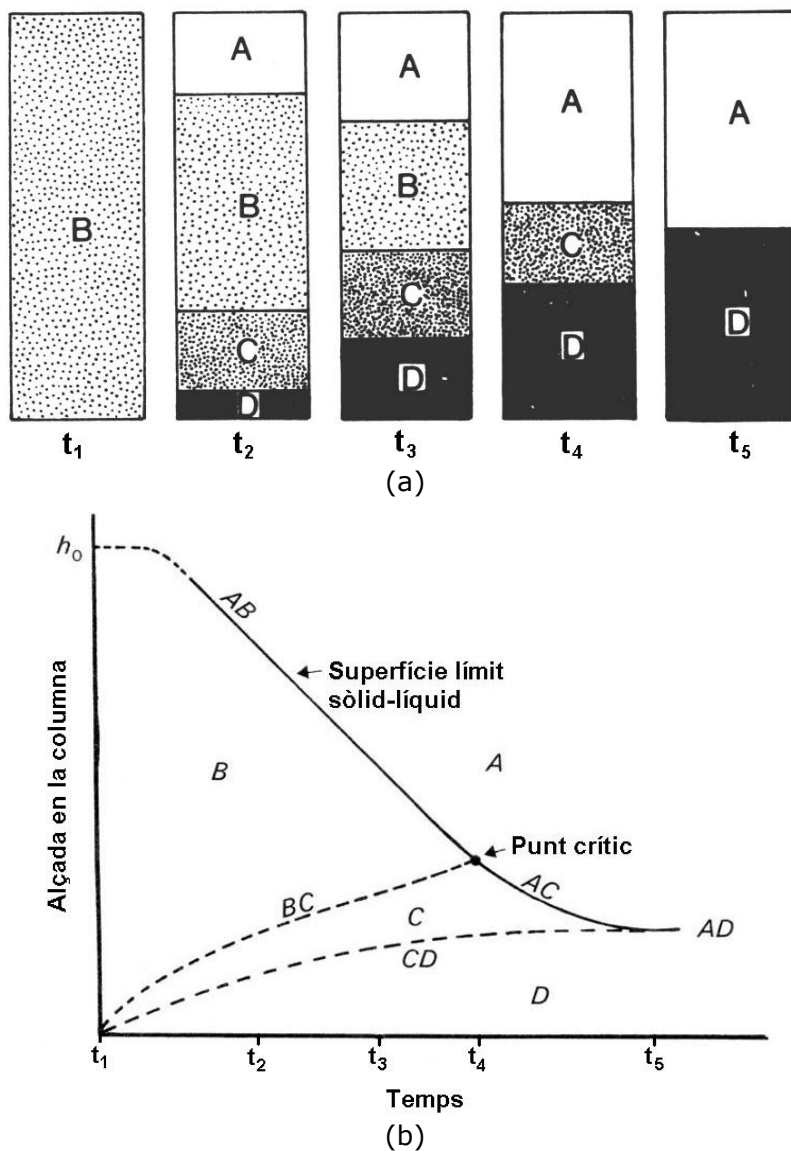


Figura 1.25. Evolució de la sedimentació zonal en un procés de sedimentació discontinua: a) evolució en una proveta; b) corbes de variació de les interfases amb el temps. (adaptada de Costa *et al.*, 1985)

Matemàticament, les interfases que es produeixen en un flux bifàsic sòlid-líquid es representen mitjançant la teoria de les ones o pulsacions cinemàtiques. Aquest concepte matemàtic té una gran importància en la modelació matemàtica dels processos de sedimentació, com es veurà més endavant (apartat 1.6.2).

El seguiment de la interfase entre la zona A i la zona B, de concentració constant, amb el temps ens dona la velocitat de sedimentació zonal de la suspensió (Figura 1.25b). Les característiques de sedimentació de les partícules sòlides en la zona B, mantenint les seues posicions relatives i , per tant, amb concentració constant, donen una velocitat de sedimentació constant fins que s'arriba al punt crític. A partir d'aquest punt, apareix la interfase A-C, entre el líquid clarificat i la zona de transició (C), on la concentració de sòlids augmenta gradualment entre la interfase A-C i la interfase C-D. L'augment gradual de la concentració dels sòlids fa que la velocitat de descens de la interfase A-C vaja decreixent també gradualment fins que desapareix la zona C i finalitza el regim de sedimentació zonal.

Determinació de la velocitat de sedimentació zonal

La velocitat de sedimentació zonal (V_{SZ}) es defineix com la velocitat de descens de la interfase sòlid-líquid en un experiment de sedimentació discontinua. Així, la V_{SZ} d'una suspensió determinada s'obté de la representació gràfica alçada - temps de la interfase sòlid-líquid, i ve donada pel pendent de la part recta inicial d'aquesta representació. Com que la V_{SZ} , per a una mateixa suspensió, es funció de la concentració de sòlids existent (X), aquesta relació entre V_{SZ} i X es pot determinar mitjançant la representació de diverses corbes de sedimentació discontinua amb distintes concentracions inicials de la suspensió (Figura 1.26a)

S'han proposat un gran nombre de relacions matemàtiques entre V_{SZ} i X (veure apartat 1.6.2.5), però de totes elles, el model exponencial de Vesilind (1968) ha sigut el més acceptat per la comunitat científica en el camp del tractament d'aigües residuals (Ekama *et al.*, 1997). Aquest model es pot escriure de la següent manera:

$$V_{SZ} = V_0 \cdot \exp(-n \cdot X) \quad \text{Eq. 1.14}$$

on els paràmetres V_0 (m/h) i n (l/g) estan relacionats amb les característiques de sedimentabilitat del fang.

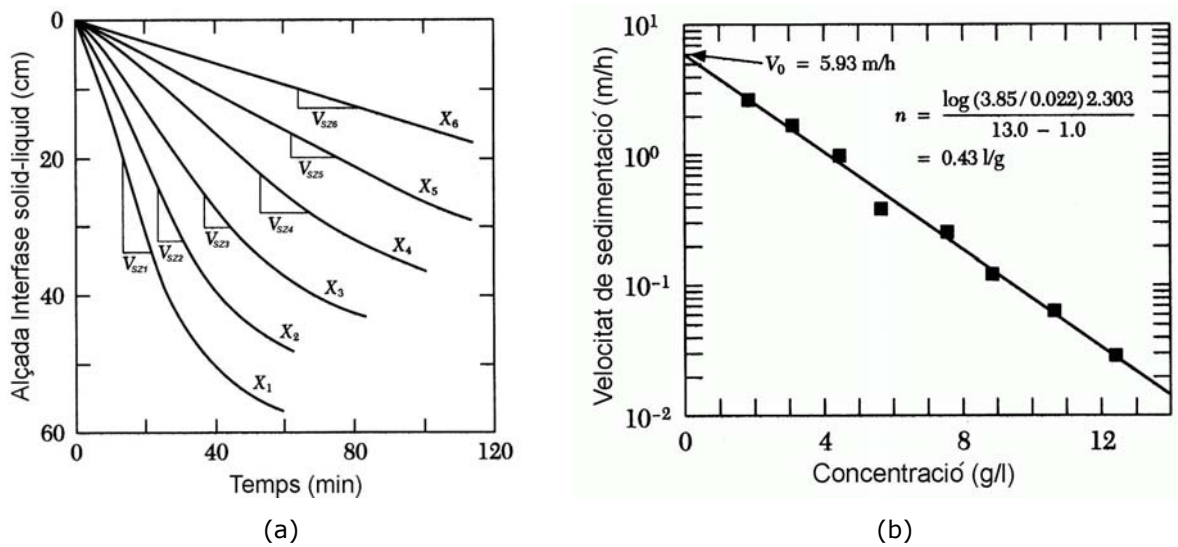


Figura 1.26. Obtenció experimental de la velocitat de sedimentació zonal. a) Corbes de sedimentació discontinua a distintes concentracions inicials. b) Determinació dels paràmetres de sedimentació zonal segons el model exponencial (adaptat de Ekama *et al.*, 1997)

La representació de les distintes velocitats de sedimentació zonal en funció de la concentració inicial de la suspensió en escala semilogarítmica (Figura 1.26b) es pot ajustar amb una línia recta de pendent n i ordenada en origen V_0 . Els fangs amb bones característiques de sedimentabilitat tindran valors elevats de V_0 i valors baixos de n , i viceversa. Per aquest motiu, la fracció V_0/n ha sigut proposada per diversos autors com a una mesura de la sedimentabilitat dels fangs (Pitman, 1984; Ekama *et al.*, 1984). Una vegada coneguts aquest paràmetres no es requereix cap altre paràmetre per aplicar la teoria del flux al disseny de decantadors (apartat 1.6.2.2).

1.5.1.4 Compressió (Tipus IV)

Quan els sòlids del fang que sedimenten arriben al fons del decantador i s'acumulen uns damunt dels altres es produeix la compressió d'aquests sòlids. En aquest procés, els sòlids que van sedimentant transmeten la força mecànica descendent als sòlids que s'acumulen a sota de manera que el fang es comprimeix i l'aigua és exprimida fora del fang. El procés de compressió està governat per la pressió intersticial, la compressibilitat i la permeabilitat del fang.

El procés de compressió és poc conegut i sols alguns autors han proposat expressions empíriques per estimar la velocitat de compressió. Merkel (1971) va proposar una funció empírica que relacionava la concentració del fang, mesurada com a fracció volumètrica, amb el temps de compactació, basant-se en dades de compactació de fangs (veure Figura 1.27). Aquesta funció va ser validada amb altres dades de compactació de fangs procedents de plantes reals (Pflanz, 1969) i ha sigut acceptada com a base de disseny segons el mètode empíric proposat per la ATV (Abwasser-Technische Vereinigung; ATV, 1976).

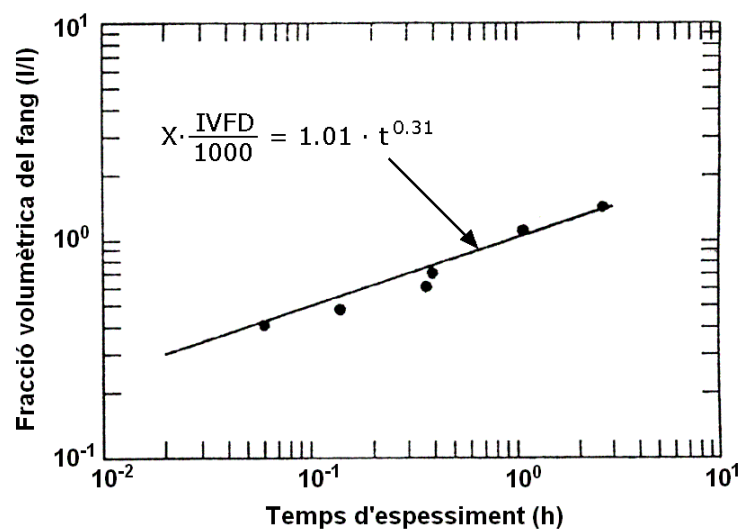


Figura 1.27. Funció de compressió proposada per Merkel (1971). (adaptat de Ekama *et al.*, 1997)

1.5.2 Decantació primària

L'objectiu principal de la decantació primària és l'eliminació dels sòlids sedimentables de l'aigua residual prèvia al tractament biològic. En aquests elements, la velocitat de l'aigua es redueix fins a un determinat valor, donat per la secció del decantador, fins a aconseguir eliminacions del 50 al 60% dels sòlids de l'aigua residual influent. La DQO associada als sòlids també és eliminada de l'aigua residual que arriba al tractament biològic, aconseguint eliminacions de fins al 60% de la DQO suspesa inicial.

Degut a les baixes concentracions que sol tenir l'aigua residual que entra als decantadors primaris, la clarificació de l'aigua es produeix mitjançant el procés de sedimentació floculada (tipus II). Tanmateix, el grau de floculació és molt baix comparat amb la decantació dels fangs activats, on la biofloculació juga un paper fonamental. Per tant, els sòlids suspesos que conté l'aigua residual es poden dividir en sòlids sedimentables i sòlids

no sedimentables. La major part dels sòlids que escapen per l'efluent dels decantadors primaris es consideren sòlids no sedimentables i solen estar entre un 30 i un 40% dels sòlids totals en les aigües residuals.

Els paràmetres bàsics en el disseny d'aquests elements són el temps de retenció de l'aigua residual, la càrrega superficial i la càrrega sobre vessador. El calat sol estar al voltant dels 3 metres. A més, s'ha de tenir en compte el cabal punta per evitar un excessiu augment dels sòlids en aquestes condicions. En la Taula 1.4 es mostren els valors típics utilitzats per al disseny de decantadors primaris.

Paràmetre	Valor	
	Interval	Típic
Temps de retenció (h)		
a cabal mig	2 – 3	2.5
a cabal punta	≥ 1	1
Càrrega sobre vessador ($m^3/m \cdot h$)		
a cabal mig	≤ 10	10
a cabal punta	≤ 40	40
Càrrega superficial ($m^3/m^2 \cdot h$)		
a cabal mig	≤ 1.3	1.3
a cabal punta	≤ 2.5	2.5
Calat (m)	2.5 – 3.5	3

Taula 1.4. Valors típics per al disseny de decantadors primaris (Ferrer i Seco, 1993)

1.5.3 Decantació secundària

El procés de fangs activats és el més utilitzat per a l'eliminació de matèria orgànica i nutrients de les aigües residuals. En aquest procés, la separació de l'aigua tractada del fang biològic activat és l'etapa fonamental per què l'efluent obtingut compleix els requeriments de depuració per als quals ha estat dissenyada la EDAR. Així, en aquests sistemes, els decantadors secundaris juguen un paper fonamental, no sols com a clarificadors de l'aigua tractada sinó també com a espessidor dels fangs biològics abans de ser recirculats al reactor. Moltes vegades, els decantadors secundaris també són utilitzats com a tanc d'emmagatzematge de fangs biològics durant les puntes de cabal.

La importància dels decantadors secundaris com a clarificadors no sols es fonamenta en l'obtenció d'un efluent de qualitat, sinó també en la pròpia estabilitat del sistema. Una pèrdua de sòlids no controlada per l'efluent del decantador provocaria una baixada en la concentració de sòlids al reactor, afectant al temps de retenció cel·lular i, per tant, a la capacitat de depuració del sistema.

El funcionament dels decantadors secundaris ve determinat per les seues característiques de disseny i operació. Els factors principals que afecten aquest funcionament es poden classificar en quatre grans grups: característiques hidràuliques, característiques físiques, condicions ambientals i característiques del fang. En la Taula 1.5 es mostren els factors més importants de cada grup. De tots ells, els més importants de cara al disseny dels decantadors són els cabals d'aigua residual (mig, punta i pluvial) i les característiques del fang biològic. Així, una vegada conegut el cabal de tractament, la concentració de sòlids en el reactor, junt amb les característiques del fang (principalment la seua sedimentabilitat i compressibilitat) determinen l'àrea superficial del decantador i la seua profunditat. La resta de factors enumerats en la Taula 1.5, com ara les característiques hidràuliques i físiques del decantador seran determinants del bon funcionament del decantador pel que fa a la seua capacitat de clarificació de l'aigua tractada.

(1) Característiques hidràuliques i dimensions externes del tanc	(2) Característiques físiques internes
Cabals d'aigua residual (mig, punta i pluvial) Àrea superficial i càrrega superficial Profunditat i temps de retenció Relació de recirculació del fang	Presència de zona de floculació Sistemes de recollida del fang Característiques de l'entrada Tipus de vessador, longitud i posició Configuració del tanc Patrons de flux hidràulic i turbulència Corrents de convecció i de densitat
(3) Condicions locals	(4) Característiques del fang
Vent Canvis de temperatura en l'aire i l'aigua	Concentració en el reactor biològic Característiques de floculació, sedimentació i espessiment Processos biològics (desnitrificació, ...)

Taula 1.5. Factors que afecten la separació sòlid – líquid en decantadors secundaris.

Les condicions en el reactor biològic són molt importants per a la bona sedimentabilitat del fang. Per exemple, un baix airejament del reactor pot provocar la proliferació de microorganismes filamentosos, empitjorant la sedimentabilitat i compressibilitat del fang

(*bulking*). En canvi, una excessiva agitació pot ocasionar una pobra floculació i la formació de flòculs en "punta d'agulla", caracteritzats pel seu petit diàmetre i baixa velocitat de sedimentació. La flotació dels fangs és un altre problema que sol aparèixer degut als processos de desnitrificació en el decantador quan entren grans quantitats de nitrat procedents del reactor biològic. Henze *et al.* (1993) van estimar que era necessari una desnitrificació d'entre 6-8 i 8-10 mg/l de nitrat per a provocar la flotació dels fangs a temperatures de 10 i 20 °C respectivament.

El funcionament dels decantadors secundaris com a espessidors dels fangs ve determinat per la sedimentabilitat i compressibilitat del fang i per la concentració de sòlids en el reactor biològic. Tanmateix, els decantadors secundaris encara són dissenyats majoritàriament a partir de criteris empírics de càrrega hidràulica i de sòlids, com per exemple els criteris de la IWPC (1973), US EPA (1975) i GLUMRB (1968). Aquests tipus de criteris donen per suposat que les característiques de sedimentabilitat del fang seran semblants a aquelles per a les quals han sigut obtinguts en base a sistemes de fangs activats semblants.

En les dues darreres dècades, els investigadors van centrar els seus esforços en l'obtenció de mesures de la sedimentabilitat dels fangs adequades i la seua aplicació a teories i procediments de disseny de decantadors. Fruit d'aquest esforç, es van desenvolupar tres procediments de disseny basats en les seues corresponents mesures de sedimentabilitat diferents. Aquestes mesures són: la velocitat de sedimentació zonal agitada (VSZA), associada al procediment de disseny basat en la teoria del flux (Vesilind, 1968; Dick, 1970); l'índex volumètric específic agitat a 3.5 g/l (IVEA_{3.5}), associat al procediment del Water Research Centre (White, 1976), i l'índex volumètric del fang diluït (IVFD), associat als procediments de disseny alemany (ATV, 1976) i holandès (STOWa, 1983). Aquests procediments permeten obtenir l'àrea superficial (i la profunditat en el cas de l'ATV) requerida per als decantadors secundaris en funció dels paràmetres de sedimentabilitat i de la concentració de sòlids en el reactor.

La capacitat dels decantadors secundaris per obtenir un efluent clarificat, malgrat la seua importància en el compliment del requisits d'abocament, no se sol tenir en compte en el seu disseny. La concentració de sòlids en l'efluent pot millorar bastant si es garanteix una bona floculació en el decantador. Actuant sobre la hidrodinàmica de les entrades i sortides es pot afavorir la captura dels sòlids dispersos en el si dels flòculs. Aquestes millores solen consistir en modificacions en la configuració de l'entrada del fang biològic i la incorporació d'un deflector central per crear una zona de floculació a l'entrada (veure Figura 1.28).

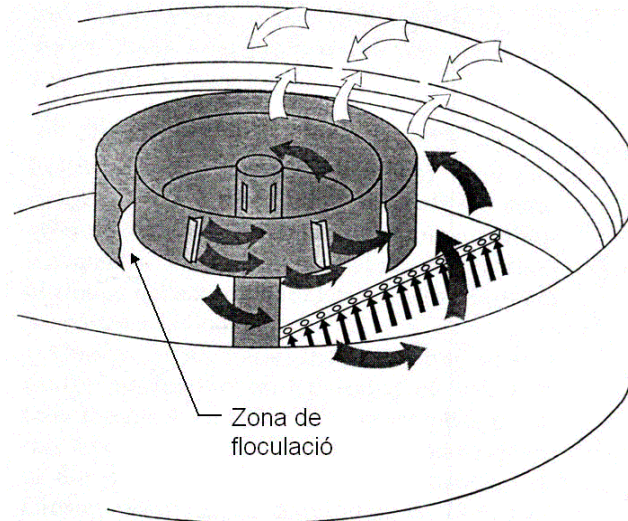


Figura 1.28. Anell de floculació central en un decantador secundari (adaptat d'Ekama *et al.*, 1997).

El disseny d'aquesta zona de floculació es basa en els estudis de floculació realitzats a escala de laboratori per Parker *et al.* (1971) i completats per Wahlberg *et al.* (1994). Segons aquests estudis, un temps de retenció hidràulic de 20 minuts en la zona de floculació és suficient per garantir una bona floculació dels sòlids. Aquest valor, junt amb el cabal mig de tractament de la planta i considerant una recirculació del 50%, permet obtenir el diàmetre d'aquest cilindre central de floculació.

1.5.3.1 Característiques de sedimentabilitat dels fangs biològics

En funció del tipus de fang, les característiques de sedimentabilitat i compressibilitat són bastant diferents. Els fangs primaris es caracteritzen per la seua escassa activitat biològica i el seu alt percentatge en sòlids inorgànics, la qual cosa permet una major compressió en el fons dels decantadors. En canvi, aquests fangs presenten una menor floculació que els fangs biològics o secundaris, donant un efluent amb més concentració de sòlids.

La sedimentabilitat i compressibilitat dels fangs secundaris, degut a la seua activitat biològica, depèn fonamentalment del tipus de procés biològic existent en el reactor de fangs activats, que afecta al procés de biofloculació que s'explica a continuació.

1.5.3.1.1 *Biofloculació dels fangs activats*

Els bacteris individuals són sòlids coloidals que no poden sedimentar en els decantadors convencionals. Per tant, l'única forma de separar-los de l'aigua per gravetat es basa en la seua agregació o floculació.

La morfologia dels fangs activats determina la seua capacitat de floculació i de compressió en el fons del decantador. Aquesta floculació natural que es produeix en els fangs secundaris s'anomena **biofloculació** i ha sigut estudiada durant els darrers anys, amb l'aparició de moltes teories que tracten d'explicar aquest fenomen. Unz (1987) defineix la biofloculació com la tendència natural que mostren alguns microorganismes, cèl·lules disperses o floculs per unir-se, bé per col·lisions aleatòries o per divisions cel·lulars i posterior creixement formant colònies.

Parker *et al.* (1971) van plantejar l'existència de dos tipus de mecanismes de floculació en els fangs activats. El primer fou explicat com una agregació de bacteris individuals per l'acció dels anomenats polímers extracel·lulars que actuaven com a pont d'enllaç entre les cèl·lules veïnes. Aquests polímers extracel·lulars són produïts majoritàriament pel metabolisme tant de bacteris (Pavoni *et al.*, 1972), com protozous (Curds, 1963) i també per la lisi cel·lular (Urbain *et al.*, 1993). Actualment se sap que els bacteris formadors de floculs produeixen polímers extracel·lulars implicats en l'agregació, però no es coneix amb certesa els factors que afavoreixen la seua producció. També se sap que la presència de cations divalents afavoreix la formació dels floculs per compensació de la càrrega negativa dels bacteris que s'agrupen (Higgins i Novak, 1997).

El segon mecanisme consisteix en una xarxa de filaments formada per l'estructura de bacteris filamentosos, on els bacteris queden retinguts i van formant el flocul sobre aquesta estructura. Sense aquesta xarxa de bacteris filamentosos, els floculs formats són relativament fràgils i poden trencar-se fàcilment per les turbulències generades en el reactor.

Jenkins *et al.* (1993) van descriure aquest model de dos nivells en termes de **microestructura** i **macroestructura** del flocul. La microestructura es forma a partir del procés de d'agregació i biofloculació potenciada per la formació de ponts de polímers extracel·lulars. Existeixen unes determinades espècies de microorganismes responsables de la biofloculació, anomenats formadors de floculs, que segreguen aquests polímers extracel·lulars. Malgrat que els bacteris formadors de floculs constitueixen únicament un

percentatge baix respecte del total de microorganismes trobats en els floculs, la seua funció és fonamental per al correcte funcionament del sistemes de fangs activats.

Aquesta microestructura per si mateix sols pot donar lloc a floculs molt petits i amb poca consistència que poden ser dividits amb facilitat en zones d'elevada turbulència provocant la formació dels anomenats floculs en "punta d'agulla". La macroestructura del fang activat ve donada pel creixement de bacteris filamentosos. Aquests organismes formen l'esquelet sobre el qual la resta d'organismes poden créixer (Sezgin *et al.*, 1980). En la Figura 1.29 es representa la formació de floculs amb presència de filamentosos i sense filamentosos. Els floculs formats amb aquests tipus de microorganismes (filamentosos i no filamentosos) són més grans (100-2000 μm), amb formes irregulars i suficientment forts com per resistir la turbulència existent (Figura 1.29d).

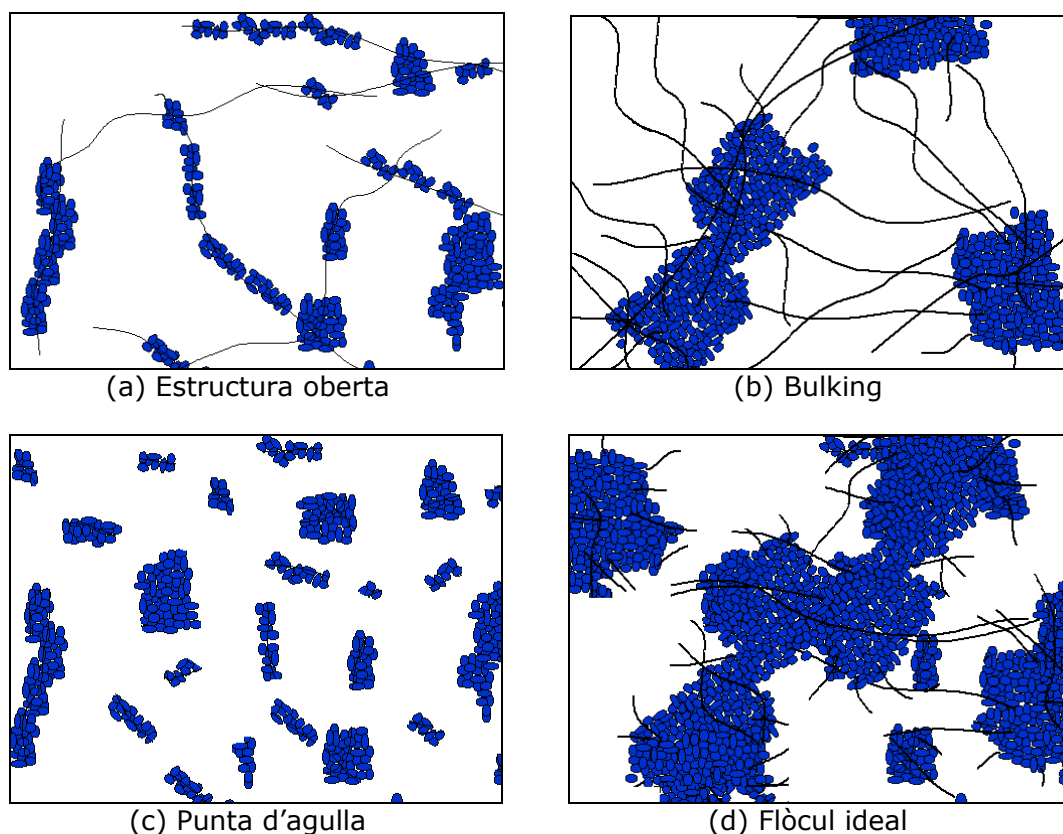


Figura 1.29. Efecte dels organismes filamentosos en l'estructura i formació dels floculs.

Per a que un fang biològic tinga unes bones característiques de sedimentabilitat ha de tenir una concentració equilibrada de cada tipus de microorganisme. Jenkins *et al.* (1993) van arribar a la conclusió que la major part dels problemes dels decantadors secundaris eren deguts a defectes en la microestructura o en la macroestructura dels floculs. Tant el *bulking* filamentós, causat per l'excessiva presència de bacteris filamentosos (Figura 1.29b), com els floculs de "punta d'agulla", associats a la insuficiència de filamentosos

(Figura 1.29c), són defectes de la macroestructura dels floculs. Per altra banda, la formació de floculs d'estructura oberta (Figura 1.29a) està associada a l'escassa presència de bacteris formadors de floculs, donant una biofloculació incompleta i un creixement dispers dels bacteris.

Aquests defectes en l'estructura dels floculs afecten a les característiques de sedimentabilitat del fang activat. Així, el *bulking* filamentós dona un fang que sedimenta lentament i es compacta molt poc, però en canvi, aconsegueix capturar molts sòlids dispersos, deixant un efluent molt clarificat. Un fang activat amb pocs filamentosos, per contra, sedimenta i compacta molt millor, però no aconsegueix capturar els sòlids dispersos, donant un efluent molt carregat de sòlids.

Les investigacions recents sobre noves tecnologies de tractament d'aigües residuals apunten cap a una possible tecnologia que substituiria el sistema de fangs activats convencional. Aquesta tecnologia es basa en l'ús de l'anomenat **fang activat granular**, format per grànuls de microorganismes formadors de floculs on predominen els bacteris PAO (Beun *et al.*, 2000). La major densitat d'aquest tipus de microorganismes afavoreix la seua velocitat de sedimentació, sense la necessitat de formar grans floculs. Els grànuls formats presenten bones característiques de sedimentabilitat i compressibilitat, amb valors de IVF propers als 30 ml/g (van Loosdrecht *et al.*, 2004), a més d'una elevada consistència que impedeix el seu trencament afavorint la floculació i creixement dels grànuls (Etterer i Wilderer, 2001). La teoria de floculació clàssica, basada en la microestructura y macroestructura dels floculs podria ser substituïda per la formació de grànuls de fang activat, sense necessitat de bacteris filamentosos. La bona sedimentabilitat d'aquests grànuls permetria treballar amb majors concentracions de sòlids en el reactor i prescindir dels decantadors secundaris, ja que la separació es realitzaria en el propi reactor durant un curt període de sedimentació (van Loosdrecht *et al.*, 2004). De tota manera, aquesta tecnologia es troba en fase d'investigació en escala de laboratori i no ha sigut encara aplicada a escala industrial.

1.5.3.1.2 Mesures de la sedimentabilitat

La sedimentabilitat d'un fang biològic es pot quantificar mitjançant dos aproximacions basades en distints paràmetres. La primera aproximació es basa en la mesura del volum ocupat pel fang després d'un temps fix de sedimentació, mentre que la segona es basa en la mesura de la velocitat de sedimentació zonal tal i com s'ha explicat en l'apartat

1.5.1.3. Aquests dos mètodes per determinar la sedimentabilitat del fang es basen en experiments de sedimentació discontinua realitzats en una proveta. Tot seguit es farà una descripció dels paràmetres de mesura de la sedimentabilitat més importants desenvolupats en els darrers anys basats en la primera aproximació.

Índex Volumètric del Fang (IVF) (Mohlman, 1934)

L'índex volumètric del fang, també anomenat índex de Mohlman, és el paràmetre més utilitzat per determinar la sedimentabilitat d'un fang. Es defineix com el volum (en ml) ocupat per un gram de fang sec després de decantar 30 minuts en repòs en una proveta d'un litre, és a dir:

$$IVF = \frac{VF_{30}}{X} \quad \text{Eq. 1.15}$$

on, X és la concentració de sòlids suspesos (en g/l) i VF_{30} és el volum (en ml) ocupat pel fang decantat després de 30 minuts de sedimentació.

Tanmateix, l'IVF és una mesura molt criticada per la bibliografia. Entre els arguments en contra més importants destaquen:

1. El valor obtingut depèn de la concentració inicial del fang.
2. El diàmetre de la proveta i la profunditat afecten a la mesura.
3. L'agitació, per petita que siga, també afecta al resultat obtingut.
4. No té cap relació observable amb les propietats reològiques del fang.
5. No té cap relació amb la velocitat de sedimentació zonal.
6. No dóna cap mesura del comportament de sedimentació del fang. Únicament dóna el volum ocupat pel fang després de 30 minuts de sedimentació.
7. No dóna informació sobre la possible existència de flòculs en punta d'agulla.

De tots aquests arguments en contra, el més important és el primer, ja que limita l'interval d'aplicabilitat de l'experiment a valors de concentració de sòlids semblants. A més, per a concentracions molt elevades, com per exemple 8 g/l, fins i tot sense que el fang sedimente ($VF_{30} = 1000$ ml), el valor de l'IVF seria de 125 ml/g, que es pot considerar com una bona sedimentabilitat.

Com es pot veure en la Figura 1.30, quant millor sedimenta el fang, més elevat és el valor de concentració a partir del qual l'IVF comença a dependre de la concentració.

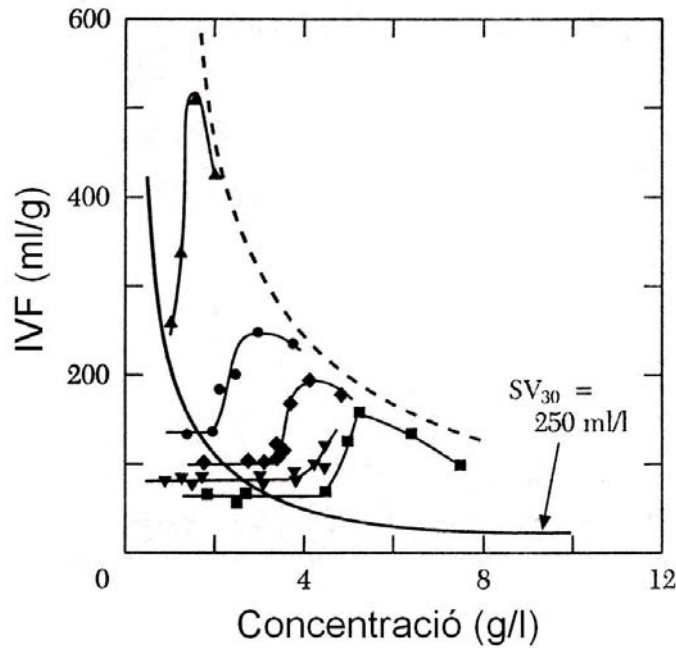


Figura 1.30. Valors de IVF obtinguts en funció de la concentració per a cinc fangs activats diferents (adaptat de Ekama *et al.*, 1997)

Molts dels inconvenients de l'IVF, fonamentalment el de la dependència de la concentració de sòlids, poden ser eliminats o millorats realitzant els experiments sota determinades condicions. Stobbe (1964) i White (1976) van proposar dues modificacions diferents al test de l'IVF per tal d'aconseguir una mesura més fiable de la sedimentabilitat del fangs:

Índex Volumètric del Fang Diluït (IVFD) (Stobbe, 1964)

Es defineix com el volum (en ml) ocupat per un gram de fang després de decantar 30 minuts en una proveta d'un litre, amb la previsió que aquest volum estiga sempre comprès entre 150 i 250 ml/l. En cas que no ho estiga, s'haurà de diluir el fang a la meitat de sòlids fins a aconseguir-ho.

$$IVFD = \frac{VFD_{30}}{X_{dil}} \quad \text{Eq. 1.16}$$

on, X_{dil} és la concentració de sòlids suspesos després de les dilucions necessàries (en g/l) i VFD_{30} és el volum (en ml) ocupat pel fang diluït després de 30 minuts de sedimentació.

El principal avantatge d'aquest mètode és la seua independència respecte de la concentració dels fang, la qual cosa permet comparar la sedimentabilitat de fangs procedents de diferents plantes, així com el seu ús en procediments de disseny de decantadors (ATV, 1976; STOWa, 1983). Koopman i Cadee (1983) van aplicar aquest paràmetre als Estats Units per al disseny de decantadors amb el mètode de la teoria del flux. Els paràmetres de sedimentació zonal (V_0 i r_h) els van obtenir amb l'ús de correlacions empíriques entre aquests paràmetres i l'IVFD. En la Taula 1.6 es poden veure alguns exemples d'aquestes correlacions d'entre les recopilades per Ekama *et al.* (1997).

Referència	Paràmetre utilitzat	Nombre de dades	Rang estudiat (ml/g)	Correlació per a V_0 (m/h)	Correlació per a r_h (m^3/kg)
Härtel i Pöpel (1992)	IVF	---	---	$17.4 \cdot e^{-0.0113 \cdot IVF} + 3.931$	$1.043 - 0.9834 \cdot e^{-0.00581 \cdot IVF}$
Daigger i Roper (1985)	IVF	236	36 - 402	7.8	$0.148 + 0.0021 \cdot IVF$
Daigger (1995)	IVF	> 1500	36 - 402	6.5	$0.165 + 0.001586 \cdot IVF$
Pitman (1984)	IVF	697	45 - 360	$10.4 - 0.0148 \cdot IVF$	$0.29 \cdot e^{0.016 \cdot IVF}$
Wahlberg i Keinath (1988a)	IVF	185	48 - 235	$18.2 \cdot e^{-0.00602 \cdot IVF}$	$0.351 + 0.00058 \cdot IVF$
Mines <i>et al.</i> (2001)	IVF	---	27 - 236	7.27	$0.0281 + 0.00229 \cdot IVF$
Wahlberg i Keinath (1988a)	IVFA _{3.5}	185	35 - 220	$24.3 \cdot e^{-0.01073 \cdot IVFA_{3.5}}$	$0.245 + 0.00296 \cdot IVFA_{3.5}$
Wahlberg i Keinath (1988b)	IVFA _{3.5}	185	35 - 220	$15.3 - 0.0615 \cdot IVFA_{3.5}$	$0.426 - 0.0038 \cdot IVFA_{3.5} + 5.43 \cdot 10^{-5} \cdot (IVFA_{3.5})^3$

Taula 1.6. Correlacions empíriques entre els paràmetres de sedimentació zonal (V_0 i r_h) i els paràmetres de sedimentabilitat IVF ó IVEA_{3.5}.

Índex Volumètric Específic Agitat a 3.5 g/l (IVEA_{3.5}) (White, 1976)

Es defineix com el volum (en ml) ocupat per un gram de fang després de decantar 30 minuts en una proveta estàndard, de 100 mm de diàmetre i 500 mm d'alçada, agitada suaument (1 rpm), partint d'una concentració inicial estàndard de 3.5 g/l.

El mètode estàndard proposat per White consisteix en realitzar experiments en l'interval de concentracions entre 2 i 6 g/l i interpolant el valor per a 3.5 g/l. Treballant amb diferents diàmetres i profunditats de la columna de sedimentació, altres autors han comprovat que l'agitació suau de l'experiment fa que els resultats obtinguts siguin independents de les dimensions de la columna (Rachwal *et al.*, 1982; Pitman, 1984).

L'IVEA_{3.5}, malgrat que és considerat el millor paràmetre dels tres (Ekama *et al.* 1997), no és tan fàcil d'obtenir, ja que requereix un equipament específic per poder realitzar els experiments.

1.5.4 Espessiment dels fangs.

L'espessiment dels fangs és un procés utilitzat en la majoria de les EDAR amb la finalitat d'obtenir un fang amb menor quantitat d'aigua per poder ser estabilitzat posteriorment en menors volums de reacció i abaratir també l'evacuació posterior de la planta.

Les operacions més utilitzades per a l'espessiment de fangs en una EDAR són l'espessiment gravetat o per flotació. En aquest apartat es farà referència únicament a l'espessiment per gravetat. Aquesta operació es realitza en elements anomenats espessidors, caracteritzats per la seua major relació calat/diàmetre respecte dels decantadors primaris o secundaris.

Els paràmetres de disseny bàsics en un espessidor per gravetat són la càrrega de sòlids i la càrrega superficial. Tanmateix, els valors recomanats per al disseny varien en funció del tipus de fang a espessir, segons es tracte d'un fang primari, un fang secundari o una barreja dels dos. En la Taula 1.7 es mostren els valors típics utilitzats per al disseny d'espessidors.

Paràmetre	Valor típic		
	Fang primari	Fang secundari	Fang mixt
Càrrega de sòlids (kg SS/m ² ·h)	≤ 1.4	≤ 0.45	≤ 0.9
Càrrega superficial (m ³ /m ² ·h)	≤ 5.4	≤ 1.4	≤ 2.9
Calat (m)	3 – 4		
Pendent del fons	2:12 – 3:12		

Taula 1.7. Valors típics per al disseny d'espessidors (WEF i ASCE, 1998b)

Amb fang primari s'aconsegueix una major compressió que amb fang secundari degut a les seues característiques de sedimentació. Per aquest motiu, els valors de la càrrega de sòlids i la càrrega superficial poden ser majors quan es tracta fang primari o fang mixt. En canvi, quan es pretén espessir fang biològic per gravetat s'ha de disminuir les càrregues i també el temps de retenció en l'espessidor per evitar problemes de flotació del fang a causa dels gasos produïts en l'activitat biològica. En molt casos, sobre tot quan la temperatura és superior a 20 °C i el fang no es troba digerit, no resulta convenient espessir fang biològic per gravetat i s'utilitza l'espessiment per flotació. En qualsevol cas

el temps de retenció en els espessidors també s'ha de controlar per evitar problemes de septicitat (mals olors) i flotació dels fangs. Tanmateix, aquest paràmetre es pot controlar en operació mitjançant el control del cabal d'entrada o amb l'addició d'aigua clarificada per mantenir un cabal d'efluent mínim a l'espessidor.

Encara que els fangs són espessits majoritàriament en aquests elements específics, en el fons dels decantadors primaris i secundaris també es produeix un cert espessiment en funció de l'acumulació de sòlids amb què treballen aquests, és a dir, l'alçada del mant de fangs. Per poder tenir en compte aquest espessiment en la simulació de decantadors és fonamental la incorporació de la teoria de compressió de fangs en el model.

De la mateixa manera, per poder simular la sedimentació zonal o floculada que es produeix en la part superior dels espessidors és necessari que els models d'aquests elements també incorporin les teories de sedimentació zonal i floculada.

Així, el desenvolupament d'un model general que tinga en compte, tant els processos de sedimentació floculada i zonal, com els de compressió de fangs, permetria una major aproximació en la simulació del funcionament de decantadors primaris, secundaris i espessidors.

1.6 Disseny i simulació d'EDARs: Modelació matemàtica.

L'elevada complexitat dels processos biològics que tenen lloc en una EDAR així com el seu comportament altament dinàmic fa necessari l'ús de models matemàtics en el camp del tractament d'aigües residuals.

Les principals aplicacions dels models matemàtics, que finalment en determinen la seua estructura i complexitat (veure Figura 1.31), es poden agrupar en:

- **Investigació:** Per comprovar les conseqüències dels nous coneixements i explicar adequadament els processos observats.
- **Disseny:** Per dissenyar EDARs i comprovar la influència de variacions en les condicions d'entrada i/o els paràmetres del procés en el seu funcionament.
- **Operació i control:** Per elaborar i provar estratègies de control que duguen el procés cap al punt desitjat de funcionament malgrat les pertorbacions internes i externes.

- **Diagnòstic:** Para interpretar les dades històriques de la planta, detectar possibles anomalies i suggerir-ne las causes.

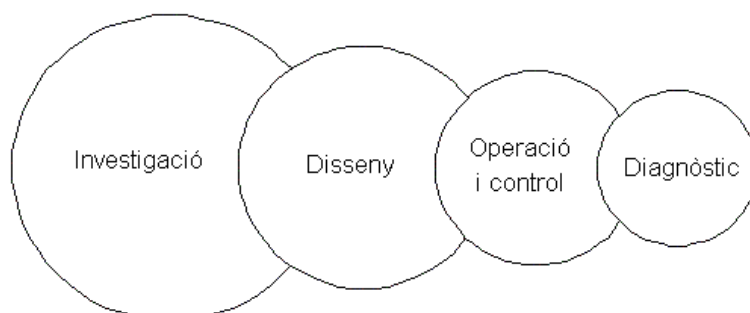


Figura 1.31. Complexitat dels models segons la seua finalitat (adaptat de Olsson i Newel, 1999)

Un model matemàtic d'un procés dinàmic consisteix en un conjunt d'equacions diferencials on es relacionen les variables d'estat del procés de manera que la seua resolució ens dóna la trajectòria seguida per aquestes variables en el temps. Aquestes equacions diferencials són el resultat de la combinació de les equacions de conservació de matèria i energia, així com el balanç de quantitat de moviment, amb les equacions de velocitat dels processos implicats, que poden ser tant físics (intercanvis de matèria, energia o quantitat de moviment) com químics i/o biològics (transformacions químiques dels substrats en productes del procés). La definició del model també pot incorporar una sèrie de restriccions pròpies del model, com ara les lleis d'equilibri, o altres restriccions externes referents a la legislació, normes de seguretat, etc.

De manera general, l'evolució d'una variable d'estat amb el temps ve definida per una equació diferencial ordinària del tipus:

$$\frac{dx}{dt} = f(x, u, t, \theta) \quad , \quad x(t=0) = x_0 \quad \text{Eq. 1.17}$$

on f fa referència a l'estructura matemàtica del model, x representa el vector de variables d'estat implicades en el sistema, u fa referència a les entrades del sistema i θ és el conjunt de paràmetres del model.

Per al cas de sistemes de tanc agitat, aquesta equació representa l'evolució de les variables d'estat en qualsevol punt del reactor que, de manera ideal, es considera que coincideix amb la sortida del reactor. Tanmateix, la dinàmica de sistemes no agitats es caracteritza per la presència de gradients espacials de concentracions, és a dir, que les variables d'estat no sols depenen del temps, sinó també de la posició que ocupen en el

sistema. Aquests sistemes solen descriure's mitjançant l'ús d'equacions diferencials parcials i s'anomenen sistemes de paràmetre distribuït.

Independentment de l'estructura del model, les equacions matemàtiques que relacionen entrades i sortides contenen tres tipus de constituents: variables, constants i paràmetres. Les variables estan formades per les entrades i sortides del model i les diferents variables d'estat, mentre que la diferència entre constants i paràmetres és menys evident. Generalment es consideren constants tots aquells paràmetres que mai canvien el seu valor en totes les possibles aplicacions del model. Paràmetres són doncs els constituents del model, el valor dels quals pot canviar segons les característiques del sistema on s'aplique, de manera que la seua determinació per a cada cas particular és imprescindible.

Existeixen distints tipus de paràmetres que es poden classificar segons la seua influència en el resultat de l'aplicació del model en paràmetres d'elevada influència o paràmetres de poca influència. A més, també hi ha paràmetres que poden modificar el seu valor amb el temps degut a, per exemple, canvis en la temperatura del sistema.

Els models matemàtics es poden agrupar en tres grans grups:

Models estructurats o fenomenològics: Són models generalment complexos amb els quals, l'evolució de les variables d'estat amb el temps queda determinada de manera precisa una vegada calibrats els seus paràmetres i conegudes les condicions inicials. Aquest models s'utilitzen fonamentalment en tasques de disseny i optimització de processos, ja que una vegada elaborats i calibrats poden ser aplicats a qualsevol altre sistema on intervinguen les mateixes variables en condicions semblants.

Empírics (*black-box models*): Relacionen les variables d'entrada al sistema amb les de sortida amb una relació matemàtica el més senzilla possible i sense necessitat de tenir cap sentit físic. Aquests models no incorporen cap coneixement del procés en la seua estructura matemàtica i no poden representar situacions per a les quals no han sigut calibrats, per tant, no poden ser utilitzats per a tasques de disseny. La utilitat d'aquests models se centra en la detecció de problemes i predicció del comportament d'un sistema prèviament determinat amb dades del seu correcte funcionament.

Semi-empírics (*grey-box models*): Són models que incorporen tant aspectes fenomenològics com empírics en diferent grau. El seu origen en basa en la recerca de la

simplicitat en els models estructurats mitjançant la incorporació de parts empíriques en el model. Així, aquest tipus de model incorpora les dues virtuts dels anteriors: la interpretabilitat física i la identificabilitat matemàtica dels paràmetres. (Dochain i Vanrolleghem, 2001). En funció del grau de descripció i complexitat del model, aquest tipus de models s'apropen a un o altre dels dos tipus anteriors.

La majoria dels models matemàtics utilitzats en el camp del tractament d'aigües residuals són del tipus semi-empíric, però amb un alt grau de complexitat que els apropa als models fenomenològics. Aquests models estan composts bàsicament per dos tipus d'equacions matemàtiques:

- **Equacions biocinètiques:** Inclouen les equacions que defineixen l'estequiometria i la cinètica dels processos bioquímics. Aquestes equacions poden ser generals i aplicables a diferents sistemes de tractament, independentment de les característiques hidràuliques del sistema i del regim de circulació del fluid.
- **Equacions hidrodinàmiques:** Descriuen el flux hidrodinàmic en el sistema, és a dir, el gradient de velocitats en què es troben els diferents compostos considerats pel model. En sistemes ideals de tanc agitat, aquestes equacions no tenen gaire importància, però en altres, com ara els decantadors, aquestes equacions són pràcticament més importants que les biocinètiques.

1.6.1 Modelació dels processos biològics

Els processos biològics que tenen lloc en les estacions depuradores d'aigües residuals consisteixen en transformacions bioquímiques que realitzen els microorganismes durant el seu creixement. La modelació matemàtica d'aquests processos de creixement és doncs fonamental per poder simular el funcionament d'una EDAR.

Existeixen diferents tipus de models de creixement de microorganismes i aquests es poden classificar de diferents maneres segons el seu plantejament. Així, es parla de models *segregats* (corpusculars) o *distribuïts* (continus) si es considera que el sistema està constituït per unitats estructurals (cèl·lules) on la variable característica és el nombre de cèl·lules, o bé que el sistema es caracteritza per una propietat uniformement distribuïda en tot el volum de reacció, amb la qual cosa, la variable característica pot ser qualsevol que indique la quantitat de matèria viva (volum, pes sec, densitat òptica, etc.).

Els tipus de model que més s'utilitzen en el camp de les aigües residuals són els models distribuïts, on la variable característica sol ser el pes de matèria seca, expressada generalment com a grams de sòlids suspesos volàtils.

Els models també es poden classificar segons s'estableixi o no diferenciació en l'edat de les cèl·lules, anomenant-se model *estructurat* o *no estructurat* respectivament. Es poden classificar en *parcials* o *globals* segons es tinguin o no en compte algunes o totes les variables que intervenen en el sistema (quantitat de biomassa, substrat, productes, ...)

Altres autors els classifiquen atenent a que una mateixa equació cinètica representi a totes les fases de creixement (*unificats*) o es necessiten diverses equacions per descriure tota la corba de creixement (*no unificats*). Si el criteri seguit són les prediccions del model sobre l'evolució futura del sistema poden classificar-se en *estocàstics* (probabilístics) o *determinístics* (basats en el coneixement teòric dels processos i les equacions dels balanços de matèria).

Donada la gran diversitat de processos biològics que poden existir en una EDAR, que ja han sigut comentats en els apartats 1.3 i 1.4, també convé distingir entre *models seqüencials* (on s'estudia la cinètica de cada procés per separat) o *models integrals* (on s'estudia la cinètica del conjunt de processos), caracteritzats per paràmetres globals com pot ser l'eliminació de DQO o la producció de gas.

El grau de detall en què es descriuen els processos determinarà la complexitat final del model, però també el grau de variabilitat dels seus paràmetres. Així, un model integral pot resultar més senzill que un model seqüencial perquè requerirà un menor nombre d'equacions diferencials per descriure els processos, així com un menor nombre de paràmetres. Tanmateix, la determinació de tots els seus paràmetres es farà necessària en tant que no es tracta de paràmetres amb significat físic real, sinó que engloben diversos efectes que poden ser molt diferents per a cada cas particular.

1.6.1.1 Bases del creixement microbià: La cinètica de Monod

La major part dels models desenvolupats per a la simulació dels processos biològics de degradació es basen en el model empíric de creixement proposat per Monod a mitjans del segle XX (Monod, 1942). Aquest model (Equació 1.18) fou el primer en introduir el concepte de *substrat limitant* del creixement (*S*).

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad \text{Eq. 1.18}$$

Segons aquest model, els microorganismes creixen de manera exponencial sempre i quant no hi haja limitacions de substrat en el medi. Per tant, la velocitat de creixement dels microorganismes (X) vindrà donada per la següent equació diferencial:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot X \quad \text{Eq. 1.19}$$

En l'expressió cinètica de Monod, la velocitat específica de creixement (μ) ve donada en funció de la concentració de substrat que limita el creixement mitjançant dos paràmetres: la velocitat específica màxima de creixement (μ_{\max}) i el coeficient d'afinitat pel substrat (K_S). El significat biològic dels paràmetres és el següent: μ_{\max} indica la velocitat màxima de creixement en condicions on el substrat no limita el creixement, i K_S fa referència a la concentració de substrat que fa que la velocitat específica de creixement siga la meitat del seu valor màxim.

El model clàssic de Monod no considerava el fet que els bacteris poden necessitar la presència de substrat fins i tot quan no creixen, com a font d'energia i carboni per al seu manteniment cel·lular. És a dir, existeix una concentració mínima de substrat (S_{\min}) necessària per al manteniment cel·lular, on la velocitat específica de creixement és zero. Per aquest motiu, el model de Monod ha sigut posteriorment modificat amb la introducció d'un terme de manteniment cel·lular, que pot ser expressat com a concentració límit de substrat (Equació 1.20; Schmidt *et al.*, 1985) o com a velocitat específica de manteniment (m) (Equació 1.21).

$$S = K_S \cdot \frac{\mu}{\mu_{\max} - \mu} + S_{\min}, \quad \text{equivalent a} \quad \mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S - S_{\min}}{K_S + S - S_{\min}} \quad \text{Eq. 1.20}$$

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_S + S} - m \quad \text{Eq. 1.21}$$

L'aplicació del model de Monod a medis on el creixement dels microorganismes pot estar limitat per més d'un tipus de substrat o per la presència de compostos inhibitoris del creixement ha dut a posteriors modificacions en l'equació cinètica de creixement. Aquestes modificacions consisteixen en afegir funcions anomenades *switch* de semisaturació o d'inhibició que multipliquen l'expressió original de Monod.

Les funcions *switch* de semisaturació són del tipus:

$$\frac{S_i}{K_{S,i} + S_i} \quad \text{Eq. 1.22}$$

Aquestes funcions són iguals que la del model de Monod, on la $K_{S,i}$, també anomenada coeficient de semisaturació per al substrat i , representa el valor de concentració de substrat i que dona una velocitat específica de creixement la meitat del seu valor màxim.

Les funcions *switch* d'inhibició poden tenir diverses formes en funció del tipus d'inhibició de la substància corresponent:

Inhibició no competitiva:

$$\frac{K_{I,i}}{K_{I,i} + S_i} \quad \text{Eq. 1.23}$$

on S_i és la concentració de substància inhibidora i , i $K_{I,i}$, també anomenada coeficient d'inhibició per a la substància inhibidora i , representa el valor de S_i que redueix la velocitat específica de creixement a la meitat del seu valor màxim.

Inhibició competitiva:

En aquest cas la substància inhibidora i competeix amb el substrat j per la seua captació i utilització, de manera que incrementa la quantitat de substrat necessària per a la semisaturació ($K_{S,j}$) en un factor de $(1 + S_i/K_{I,i})$.

$$\frac{S_j}{S_j + K_{S,j} \cdot \left(1 + \frac{S_i}{K_{I,i}}\right)} \quad \text{Eq. 1.24}$$

on $K_{I,i}$ representa el valor de S_i que provoca un augment de $K_{S,j}$ al doble del seu valor.

Inhibició acompetitiva:

Aquest cas és semblant a l'anterior, però ara el grau d'inhibició és funció també de la quantitat de substrat present en el medi.

$$\frac{S_j}{K_{S,j} + S_j \cdot \left(1 + \frac{S_i}{K_{I,i}}\right)} \quad \text{Eq. 1.25}$$

El tipus d'inhibició més utilitzada en el camp dels tractaments d'aigües residuals és el d'inhibició no competitiva, la qual pot venir donada per una substància externa, per un producte format pel propi procés o per el mateix substrat del procés en quantitats elevades.

1.6.1.2 Estequiometria i cinètica dels processos biològics

Els processos biològics que realitzen els microorganismes es poden representar com reaccions químiques on una sèrie de reactius es combinen per donar els productes de la reacció. En aquestes reaccions, com en qualsevol altra reacció química, s'ha de complir tant el balanç de masses com el de càrregues. Per tant, les quantitats de productes obtinguts estan relacionades amb les quantitats de reactius que intervenen mitjançant els anomenats coeficients estequiomètrics de la reacció (ν_i).

Generalment, en el camp dels tractament d'aigües residuals no s'arriba mai a un estat d'equilibri en cap dels processos biològics estudiats, de manera que la velocitat amb que es produeixen les transformacions té un paper fonamental en la modelació dels processos biològics. Així, cada procés biològic considerat tindrà una velocitat de reacció (r_j) que ens donarà la velocitat amb que es consumeixen els reactius o es formen els productes implicats en aqueix procés.

És bastant comú en els processos biològics de tractament d'aigües residuals que un mateix component i participe en més d'una reacció de transformació j de manera que en cadascuna pot participar com a reactiu o com a producte. D'aquesta manera, la velocitat de transformació global de cada component es pot obtenir com la suma de totes les velocitats de formació o de desaparició del mateix component en les reaccions on intervé:

$$r_i = \sum_{j=1}^n \nu_{i,j} r_j \quad \text{Eq. 1.26}$$

on $\nu_{i,j}$ representa el coeficient estequiomètric normalitzat del component i en la reacció química j , i tindrà un valor positiu, negatiu o nul segons participe respectivament com a producte, reactiu o no participe en la reacció j .

1.6.1.3 Format i notació

Donada la complexitat dels processos biològics considerats en els tractaments d'aigües residuals, en 1987, el grup d'investigadors de la IAWQ (ara IWA) encarregats de l'elaboració del model ASM1 (Activated Sludge Model No. 1, Henze *et al.*, 1987) van optar per l'ús de la notació matricial per a la descripció del model. Aquest tipus de notació es basa en col·locar els coeficients estequiomètrics $v_{i,j}$ en una taula, coneguda com matriu de Petersen, de manera que relacionen la velocitat de reacció de cada component i , presentat en successives columnes, amb la velocitat del procés j , presentada en successives files.

L'aparició del model ASM1 va suposar, a més de l'aparició d'un nou concepte de simulació dinàmica dels processos de tractament de les aigües residuals, un creixent avanç cap a l'estandardització de la notació i l'estructura dels models. La notació utilitzada permet distingir entre els components solubles, representats per una "S" seguida del subíndex que representa cada component, i els components particulats, representats per una "X" seguida del seu corresponent subíndex. Pel que fa als paràmetres del model, cal distingir entre paràmetres estequiomètrics i paràmetres cinètics. Els paràmetres estequiomètrics són aquells que s'utilitzen per al càlcul dels coeficients estequiomètrics de cada procés, com ara els rendiments dels microorganismes, representats per una "Y" seguida del subíndex relatiu a cada tipus de microorganisme considerat pel model. Els paràmetres cinètics són aquells que s'utilitzen en les expressions cinètiques de cada procés, com ara la velocitat de creixement màxima de cada microorganisme, representada per una " μ " seguida del subíndex relatiu al tipus de microorganisme.

A continuació es farà una breu descripció dels principals models publicats per als processos biològics de tractament d'aigües residuals considerats en aquest treball de tesi, tant els processos de fangs activats amb eliminació biològica de nutrients com els processos anaerobis de fermentació del fang primari.

1.6.1.4 Models existents per al procés de fangs activats

Els models biològics per a la descripció del procés de fangs activats han evolucionat en gran mesura des dels primers models, on sols es considerava l'eliminació de matèria orgànica (McKinney, 1962), fins als darrers anys, on s'ha anat incorporant

progressivament nous processos per tenir en compte també l'eliminació biològica de nitrogen i de fòsfor.

A principis dels anys 80, la *International Water Association* (IWA), que en aquella època es denominava IAWPRC (*International Association on Water Pollution Research and Control*), va organitzar un grup de treball, format per científics de diversos països, per a revisar els distints models existents de fangs activats i incorporar-hi els processos de nitrificació i desnitrificació. Fruit d'aquesta iniciativa, l'any 1986 va aparèixer la primera versió del model (Grady *et al.*, 1986), que posteriorment seria publicat amb el nom de *Activated Sludge Model No. 1* (ASM1, Henze *et al.*, 1987). Des de la seua aparició, el model ASM1 ha sigut i continua sent un dels models més utilitzats per a la simulació dels processos de fangs activats amb eliminació de matèria orgànica i nitrogen, i ha demostrat una gran aplicabilitat en un gran nombre de configuracions.

Aquest model considera dos grups de bacteris (heteròtrofs i autòtrofs) i divideix l'activitat dels microorganismes en 8 processos diferents amb una estequiometria i cinètica determinada pel tipus de notació matricial. Els processos considerats per l'ASM1 són: creixement dels heteròtrofs en condicions aeròbies i en condicions anòxiques (desnitrificació), creixement dels autòtrofs, lisi dels heteròtrofs, lisi dels autòtrofs, amonificació del nitrogen orgànic soluble, hidròlisi de la matèria orgànica suspesa i hidròlisi del nitrogen orgànic suspès.

Recentment, aquest model ha sigut revisat i actualitzat, amb la finalitat de corregir els defectes i limitacions trobades en el ASM1 després dels darrers anys d'utilització. La nova versió d'aquest model es va anomenar *Activated Sludge Model No. 3* (ASM3, Gujer *et al.*, 1999). Igualment que l'ASM1, aquest model sols considera els processos d'eliminació biològica de matèria orgànica i nitrogen, però presenta algunes modificacions respecte de l'ASM1. Una de les característiques més destacades és l'afegiment de processos d'emmagatzematge de substrat orgànic per part dels bacteris heteròtrofs, de manera que prèviament a ser degradat, el substrat orgànic soluble ha de ser emmagatzemat en l'interior de la cèl·lula. A més, el nitrogen orgànic no es considera com un element independent sinó que forma part de la matèria orgànica, de manera que els processos d'hidròlisi del nitrogen orgànic suspès i amonificació queden implícits en els processos d'hidròlisi de la matèria orgànica suspesa i degradació de la matèria orgànica soluble respectivament. Una altra novetat important incorporada en aquest model consisteix en considerar que els bacteris tenen una velocitat de lisi en condicions anòxiques menor que en condicions aeròbies. Per contra, aquest model no considera el creixement dels bacteris

heteròtrofs directament a partir del substrat i tampoc té en compte els processos d'eliminació biològica de fòsfor.

El primer model que va incorporar els processos d'eliminació biològica de fòsfor va ser publicat en 1988 pel grup d'investigació de la Universitat de *Cape Town*, liderat per Wentzel. El seu treball fou resumit en diversos articles científics (Wentzel *et al.* 1988, 1989a, 1989b, 1990).

Posteriorment, degut al gran nombre de treballs publicats pel que fa als processos d'eliminació biològica de fòsfor, el grup de treball en modelació matemàtica de la IWA va ser encarregat del desenvolupament d'un model de consens per a la simulació del procés de fangs activats amb eliminació biològica de matèria orgànica, nitrogen i fòsfor. Així, l'any 1995 es va publicar el model *Activated Sludge Model No. 2* (ASM2, Henze *et al.*, 1995), basat en els models bioquímics de Comeau-Wentzel (1986) i Mino (1984), explicats en l'apartat 1.3.3.2.

L'ASM2 inclou un tercer grup de microorganismes encarregats de l'eliminació biològica de fòsfor, amb el consegüent afegiment dels processos biològics propis d'aquest microorganismes. Aquests processos són: emmagatzematge de polihidroxiclcanoats (PHA), emmagatzematge de polifosfats (PP) en condicions aeròbies, creixement en condicions aeròbies, lisi dels bacteris PAO, ruptura del PHA associada a la lisi i ruptura del PP associada a la lisi.

En aquest model, la hidròlisi del fòsfor orgànic i posterior transformació a ortofosfat fou inclosa de manera implícita, igualment que per al cas del nitrogen, en els processos d'hidròlisi de la matèria orgànica particulada i la degradació de la matèria orgànica soluble, respectivament. D'aquesta manera, l'estequiometria d'aquests processos és la que determina les quantitats de fosfat i amoni lliurats al medi després dels processos d'hidròlisi i degradació de la matèria orgànica.

En el ASM2, a més, es van incorporar els processos d'hidròlisi i fermentació en condicions anaeròbies, necessaris per poder simular la generació d'àcids volàtils a partir de la degradació anaeròbia de la matèria orgànica fermentable. També es van afegir els processos de precipitació i redissolució, que permeten simular l'eliminació química de fòsfor per precipitació amb sals de ferro i alumini.

Tanmateix, el ASM2 no considerava la capacitat desnitrificant per part dels bacteris PAO que fou ratificada per diversos autors amb posterioritat a la seua publicació i incorporada

en diversos models alternatius al model de la IWA (Barker i Dold, 1997; Maurer i Gujer, 1998). Per tenir en compte aquest fet, el grup de treball de la IWA va publicar una extensió de l'ASM2 amb el nom *Activated Sludge Model No. 2d* (ASM2d, Henze *et al.*, 1999), que incorpora els processos d'emmagatzematge de PP i creixement dels bacteris PAO en condicions anòxiques. El ASM2d és el model més amplament acceptat per la comunitat científica per a representar els processos d'eliminació biològica de matèria orgànica, nitrogen i fòsfor.

Paral·lelament als treballs desenvolupats per la IWA, el grup d'investigació de la Universitat de Delft va presentar un model per a l'eliminació biològica de fòsfor basat en un enfocament diferent al de la IWA. Aquest model, basat en els mecanismes bioenergètics i en l'estequiometria dels processos metabòlics dels microorganismes, va ser descrit en diversos articles (Smolders *et al.*, 1994a, 1994b, 1995). El comportament anòxic dels bacteris PAO fou inclòs en posteriors treballs (Kuba *et al.*, 1996b; Murnleitner *et al.*, 1997).

Per altra banda, els grup d'investigadors liderat per Mino, a més de col·laborar amb la IWA, reflexa en els seus treballs aspectes del metabolisme dels bacteris PAO que fins aleshores no s'havien tingut en compte. El model desenvolupat per aquest grup inclou el paper del glicogen en el metabolisme dels PAO, l'eliminació biològica de fòsfor en condicions anòxiques (desnitrificació dels bacteris PAO) i afegeix també els processos duts a terme pels bacteris GAO (Mino *et al.*, 1995).

Finalment, cal mencionar també el model presentat pel grup d'investigació de la EAWAG (*Swiss Federal Institute for Environmental Science and Technology*, sigles en alemany), que incorpora els processos de precipitació del fòsfor induïda biològicament pels bacteris PAO (Maurer *et al.*, 1999). Aquest procés de precipitació és degut a l'augment del fosfat soluble al voltant dels bacteris PAO durant l'etapa anaeròbia, que unit a un augment del pH provoca la reacció del fosfat amb les sals metàl·liques presents en l'aigua residual influent, formant precipitats insolubles al voltant dels bacteris PAO. Aquest model considera la precipitació reversible del fosfat en forma de dihidroxifosfat dicàlcic (HDP, $\text{Ca}_2\text{HPO}_4(\text{OH})_2$) seguida d'una precipitació irreversible en forma d'hidroxiapatita (HAP, $\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH}$).

1.6.1.5 Models existents per al procés de fermentació del fang primari

Com a resultat de la importància que han anat adquirint els processos anaerobis en el camp del tractament d'aigües residuals, en els darrers anys han aparegut diversos models per a la representació dels processos que tenen lloc durant la digestió anaeròbia de fangs. A continuació es presenta una breu descripció dels principals models publicats.

Model de von Münch

El model proposat per von Münch i col·laboradors (1999) està basat en el model desenvolupat per Negri i col·laboradors (1993). Aquest model descriu el procés de fermentació per a un fermentador de tanc agitat acoblat a un decantador per a la posterior elutriació dels àcids volàtils generats. Els processos de sedimentació no són considerats en aquest model.

El components principals del model són: concentració de substrat (dividida en substrat insoluble, substrat soluble d'elevat pes molecular i substrat monomèric), concentració d'enzims hidrolítics (encarregats de la hidròlisi del substrat insoluble), concentració d'àcids grassos volàtils, concentració de bacteris (acidogènics i metanogènics), i concentració de nitrogen orgànic i d'amoni.

Les principals característiques del model es poden resumir en els següents punts:

- el substrat es divideix únicament en soluble i insoluble. No es consideren els substrats inerts.
- Assumeix que l'etapa limitant en la formació d'espècies monomèriques és la hidròlisi.
- No realitza cap distinció entre les diferents espècies d'àcids grassos volàtils formats, considerant que la seua composició roman constant en tot moment.
- No considera els processos d'acetogènesi ni la formació de metà a partir d'hidrogen. Tots els àcids grassos de cadena curta, sense distinció, són els únics precursors de metà.
- El model no considera els efectes de la temperatura, la intensitat d'agitació, les inhibicions químiques ni la presència d'oxigen en la producció d'àcids grassos volàtils.

Model de Costello

Aquest model va ser desenvolupat per Costello i col·laboradors (1991) basant-se en el model proposat per Mosey (1983). Aquest model realitza una descripció bastant detallada dels processos de degradació de la glucosa fins a donar metà, diòxid de carboni i hidrogen.

El model considera 6 grups de bacteris: bacteris hidrolítics o formadors d'àcids (entre els quals distingeix els que degraden la glucosa dels que degraden l'àcid làctic format pels primers), bacteris acetogènics (distingint entre els que degraden l'àcid butíric dels del propiònic), bacteris metanògens acetoclàstics i els metanògens hidrogenotròfics.

Aquest model considera també l'equilibri químic dels diferents àcids grassos generats i del carbonat per al càlcul del pH. El creixement dels microorganismes segueixen el model de Monod, amb l'afegiment de diverses funcions switch d'inhibició per pH, per hidrogen i per àcids grassos volàtils. La inhibició per producte és causada únicament per a l'àcid acètic, ja que considera que la inhibició causada per la resta d'àcids volàtils és insignificant. Aquesta inhibició pot ser de dos tipus: competitiva, per als bacteris acetogènics, i no competitiva per als bacteris formadors d'àcids.

El model inclou l'àcid làctic com a producte de la degradació de la glucosa seguint la ruta d'Embden-Meyerhof-Parnas. En canvi, el propiònic no s'obté per aquest grup de microorganismes sinó per la degradació de l'àcid làctic, el qual és degradat a àcid acètic o propiònic en funció de la pressió parcial de H_2 (veure Figura 1.12). Per tant, el model també considera el paper de l'hidrogen com a regulador de la proporció de cada àcid format.

Model de Siegrist

El treball desenvolupat per Siegrist *et al.* (1993) presenta un model per a la digestió anaeròbia en condicions messofíliques, prestant especial atenció a la degradació d'acetat, propionat i hidrogen. Aquest model està basat en l'esquema de reaccions proposat per Gujer i Zhender (1983) per a la digestió anaeròbia del fang (veure Figura 1.32), i utilitza una notació matricial i una terminologia semblant a la utilitzada pels models proposats per la IWA per als processos d'oxidació de matèria orgànica i eliminació de nitrogen i fòsfor.

El model considera 5 grups de bacteris i 14 processos diferents. Els diferents tipus de bacteris considerats són: bacteris fermentadors de sucres i aminoàcids; bacteris acetogènics, que realitzen l'oxidació anaeròbia dels àcids grassos de cadena llarga; bacteris degradadors de propiònic; bacteris metanògens acetoclàstics, i metanògens hidrogenotròfics.

A més, considera que la hidròlisi és l'etapa limitant de la digestió anaeròbia. La velocitat d'hidròlisi és proporcional a la concentració de matèria orgànica particulada, considerant que són els enzims els encarregats d'hidrolitzar-la independentment de la concentració de microorganismes present.

Junt amb els processos biològics, el model també té en compte els processos de desabsorció dels gasos formats, considerant que s'arriba a l'equilibri entre la fase aquosa i la gasosa. Per tant, utilitza la llei de Henry per modelar aquests processos.

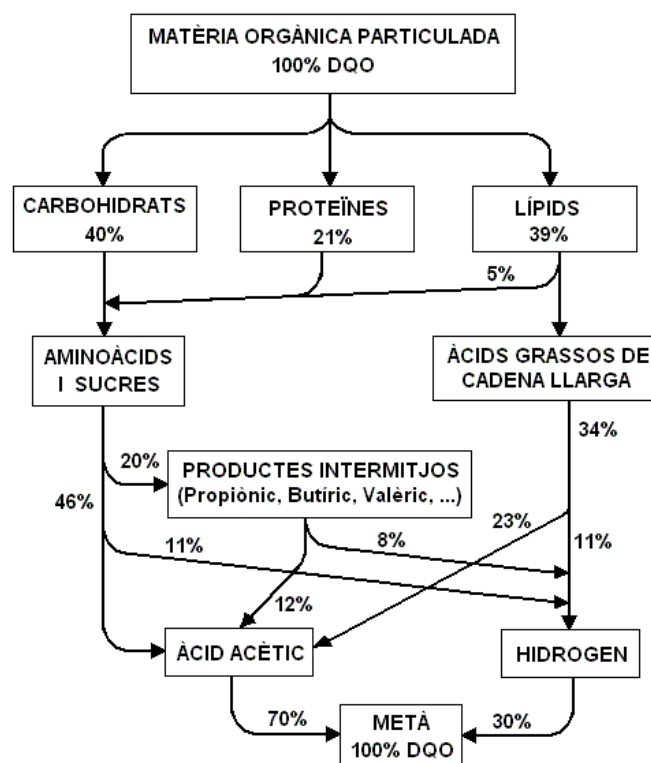


Figura 1.32. Esquema de reaccions proposat per a la digestió anaeròbia del fang (Gujer i Zhender, 1983)

El model considera els efectes de la temperatura i el pH en el creixement dels microorganismes. L'efecte de la temperatura és considerat mitjançant expressions de tipus exponencial que permeten calcular els paràmetres cinètics per a diferents valors de temperatura. L'efecte del pH és considerat únicament en els processos d'acetogènesi i

metanogènesi, mitjançant una combinació d'una funció *switch* de semisaturació i una d'inhibició per a la concentració de protons.

Pel que fa al càlcul del pH, aquest model inclou els processos de protòlisi del bicarbonat i deprotòlisi del diòxid de carboni controlats per la velocitat de reacció i no per l'equilibri. En canvi, els processos de protòlisi i deprotòlisi dels àcids grassos volàtils no són considerats en el càlcul del pH, de manera que aquest model no permet la representació de processos d'acidificació extrema en un digestor ($\text{pH} < 6$).

En una nova versió d'aquest model (Siegrist *et al.*, 2002) s'ha afegit els processos de protonació de l'acetat i el propionat, no considerats en la versió anterior i a més s'ha afegit també el procés de protonació – deprotonació de l'amoni/amoniac.

Pel que fa a les funcions *switch* d'inhibició, aquest nou model inclou una inhibició no competitiva per a l'amoniac en els processos d'oxidació anaeròbia de propionat i de metanogènesi acetoclàstica. A més, en les funcions *switch* d'inhibició per a l'amoniac i per als protons s'han elevat tots els seus termes al quadrat per representar la forta inhibició que presenten els processos per aquestes substàncies.

Anaerobic Digestion Model No.1 (ADM1)

Donat el creixent interès pels processos anaerobis durant els últims 30 anys i la recent aparició de noves aplicacions, junt amb els importants avanços en el coneixement dels fonaments de la digestió anaeròbia, la IWA, durant el seu 8^é congrés de digestió anaeròbia celebrat a Sendai (Japó) el 1997, va decidir crear un grup de treball per a la modelació dels processos de digestió anaeròbia. Es van reunir 12 investigadors de diferents procedències amb l'objectiu de proposar el primer model genèric de digestió anaeròbia.

Aquest model tenia els objectius específics de limitar-se als principals processos més rellevants amb la finalitat de tenir un model el més senzill i aplicable possible, i crear un punt de partida comú per a futurs desenvolupaments i validacions.

El model fou presentat oficialment a la comunitat científica en el 9^é congrés de digestió anaeròbia celebrat a Ambers (Bèlgica) el setembre de 2001. Posteriorment fou publicat per donar a conèixer detalladament les seues característiques (Batstone *et al.*, 2002)

El ADM1 considera que el procés de degradació de la matèria orgànica segueix quatre etapes principals (veure Figura 1.33). Les dues primeres etapes, extracel·lulars, són la desintegració dels compostos particulats en carbohidrats, proteïnes, lípids i substàncies inerts, i la hidròlisi d'aquests per donar monosacàrids, aminoàcids i àcids grassos de cadena llarga, en un procés enzimàtic modelat amb una cinètica de primer ordre. Les altres tres etapes, ja intracel·lulars, inclouen l'acidogènesi, l'acetogènesi i la metanogènesi. Aquestes tres etapes són modelades amb una cinètica de Monod amb una semisaturació pel substrat que correspon a cada procés, una funció switch de semisaturació per al nitrogen inorgànic (usat com a nutrient) i una sèrie de funcions d'inhibició per distints compostos (pH, H_2 i NH_3). Tanmateix, aquest model no considera la necessitat de fòsfor com a nutrient ni la possibilitat d'inhibició dels processos per la presència d'altres concentracions d'àcids volàtils.

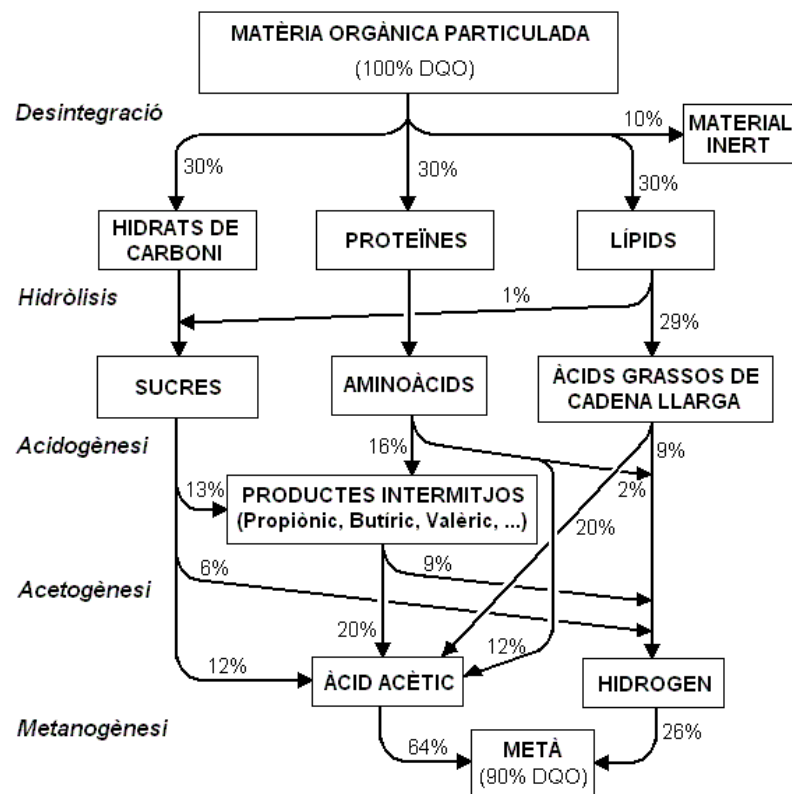


Figura 1.33. Esquema de les reaccions seguides per la DQO en el ADM1 (Batstone *et al.*, 2002)

L'acidogènesi està dividida en dos processos duts a terme per bacteris diferents: l'acidogènesi a partir d'aminoàcids i l'acidogènesi a partir de sucres, processos inhibits únicament pel pH.

L'acetogènesi la divideix en quatre processos duts a terme per tres grups de bacteris diferents: la degradació d'àcids grassos de cadena llarga, la degradació de butirat i valerat, i la degradació de propionat. Tots aquests processos estan inhibits pel pH i per la concentració d'hidrogen.

La metanogènesi està dividida en dos processos duts a terme per bacteris diferents: la metanogènesi acetoclàstica, inhibida pel pH i per l'amoníac, i la metanogènesi hidrogenotròfica, inhibida únicament pel pH.

En total el model considera 7 grups de microorganismes distints amb els seus corresponents processos de creixement, ja comentats, i de lisi, modelada amb una cinètica de primer ordre. La variació dels paràmetres cinètics amb la temperatura es considera de tipus exponencial, seguint l'equació d'Arrhenius.

També considera altres processos físico - químics que tenen lloc bé en la fase líquida (processos de d'equilibri àcid - base del carbonat, l'amoníac i l'acetat; balanços de càrregues, i càlcul de pH), o en les interaccions líquid - gas (desabsorció dels gasos formats). La variació dels paràmetres físico - químics amb la temperatura es considera de tipus exponencial, seguint l'equació de Van't Hoff.

El ADM1 ha sigut utilitzat en la simulació de processos anaerobis de tractament d'aigües industrials, mostrant la seua utilitat en camps molt diversos. Batstone i Keller (2003) han mostrat la seua aplicabilitat en un UASB tractant aigües procedents de la indústria paperera i en un digestor d'una indústria productora de gelatines.

Tanmateix, seguint la filosofia de modelació de la IWA, la seua aplicació per a la simulació del tractament de fangs en una EDAR junt amb el tractament biològic de l'aigua residual no es pot realitzar de manera directa, ja que el model utilitzat per al procés biològic d'eliminació de matèria orgànica, nitrogen i fòsfor de l'aigua residual no és el mateix que l'utilitzat per a la digestió de fangs. Per això, el grup d'investigadors de la IWA ha hagut de proposar una metodologia per al canvi de variables entre el model ASM1 i el ADM1 per poder integrar ambdós models en la simulació d'una EDAR completa. D'aquesta manera, la sortida de l'ASM1 es transforma en l'entrada a l'ADM1.

Una manera d'evitar aquest procés de canvi de variables consisteix en el desenvolupament d'un model matemàtic global vàlid per a la simulació de qualsevol procés biològic que pugui donar-se en una EDAR.

1.6.1.6 Integració dels processos en un sol model biològic general

El desenvolupament d'un model matemàtic global vàlid per a la simulació de qualsevol procés biològic que pugui donar-se en una EDAR implica, a banda de les consideracions hidràuliques del sistema, una identificació de totes les fraccions de carboni, nitrogen i fòsfor; una definició correcta de les relacions estequiomètriques entre els diferents components considerats pel model de cadascuna de les formes anteriors, i una definició adequada de les cinètiques dels processos en cadascuna de les condicions anaeròbies, anòxiques i aeròbies que poden donar-se en el sistema.

La representació matricial d'un model global ha d'incloure tots els components i processos analitzats en els capítols anteriors, realitzant les modificacions i adaptacions necessàries per a la correcta fusió dels processos en un sol model, evitant duplicitats i simplificant al màxim el nombre de components i processos necessaris.

Seguint aquestes premisses, el grup d'investigació Calagua, integrat per investigadors de la Universitat de València i la Universitat Politècnica de València, ha desenvolupat un model d'aplicació general per a qualsevol procés de tractament biològic d'aigües residuals urbanes, anomenat *Biological Nutrient Removal Model No. 1* (BNRM1, Seco *et al.*, 2004).

Aquest model inclou tant els processos d'eliminació biològica de matèria orgànica, nitrogen i fòsfor, com els processos de tractament anaerobi dels fangs (acidogènesi, acetogènesi i metanogènesi). A més, inclou els processos àcid – base, on s'assumeix l'equilibri químic, i els processos de transferència de matèria gas-líquid (absorció – desabsorció dels gasos considerats). En l'apartat 2 es descriu en major detall aquest model.

Les principals característiques del model desenvolupat són:

- El model pot ser utilitzat per al disseny, simulació i optimització del funcionament de plantes completes.
- El grau de complexitat necessari per a la caracterització de l'aigua residual influent és similar al de l'ASM2. L'única analítica addicional necessària consisteix en distingir entre l'àcid acètic i la resta d'àcids volàtils, mesurar el pH de l'aigua d'entrada i analitzar el carboni orgànic total de les fraccions soluble i suspesa.

- Únicament es requerirà la calibració dels paràmetres del model relacionats amb els grups bacterians capaços de proliferar en qualsevol de les operacions unitàries de la EDAR a simular.
- La multifuncionalitat d'aquest model permet la seua aplicació en la investigació de nous processos de tractament basats en la combinació de processos anaeròbics i aeròbics.

Aquest model encara està sent modificat i ampliat per a poder representar processos que encara no té en compte, com ara els processos de precipitació química de fòsfor i els processos duts a terme pels bacteris GAO.

1.6.2 Modelació dels processos de sedimentació

En les estacions depuradores d'aigües residuals no tots els processos biològics es donen en reactors de mescla completa. Sovint, l'aigua residual ha de passar per una etapa de separació de sòlids per ser clarificada o bé el fang ha de passar per una etapa de sedimentació i compactació per augmentar-ne la seua concentració de sòlids abans de ser estabilitzat i evacuat de la planta. Aquests processos de clarificació, sedimentació i compactació es realitzen en els elements anomenats decantadors primaris i secundaris, i espessidors per gravetat, on el règim de circulació permet la sedimentació de les partícules sòlides suspeses i la seua compactació en el fons d'aquests elements.

Fins fa pocs anys, a efectes de simulació de plantes, aquests elements s'havien considerat com a mers separadors de sòlids i es simulaven com un senzill balanç de sòlids on entrava un corrent d'aigua amb una determinada concentració de sòlids i sortien dos corrents, un d'aigua efluent amb una concentració de sòlids bastant menor (gairebé menyspreable) i un altre de fang concentrat. Els cabals d'efluent i purga es calculaven segons el percentatge d'eliminació de sòlids suposat i la concentració aconseguida, també suposadament, al fons del decantador. Aquests càlculs es basaven en criteris empírics o en l'experiència adquirida del funcionament de decantadors semblants. Així, la majoria dels models de simulació existents per a les estacions depuradores d'aigües residuals no tenien en compte aquest procés.

Tradicionalment s'ha dissenyat els decantadors suposant un comportament ideal i aplicant uns criteris de disseny preestablerts. Seguint aquests criteris, els valors d'eliminació de

sòlids en els decantadors venien donats per l'experiència pràctica i només s'utilitzaven els models biològics per simular el comportament dels reactors. Tanmateix, un aspecte tan important com són les característiques de sedimentabilitat del fang en poques ocasions eren tingudes en compte en el disseny i la simulació dels decantadors. L'única informació que sí solen utilitzar els enginyers és el tipus de fang a sedimentar o espessir. Així, per exemple, els criteris utilitzats per al disseny d'espessidors són diferents en funció de que es tracte de fangs primaris, fangs secundaris o una barreja de tots dos (veure Taula 1.7).

Fruit d'una major investigació en aquest camp, en aquesta última dècada s'han anat incorporant els processos de sedimentació en el disseny i simulació dels decantadors. Han aparegut diversos models de sedimentació, basats fonamentalment en la teoria del flux de sòlids proposada per Kynch (1952), que són capaços de simular el procés de sedimentació contínua dels fangs biològics a partir d'uns pocs paràmetres característics del fang (Laikari, 1989; Dupont i Henze, 1992; Hamilton *et al.*, 1992; Otterpohl i Freund, 1992; Patry i Takács, 1992).

La major part dels treballs d'investigació en aquest camp han anat dirigits cap a la sedimentació dels fangs biològics en el decantador secundari, ja que és un dels processos més importants per a que l'efluent compleixi els requisits de vessat. En canvi, pel que fa als decantadors primaris, tant sols es troben en la bibliografia uns pocs articles que tracten la sedimentació molt superficialment i amb una base teòrica molt fluixa o nul·la (Lindeborg *et al.*, 1996).

1.6.2.1 Evolució històrica

El comportament tan complex dels decantadors secundaris, junt amb la seua importància per al correcte funcionament del procés de fangs activats, ha propiciat que els processos de sedimentació hagen sigut considerats històricament com un tema clau en el camp de la modelació matemàtica.

Els orígens de la teoria de sedimentació es poden remuntar als treballs de Hazen (1904). Hazen va desenvolupar una teoria per a la sedimentació contínua de partícules discretes amb una velocitat de sedimentació idèntica. Va desenvolupar models tant per a condicions quiescents (no turbulentes) com turbulentes. Per a sedimentació quiescent, Hazen va trobar que la fracció d'eliminació era una funció descontínua de la relació velocitat de sedimentació / càrrega hidràulica, amb un punt d'inflexió quan la velocitat de

sedimentació s'iguali a la càrrega hidràulica. Per modelar l'eliminació en condicions turbulentes va utilitzar una sèrie de reactors iguals de mescla completa.

Camp (1936) va modificar la teoria de sedimentació quiescent de Hazen en considerar que les partícules discretes eren afectades per una distribució de velocitats de sedimentació. Segons aquest autor, la concentració de l'efluent depenia únicament de la velocitat ascensional del líquid i de la distribució de velocitats de sedimentació de les partícules, i era independent de la profunditat del tanc i del temps de retenció (Camp, 1946).

Els models proposats per Hazen i Camp tenen els inconvenients de basar-se en moltes assumpcions com ara condicions de flux ideal, disseny de tancs ideals, no turbulència o turbulència infinita, no consideren el efecte del fons del decantador, no consideren l'efecte de la profunditat del tanc, sols són vàlids per a partícules discretes sense cohesió entre elles. Moltes d'aquestes assumpcions encara s'utilitzen en alguns models actuals. Un dels principals defectes d'aquests models és que únicament se centren en l'eliminació de sòlids de l'aigua i no tenen en compte els processos de compactació dels sòlids en el fons del decantador (Dick, 1970).

Els decantadors utilitzats per separar sòlids floculents i compressibles, característics dels sistemes de fangs activats, se solen dividir en quatre zones conegudes com zona de sedimentació discreta, zona de sedimentació floculada, zona de sedimentació impedita i zona de compressió (veure Figura 1.34).

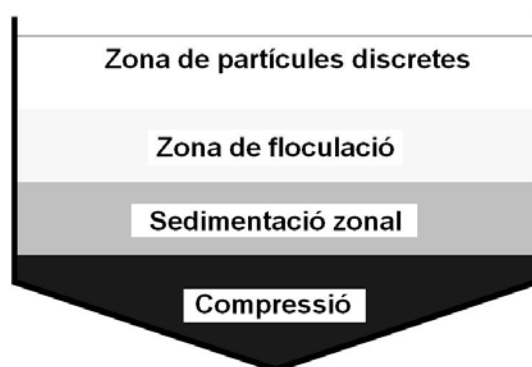


Figura 1.34. Zones de sedimentació en un decantador secundari (adaptat de Jeppsson, 1996)

La fase de compressió comença quan s'arriba a la concentració crítica, característica de cada suspensió (Eckenfelder i Melbinger, 1957). En aquesta regió, la velocitat de sedimentació és dràsticament reduïda degut a l'elevada concentració dels sòlids.

La compressió del fang, per altra banda, es troba influenciada per factors com (Ingersoll *et al.*, 1955):

- natura de les partícules del fang activat (densitat, forma, estructura del flocul, tipus de microorganismes, càrregues electrostàtiques, etc.);
- substàncies dissoltes en el substrat;
- temperatura;
- alçada del mant de fangs;
- àrea superficial del mant de fangs;
- efectes d'accions mecàniques, vibracions, pressió, etc;
- concentració de sòlids sedimentables en el licor mescla;

La concentració aconseguida en el fons del decantador també depén del temps utilitzat en el procés de compactació.

1.6.2.2 La teoria del flux de Kynch

L'any 1952, Kynch va presentar un estudi teòric de la sedimentació, basat en la teoria de Coe i Clevenger (1916). Kynch va concloure que la concentració de sòlids sedimentables en el licor mescla era d'extrema importància en la descripció dels processos de sedimentació. La sedimentació discontinua fou analitzada com un procés on els nivells de concentració constant anaven ascendint degut al moviment descendent de les partícules. La teoria de Kynch per a tancs discontinus fou posteriorment amplificada per a sedimentadors continus per Yoshioka *et al.* (1957). Les assumpcions fonamentals de la teoria de Kynch es poden resumir en:

- La velocitat de sedimentació d'una partícula depén únicament de la concentració local de partícules.
- Totes les partícules tenen la mateixa forma, mida i densitat.
- La concentració de partícules és constant en cada secció horitzontal del decantador.
- En processos de sedimentació continua, la velocitat total de sedimentació depén tant de la velocitat de sedimentació de les partícules relativa al líquid, com del flux descendent de la suspensió degut al cabal d'extracció del fang del decantador.

La primera assumpció és fonamental en la teoria de Kynch i significa que la resta de forces que actuen sobre una partícula es troben en equilibri. Un estudi posterior realitzat per Hultman i Hultgren (1980) va mostrar com les suspensions floculentes no segueixen estrictament les assumpcions de Kynch. En un treball anterior realitzat per Dick i Ewing (1967) ja es va declarar que la teoria de Kynch era força idealitzada i requeria un "fang ideal" per ser directament aplicable. Tanmateix, treballs posteriors (Dick, 1970; Dick i Young, 1972) van concloure que el concepte de flux màssic es podia aplicar a suspensions floculentes, com ara el fang activat, com a una aproximació bastant raonable. En alguns treballs recents es poden veure anàlisis i possibles extensions de la teoria de flux (Concha i Bustos, 1987; Font, 1988; Fitch, 1993). En una revisió històrica de les teories de sedimentació aparegudes al llarg del segle XX, Concha i Bürguer (2002) conclouen que la teoria de Kynch per a suspensions ideals és totalment vàlida per a qualsevol tipus de suspensió amb valors de concentració inferiors a la concentració crítica, anomenant a aquest interval de concentracions com a "règim de sedimentació de Kynch".

1.6.2.3 Els processos de compressió del fang

L'assumpció feta per Kynch de què la sedimentació és funció únicament de la concentració de sòlids no és vàlida per a les condicions de sedimentació que es donen en la zona de compressió del fang en decantadors i espessidors. Michaels i Bolger (1962) ja van mostrar que en condicions d'espessiment del fang, la velocitat de sedimentació depenia no sols de la concentració, sinó també del gradient de concentracions existent, ocasionat per la compressió del fang al fons dels decantadors. Posteriorment, Fitch (1993) va mostrar que l'equació diferencial general que considera el balanç de forces que actuen sobre les partícules pot ser utilitzada per a l'obtenció de la major part de les teories de sedimentació existents en la bibliografia. Les diferències entre els diferents models consisteixen en els termes de l'equació que consideren i les assumpcions de les relacions constitutives utilitzades (Vaccari i Uchrin, 1989; Font, 1988). La majoria de les assumpcions utilitzades fan referència al gradient de pressió del líquid i la pressió dels sòlids deguda al contacte directe entre les partícules.

Michaelis i Bolger (1962), i posteriorment Cacossa i Vaccari (1994), calculen el gradient de pressió del líquid assumint que el flux a través del fang sedimentat segueix la llei de Darcy. Segons aquesta llei el gradient de pressions s'expressa com:

$$\frac{\partial p}{\partial z} = k_r \cdot V_s$$

Eq. 1.27

on k_r és la resistivitat del fang. El model de Michaelis i Bolger assumeix que tant la resistivitat com la pressió dels sòlids depèn de la concentració de sòlids existent. En canvi, Zheng i Bagley (1998) apunten que la pressió dels sòlids és funció no sols de la concentració, sinó també del gradient de concentracions existent. El model de Zheng i Bagley permet representar la sedimentació zonal i la compressió amb un mateix conjunt de paràmetres. A més, els nous paràmetres introduïts en el model estan relacionats amb les propietats del fang i no amb les condicions d'operació, la qual cosa permet simular, per a un mateix fang, diferents condicions d'operació dels decantadors i espessidors.

Aquests models, malgrat tenir una base teòrica ferma, no presenten un ús generalitzat en la modelació de decantadors i espessidors degut a l'elevada complexitat de càlcul que suposen i les dificultats per trobar paràmetres generals i comparables per als diferents tipus de fangs biològics.

Paral·lelament a aquest tipus de models, han aparegut també altres intents de modelar els processos de compressió mitjançant expressions semiempíriques. Lessard i Beck (1993) assumeixen un perfil de sòlids discontinu per a la interfase entre el comportament de sedimentació zonal i el règim de compressió. Härtel i Pöpel (1992) introdueixen una funció de correcció per a calcular el flux de sòlids a partir de la velocitat de sedimentació zonal. Hamilton *et al.* (1992) i Watts *et al.* (1996) afegeixen un terme de dispersió al balanç de sòlids i l'utilitzen com a un paràmetre addicional per ajustar el perfil de sòlids obtingut experimentalment.

1.6.2.4 Mètode gràfic de disseny

Basats en la teoria del flux de Kynch, han aparegut un gran nombre de mètodes per determinar el comportament dels decantadors en estat estacionari i poder realitzar el seu disseny. Yoshioka *et al.* (1957) van presentar un mètode geomètric senzill per trobar els valors límit de concentracions a partir de les corbes de flux de sòlids. Keinath *et al.* (1976) van introduir el concepte de punt d'operació aplicat a la teoria del flux per definir la zona d'operació segura del decantador. Un altre mètode de disseny amplament utilitzat és l'anomenat mètode de Coe i Clevenger, descrit per Dick (1970). A partir d'un balanç de massa al decantador es pot determinar el flux limitant i calcular l'àrea de la secció del decantador requerida. Cal destacar que tots aquests mètodes foren desenvolupats prèviament a l'extensió de l'ús dels ordinadors per al disseny d'equips i instal·lacions.

1.6.2.5 Models de sedimentació

La simplicitat de la teoria del flux de Kynch i el seu fons determinístic han propiciat que molts investigadors continuen treballant-hi. Moltes investigacions s'han centrat en l'obtenció d'una forma matemàtica per representar la relació entre la velocitat de sedimentació zonal i la concentració de la suspensió. S'han proposat moltes expressions matemàtiques (hiperbòlica, logarítmica, potencial i exponencial), però de totes elles, el model exponencial de Vesilind ha sigut el més acceptat en el camp del tractament d'aigües residuals.

Vesilind (1968), després d'una revisió de tots els mètodes basats en la teoria del flux, va concloure que tots ells eren sensibles a la precisió de la corba del flux de sòlids, la qual havia d'obtenir-se experimentalment. Va assumir que les velocitats de sedimentació inicial mesurades en experiments de sedimentació discontinua eren representatives de les característiques de sedimentació en decantadors a escala real. En el seu treball, Vesilind va proposar un model exponencial per estimar aquesta velocitat de sedimentació en funció de la concentració de sòlids dels fangs (Equació 1.14).

L'aparició dels ordinadors i la seua aplicació a la simulació de processos ha permès l'ús d'aquestes expressions matemàtiques per al disseny i simulació dels processos de sedimentació. Basats en el model exponencial de Vesilind i la teoria del flux de Kynch s'han desenvolupat, amb algunes modificacions, els diversos models de simulació de decantadors que s'utilitzen actualment. Els models més utilitzats, per la seua senzillesa, només consideren el flux de sòlids en la dimensió vertical. De manera general, el funcionament d'aquests models es basa en les següents etapes:

1. Considerar la geometria del decantador (circular o rectangular)
2. Dividir el decantador en una sèrie de capes, considerades com a tancs de mescla completa.
3. Definir els balanços de matèria en cadascuna de les capes definides.

Les principals diferències entre uns models i altres solen estar en la forma d'aplicar els balanços i el model de sedimentació utilitzat. A continuació es mostra una breu descripció dels distints models de sedimentació:

Model de Laikari (1989)

Descriu el comportament del decantador en la zona que hi ha per sota de l'entrada de l'influent. Es basa en l'ús d'un model potencial de sedimentació zonal modificat (Equació 1.28), en el qual, el valor del paràmetre α varia en funció de la posició del mant de fangs per tal de tenir en compte els efectes de la floculació que depenen de l'alçada de la sedimentació. Laikari (1989) va proposar un valor de 1.8 per al paràmetre potencial n .

$$V_s = \alpha \cdot X^{-n} \quad \text{Eq. 1.28}$$

Per establir el perfil de concentració de sòlids en el decantador es dona un valor de flux limitant, de manera que si el valor de flux total de sòlids supera aquest valor, els fangs en excés es transfereixen (en els càlculs) a la capa immediatament superior.

Model de Takács (1991)

És un dels models més acceptats actualment en la bibliografia. Aquest model és vàlid tant per a les zones d'espessiment com les de clarificació i consisteix en la funció exponencial doble mostrada en la següent equació:

$$V_{s,j} = V_0 \cdot \exp(-r_h \cdot X_j^*) - V_0' \cdot \exp(-r_p \cdot X_j^*) \quad \text{amb} \quad 0 \leq V_{s,j} \leq V_0' \quad \text{Eq. 1.29}$$

on $V_{s,j}$ i X_j^* són la velocitat de sedimentació i la concentració del component particulat j respectivament i V_0 , V_0' , r_p i r_h són els paràmetres del model. V_0 i V_0' són les velocitats màximes de sedimentació, teòrica i pràctica respectivament; r_h és el paràmetre característic de la sedimentació zonal, i r_p és el paràmetre associat amb el comportament de sedimentació a baixes concentracions de sòlids. En aquest model, la concentració de component particulat no té en compte les substàncies particulades anomenades no sedimentables (X_{min}), les quals es considera que entren al decantador com una fracció a determinar dels fangs activats. D'aquesta manera, la concentració de sòlids que sedimenten es calcula com:

$$X_j^* = X_j - X_{min} = X_j - f_{ns} \cdot X_{in} \quad \text{Eq. 1.30}$$

on X_{in} és la concentració sòlids suspesos en els fangs activats que entren al decantador secundari i f_{ns} és la fracció de sòlids no sedimentables que hi ha als fangs activats.

L'Equació 1.29 divideix la velocitat de sedimentació en quatre regions, representades en la Figura 1.35, per tal de descriure el comportament de les diferents fraccions del fang activat: fracció de no sedimentables, fracció de partícules discretes o lentament sedimentables i fracció de macroflòculs o partícules ràpidament sedimentables.

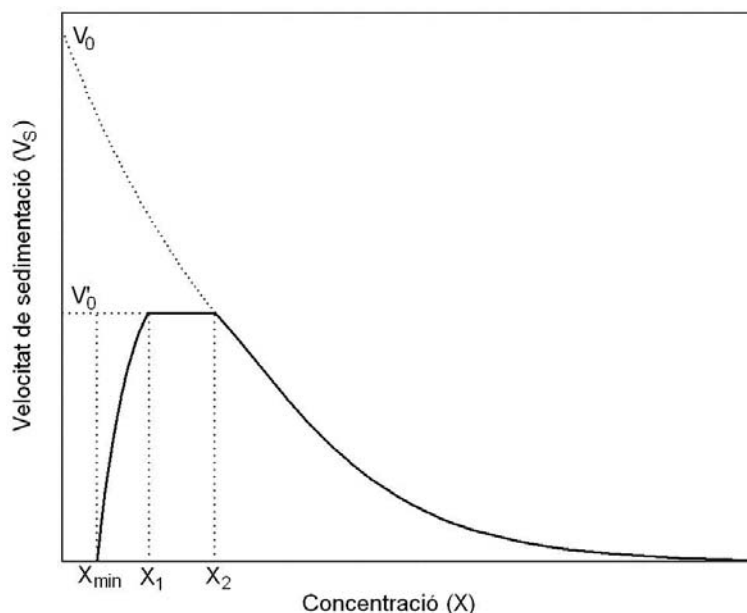


Figura 1.35. Descripció esquemàtica del model doble exponencial de Takács *et al.* (1991)

Per a $X < X_{\min}$ la velocitat de sedimentació és zero, és a dir, les partícules es mouen amb l'aigua com si foren substàncies solubles. Quan $X_{\min} < X < X_1$, la velocitat de sedimentació ve controlada per les partícules discretes lentament sedimentables (sedimentació floculada). En aquesta regió de concentracions, Patry i Takács (1992) van mostrar que el diàmetre mig de partícula augmenta a mesura que augmenta la concentració de sòlids en la zona de sedimentació discreta del decantador. Aquest augment de diàmetre implica un augment en la velocitat de sedimentació, com es pot veure en la Figura 1.35. Per a concentracions compreses entre X_1 i X_2 , la velocitat de sedimentació es considera que és independent de la concentració degut a que els flòculs han aconseguit el seu màxim diàmetre. Finalment, per a $X > X_2$, el model es redueix la funció de velocitat exponencial tradicional, descrivint el comportament de sedimentació zonal. Encara que els valors concrets de X_1 i X_2 depenen de les característiques de sedimentabilitat del fang, Patry i Takács (1992) van proposar valors aproximats al voltant de 200 i 2000 mg/l, respectivament.

Els autors van desenvolupar aquest model per a simular decantadors secundaris, obtenint els valors típics mostrats en la Taula 1.8 per als seus paràmetres.

V_0 (m/h)	V_0' (m/h)	r_h (m ³ /kg)	r_p (m ³ /kg)	f_{ns}
29.7	14.2	0.426	5.0	0.0001

Taula 1.8. Valors típics dels paràmetres del model de Takács (Takács, *et al.*, 1991)

Per establir el perfil de concentració dels fangs, el flux de sòlids que entra a una capa es determina com el mínim entre el flux de sòlids de la capa superior i el flux de sòlids calculat per a aquesta capa.

Grijnspeerdt *et al.* (1995) van realitzar un estudi comparatiu amb sis models de sedimentació unidimensionals basats en la teoria del flux de sòlids i van concloure que el model de Takács *et al.* (1991) proporcionava millors resultats en la simulació de deu series de dades experimentals, tant en estat estacionari com transitori. Aquest model doble exponencial ha sigut utilitzat com a model de referència per a la comparació de diferents plataformes de simulació de processos de fangs activats (Copp, 2001).

Model de Otterpohl i Freund (1992)

Aquest model classifica els flocs en dos grups (macroflocs i microflocs) en funció de que la seua grandària siga major o menor de 10 nm, respectivament. Suposa que els microflocs sedimenten amb una velocitat constant de 0.01 m/h i que els macroflocs s'ajusten a una velocitat de sedimentació del tipus exponencial (Equació 1.14), on els paràmetres V_0 i n depenen del valor de l'IVF.

Aquest model presenta, com a principal aportació, el desenvolupament de la funció Ω , una funció que corregeix el flux de sedimentació per tenir en compte els efectes de transició i compressió en les capes més baixes del decantador. Aquesta funció depén, entre altres factors, de l'índex de Mohlman, de la concentració dels fangs en el reactor biològic i de l'alçada a la qual entren els fangs al decantador.

Model de Dupond i Hezne (1992)

En aquest model, la velocitat de sedimentació es modela d'acord amb la funció exponencial de Vesilind i, igual que en el model de Laikari, el perfil de sòlids en el decantador s'estableix mitjançant l'ús del concepte de flux limitant.

La principal aportació d'aquest model és el càlcul dels sòlids que s'escapen per l'efluent del decantador (X_{EF}) mitjançant una equació empírica que depèn de les principals variables que afecten a la sedimentació i inclou paràmetres que poden ser ajustats per a cada cas concret. Aquesta equació es pot escriure com:

$$X_{EF} = X_{min} + X_{NO3} \cdot \frac{S_{NO3}}{K_{NO3} + S_{NO3}} + X_{hid} \cdot \frac{X_{in} \cdot IVF \cdot \frac{Q_{in}}{A}}{K_{hid} + X_{in} \cdot IVF \cdot \frac{Q_{in}}{A}} \quad \text{Eq. 1.31}$$

on,

X_{EF} concentració de sòlids en l'efluent (g/m^3).

X_{min} paràmetre que indica la concentració de sòlids no sedimentables (g/m^3).

X_{NO3} paràmetre que indica la concentració de sòlids que no sedimentaran per la desnitrificació del nitrat que entra al decantador (g/m^3).

S_{NO3} concentració de nitrat a l'entrada al decantador (g/m^3).

K_{NO3} constant de Monod per al nitrat (g/m^3).

X_{hid} paràmetre que indica la concentració de sòlids que no sedimentarà degut a la càrrega hidràulica i de sòlids en el decantador (g/m^3).

X_{in} concentració de sòlids a l'entrada al decantador.

Q_{in} cabal de fangs activats que entra al decantador (m^3/d).

K_{hid} constant de semi-saturació per a la càrrega del decantador ($\text{m}^3/\text{d}/\text{m}^2$).

A àrea de la secció del decantador (m^2).

Els valors típics dels paràmetres d'ajust de l'equació per a fangs activats es mostren en la Taula 1.9.

X_{min} (g/m^3)	X_{NO3} (g/m^3)	K_{NO3} (g/m^3)	X_{hid} (g/m^3)	K_{hid} ($\text{m}^3/\text{d}/\text{m}^2$)
5	25	12	25	1.5

Taula 1.9. Valors típics dels paràmetres del model de Dupond i Hezne (1992)

Model de Hamilton (1992)

Aquest model utilitza el model de sedimentació de Vesilind per a resoldre la següent equació en derivades parcials:

$$-\frac{\partial X}{\partial t} = V \cdot \frac{\partial X}{\partial z} + \frac{\partial (V_s \cdot X)}{\partial z} - D \cdot \frac{\partial^2 X}{\partial z^2} \quad \text{Eq. 1.32}$$

on z i t són les coordenades espacial i temporal, D és el factor de dispersió i V_S és la velocitat de sedimentació.

En aquesta equació es recull la variació de la concentració dels fangs en funció del temps i de la profunditat en el decantador. Aquesta expressió correspon al balanç de matèria aplicat als sòlids del decantador, on se li ha addicionat un terme de dispersió (parcial de segon ordre) per disminuir el gradient de concentració de les ones de xoc o cinemàtiques en la seua propagació pel decantador i aconseguir una major estabilitat en els mètodes numèrics de càlcul.

El fet d'utilitzar una equació diferencial convectiva – difusiva, a més de simplificar els mètodes numèrics necessaris per a simular el desplaçament de les ones de xoc, també permet que la solució final obtinguda siga independent de les condicions inicials (Ozinsky *et al.*, 1994). Tanmateix, l'ús d'aquest terme difusiu fa que les prediccions del model siguen molt dependents del nombre de capes en què es divideisca el decantador, ja que la difusió depén molt dels gradients de concentració entre les capes. Hamilton *et al.* (1992) van comprovar que per a que el seu model fora independent del nombre de capes utilitzades, aquest havia de ser superior a 25 capes, mentre que la majoria de models utilitzats dividien el decantador únicament en 10 capes. També van comprovar que el seu model donava estimacions del mant de fangs superiors a les d'altres models, degut al terme de difusió.

Model de Diehl i Jeppsson (1998)

Aquests autors van proposar un tractament matemàtic per tenir en compte la condició de flux de sòlids limitant i solucionar el problema de la inestabilitat matemàtica del model causada pel concepte d'ones de xoc de concentració de sòlids. L'equació del flux de sòlids proposada estava basada en l'aproximació analítica de Godunov. Així, per a la zona de clarificació del decantador, l'equació proposada és:

$$j_{i+\frac{1}{2}} = \begin{cases} \min [V_S \cdot X - V_A \cdot X] & \text{si } X_i \leq X_{i+1} \\ \max [V_S \cdot X - V_A \cdot X] & \text{si } X_i > X_{i+1} \end{cases} \quad \text{Eq. 1.33}$$

on j és el flux de sòlids i V_A és la velocitat ascensional de l'aigua deguda al cabal que surt per l'efluent que arrossega els sòlids cap amunt i per tant resta al flux de sòlids, el qual té sentit descendent. Aquests autors van comprovar que el càlcul del decantador en termes

del flux de sòlids així plantejat és matemàticament estable i permet simular la propagació de fronts de sòlids per molt bruscos que siguin. La funció per a la velocitat de sedimentació utilitzada fou l'equació doble exponencial proposada per Takács *et al.* (1991).

1.6.2.5.1 Models de sedimentació avançats

El desenvolupament dels processadors de major velocitat ha permès la inclusió dels processos hidrodinàmics en els models tradicionals de sedimentació i la seua extensió a 2 i fins i tot 3 dimensions. Aquests models avançats permeten simular els efectes com la dispersió turbulenta i el mesclat, els corrents de densitat del fons del decantador, curt – circuits, etc. Així, els models hidrodinàmics permeten estudiar els efectes de la grandària dels *baffles*, el radi del cilindre d'entrada, el disseny de la zona d'alimentació del decantador i altres detalls de disseny. El nombre d'estudis publicats recentment sobre els efectes hidrodinàmics en els decantadors ha crescut de manera important (Krebs, 1991; Bretscher *et al.*, 1992; Lyn *et al.*, 1992; Samstag *et al.*, 1992; Zhou i McCorquodale, 1992; Szalai *et al.*, 1994; Guimet *et al.*, 2004). Aquests models requereixen mètodes sofisticats de càlcul per elements finits o per diferències finites, la qual cosa fa necessari l'ús de potents computadors i restringeix el seu ús a la simulació individual del funcionament del decantador. Encara que els avanços són molt prometedors, els models hidrodinàmics són encara massa complexos per ser implementats en programes de simulació utilitzats comunament, ja que la seua identificació i simulació requereix molt de temps, són difícils de verificar, etc. Per raons pràctiques, els models més amplament utilitzats per a la simulació de decantadors són els models de capes unidimensionals, que només tenen en compte la dimensió vertical del flux.

Una altra recent extensió als models unidimensionals és la inclusió de processos biològics en el model de sedimentació per poder explicar efectes com, per exemple, la flotació dels fangs deguda a una desnitrificació addicional en el fons del decantador. Diversos autors han comprovat la importància dels processos de desnitrificació en decantadors de plantes on la temperatura i el temps de retenció cel·lular són elevats (Crabtree, 1983; Henze *et al.*, 1993; Siegrist *et al.*, 1995; Koch *et al.*, 1999). El model biològic més utilitzat per a representar els processos biològics que tenen lloc en els decantadors secundaris és el ASM1 o alguna modificació d'aquest model (Diehl i Jeppsson, 1998; Dupont i Henze, 1992).

ANTECEDENTS

2 ANTECEDENTS

Aquesta tesi forma part de la línia d'investigació dedicada a la modelació i simulació del funcionament de EDARs. El grup d'investigació on ha sigut realitzada aquesta tesi segueix una nova filosofia de simulació de plantes de tractament, basada en l'ús d'un únic model per representar tots els processos físics, químics i biològics que tenen lloc en les EDARs. En aquesta línia de treball, el grup d'investigació ha desenvolupat el model general anomenat *Biological Nutrient Removal Model No.1* (BNRM1, Seco et al. 2004), recentment presentat a la comunitat científica. Aquest model general inclou tots els processos físics, químics i biològics més importants que tenen lloc en les EDARs. Entre els processos físics, el model incorpora també els processos de sedimentació, modelats segons el model de sedimentació desenvolupat en aquest treball de tesi i que es descriurà en detall en l'apartat 4.

El BNRM1 es pot entendre com un model general que engloba els processos de transformació i transferència de matèria entre fases (modelats mitjançant el que a partir d'ara s'anomenarà "model de qualitat") i els processos de sedimentació, modelats mitjançant el "model de flux". Aquest model de flux s'utilitzarà únicament en aquells elements on no es pot assumir les condicions de mescla completa, i per tant es produeix un flux de sedimentació de partícules sòlides, amb la finalitat de separar-les de l'aigua residual. En una EDAR convencional, aquests processos de sedimentació tenen lloc en els elements decantador primari, decantador secundari i espessidor. Per tant, el model de flux ha de ser capaç de simular el flux de sòlids que es produeix en aquests elements.

Per altra banda, aquesta tesi també s'engloba dins del projecte "Estudio del proceso de fermentación - elutriación de fango primario para la obtención de ácidos grasos de cadena corta y su utilización en la eliminación biológica de nutrientes en estaciones depuradoras de aguas residuales" finançat per la Comisión Interministerial de Ciencia y Tecnología (CICYT) (Projecte AMB98-0881).

En aquest projecte s'ha estudiat, tant a escala de laboratori com en planta pilot, els processos de fermentació del fang primari i la seua elutriació en un decantador primari. Els experiments de laboratori consistiren en l'estudi de la fermentació en continu en fermentadors agitats i van permetre conèixer les capacitats de generació d'àcids volàtils que tenia el fang primari de dues depuradores industrials (Bouzas, 2003). Aquest estudi també va ser utilitzat per al desenvolupament d'un model de fermentació dins del treball de tesi de Serralta (2004). Per la seua part, l'estudi en planta pilot incloïa tant el procés

de fermentació del fang primari en el propi decantador o en un fermentador apart, com el procés d'elutriació dels àcids volàtils generats en el decantador primari.

En aquest apartat es descriu de manera general el model de qualitat desenvolupat pel grup d'investigació i que forma part del BNRM1. En l'apartat 4 es descriurà en major detall el model de flux de sòlids desenvolupat en aquest treball de tesi i que permet fer extensible l'ús del BNRM1 per als elements d'una EDAR on no es pot considerar que es produeix mescla completa, és a dir, els decantadors i espessidors.

2.1 Model de Qualitat

El BNRM1 permet simular les operacions bàsiques més importants que es poden utilitzar en una EDAR, per a l'eliminació de matèria orgànica i nutrients de l'aigua residual, i la fermentació i digestió anaeròbia dels fangs.

Així, aquest model inclou tant els processos d'eliminació biològica de matèria orgànica, nitrogen i fòsfor, com els processos de tractament anaerobi dels fangs (acidogènesi, acetogènesi i metanogènesi) que es descriuen més endavant. A més, inclou els processos àcid – base, on s'assumeix l'equilibri químic, i els processos de transferència de matèria gas-líquid (absorció – desabsorció dels gasos considerats).

Els processos inclosos per a representar l'eliminació biològica de matèria orgànica, nitrogen i fòsfor estan basats en els processos considerats pel model ASM2d però afegint algunes modificacions:

- La fermentació duta a terme pels bacteris heteròtrofs en el ASM2d ha sigut eliminada degut a la inclusió dels bacteris acidogènics en el model. Aquest procés no havia sigut ben definit en el ASM2d. De fet, els valors obtinguts per diversos autors per a la velocitat màxima específica de fermentació (q_{fe}) eren bastant diferents als proposats per l'ASM2d (Sato *et al.*, 2000).
- El component S_{ALK} (alcalinitat) ha sigut eliminat del model degut a la incorporació d'una subrutina per al càlcul del pH (Serralta *et al.*, 2004).
- Les funcions *switch* de l'alcalinitat han sigut substituïdes per funcions *switch* de pH.

El model desenvolupat per als processos de fermentació i digestió anaeròbia està basat en el model de Siegrist *et al.* (1993), però amb una sèrie de modificacions. A continuació es detallen les principals modificacions al model de Siegrist:

- El procés d'hidròlisi es representa per una expressió cinètica anàloga a la de l'ASM2. El model de Siegrist suposa que la hidròlisi no depèn de la concentració de microorganismes i , per tant, es pot produir fins i tot sense microorganismes. La nova expressió utilitzada suposa que la velocitat d'hidròlisi és proporcional a la concentració de microorganismes i i està limitada per la relació substrat a microorganismes.
- Tota la matèria orgànica soluble biodegradable es considera com un únic component del model. Així, els aminoàcids i sucres i els àcids grassos de cadena llarga s'agrupen en un sol component anomenat matèria orgànica fermentable (S_F), existent ja en el model ASM2d. Aquest component és degradat en condicions anaeròbies per un únic grup de microorganismes anomenats bacteris acidogènics en el procés de fermentació, donant acetat (S_A), propionat (S_{PRO}) i hidrogen (S_{H_2}).
- El component S_{PRO} representa tots els àcids grassos volàtils excepte l'àcid acètic. Aquest component és degradat pels bacteris acetogènics donant àcid acètic i hidrogen.
- Com que es tracta d'un model global que pot ser utilitzat també en condicions aeròbies o anòxiques, s'han incorporat funcions switch d'inhibició per a l'oxigen i el nitrat en el creixement dels microorganismes anaerobis.
- El model inclou la necessitat de nutrients per al creixement dels microorganismes, incorporant funcions switch de semisaturació per a l'amoni i el fòsfat, encara que aquests requeriments són menors que per al creixement en condicions aeròbies.
- La transferència de matèria líquid – gas es considera governada per la cinètica i no per l'equilibri (Merkel i Krauth, 1999). A més, és la resistència al transport en la fase líquida la que determina la velocitat del procés. La velocitat d'absorció o desabsorció dels gasos estarà en funció del valor del coeficient de transferència de matèria i del gradient de concentracions entre les dues fases, tot considerant que la resistència en la fase gas és menyspreable i per tant es pot assumir la llei de Henry per obtenir la concentració de saturació.
- El model considera que les reaccions àcid – base es produeixen a una velocitat suficientment elevada com per considerar que s'arriba a l'equilibri. D'aquesta manera, les diferents espècies dels sistemes del carbonat, l'amoni, el fòsfat i els àcids grassos volàtils (acètic i propiònic), així com la concentració de protons

presentes en el medi, es calcula mitjançant un model d'equilibri químic, obtenint així el pH del medi i la concentració de CO_2 que participarà en el procés de desabsorció.

Tenint en compte aquestes modificacions, el model biològic utilitzat es compon d'un total de 27 components (13 components solubles i 14 components particulats) i 37 processos cinètics (30 processos purament biològics; 2 processos físic – químics de precipitació i redissolució segons el ASM2d, i 5 processos físics de desabsorció dels gasos considerats). Els processos biològics són duts a terme per un total de 7 grups de microorganismes diferents: heteròtrofs, heteròtrofs acumuladors de polifosfats, autòtrofs, acidogènics, acetogènics, metanogènics acetoclàstics i metanogènics hidrogenotròfics. A continuació es descriu en major detall d'aquest model.

2.1.1 Components del model

El model distingeix dos grups de components: solubles, representats per S_7 , i suspesos, representats per X_7 . Els components suspesos estan associats als fangs, de manera que es poden concentrar per sedimentació i espessiment en decantadors. Per la seua banda, els components solubles són transportats amb l'aigua en el seu moviment. Es considera que tots els components suspesos són elèctricament neutres, mentre que els solubles poden tenir associada una càrrega elèctrica.

Components solubles

S_{O_2} ($M_{\text{DQO}} \text{ L}^{-3}$): oxigen dissolt.

S_{NO_3} ($M_{\text{N}} \text{ L}^{-3}$): Aquest component inclou el nitrat i el nitrit. Tanmateix, per als càlculs estequiomètrics s'assumeix que S_{NO_3} es troba únicament en forma de nitrat.

S_{F} ($M_{\text{DQO}} \text{ L}^{-3}$): Matèria orgànica fermentable mesurada com a DQO. Aquest component engloba els sucres, els aminoàcids i els àcids grassos de cadena llarga.

S_{A} ($M_{\text{DQO}} \text{ L}^{-3}$): Àcid acètic mesurat com a DQO. Aquest component és el principal producte del procés de fermentació.

S_{PRO} ($M_{\text{DQO}} \text{ L}^{-3}$): Àcids grassos de cadena curta mesurats com a DQO, excepte l'àcid acètic. Per als càlculs estequiomètrics s'assumeix que S_{PRO} equival a l'àcid propiònic perquè és l'àcid que sol estar en major concentració després de l'acètic.

S_I ($M_{DQO} L^{-3}$): Matèria orgànica soluble no biodegradable mesurada com a DQO.

S_{N_2} ($M_N L^{-3}$): nitrogen gasós, N_2 . S'ha introduït únicament com a un producte de la desnitrificació i, com la resta de gasos, està sotmés a processos d'intercanvi amb l'atmosfera.

S_{H_2} ($M_{DQO} L^{-3}$): Hidrogen dissolt mesurat com a DQO. Es tracta d'un component gasós que intervé en els processos d'intercanvi amb l'atmosfera.

S_{CH_4} ($M_{DQO} L^{-3}$): Metà dissolt mesurat com a DQO. Igual que l'hidrogen, aquest component està sotmés a processos d'intercanvi amb l'atmosfera.

S_{NH_4} ($M_N L^{-3}$): Nitrogen amoniacal (amoni i amoníac). Per al balanç de protons s'assumeix que el S_{NH_4} és consumit en forma d'amoni.

S_{PO_4} ($M_P L^{-3}$): Fósfor inorgànic, bàsicament ortofosfats.

S_{IC} ($mol_C L^{-3}$): Carboni inorgànic mesurat com mols de carboni (carbonat, bicarbonat i àcid carbònic). L'àcid carbònic (H_2CO_3) en l'aigua es troba fonamentalment en forma de diòxid de carboni (CO_2), i per tant, la seua concentració també s'inclou en aquest component.

S_{TH} ($mol_H L^{-3}$): Protons totals mesurats com a mols de H^+ . Correspon a la suma dels protons lliures en dissolució més els protons continguts en les diverses espècies presents en la dissolució.

Els components carboni inorgànic (S_{IC}) i protons totals (S_{TH}) s'han inclòs en el model per poder calcular el pH a partir dels processos s'equilibri àcid - base (Serralta, 2004).

Components particulats

X_I ($M_{DQO} L^{-3}$): Matèria orgànica suspesa no biodegradable mesurada com a DQO.

X_S ($M_{DQO} L^{-3}$): Matèria orgànica lentament biodegradable mesurada com a DQO.

X_H ($M_{DQO} L^{-3}$): Bacteris heteròtrofs mesurats com a DQO.

X_{PAO} ($M_{DQO} L^{-3}$): Bacteris heteròtrofs acumuladors de polifosfats mesurats com a DQO.

X_{PP} ($M_P L^{-3}$): Polifosfats acumulats intracel·lularment pels bacteris PAO. Per als càlculs estequiomètrics s'assumeix que la seua composició química és $(K_{0.33}Mg_{0.33}PO_3)_n$.

X_{PHA} ($M_{DQO} L^{-3}$): Material orgànic emmagatzemat intracel·lularment pels bacteris PAO. Inclou fonamentalment els polihidroxicanoats (PHA). Per als càlculs estequiomètrics s'assumeix que es troba en forma de polihidroxibutirat (PHB), $(C_4H_6O_2)_n$.

X_A ($M_{DQO} L^{-3}$): Bacteris autòtrofs mesurats com a DQO.

X_{ACID} ($M_{DQO} L^{-3}$): Bacteris acidogènics mesurats com a DQO.

X_{ACET} ($M_{DQO} L^{-3}$): Bacteris acetogènics mesurats com a DQO.

X_{MAC} ($M_{DQO} L^{-3}$): Bacteris metanogènics acetoclàstics mesurats com a DQO.

X_{MH2} ($M_{DQO} L^{-3}$): Bacteris metanogènics hidrogenotròfics mesurats com a DQO.

X_{MeOH} ($M_{SST} L^{-3}$): Hidròxids metàl·lics. Per als càlculs estequiomètrics s'assumeix que es troba en forma d'hidròxid fèrric ($Fe(OH)_3$).

X_{MeP} ($M_{SST} L^{-3}$): Fosfats metàl·lics resultants de la precipitació química del fòsfor. Per als càlculs estequiomètrics s'assumeix que es troba en forma de fosfat fèrric ($FePO_4$).

X_{NV} ($M_{SST} L^{-3}$): Sòlids suspesos no volàtils. Aquest component no intervé en cap dels processos de transformació, però és important considerar-lo per als processos de sedimentació.

X_{TSS} ($M_{SST} L^{-3}$): Sòlids suspesos totals. Aquest component no s'ha introduït en el model com una variable d'estat ja que es pot calcular mitjançant una combinació lineal de la resta de components particulats, com es veurà en l'apartat 4.3.4. A partir d'aquest component es poden simular els processos de sedimentació que pateixen, en decantadors i espessidors, la resta de components particulats del model.

2.1.2 Processos de transformació

S'entén per processos de transformació, aquells que afecten a la concentració (en la fase líquida) dels diferents components del model, ja siga per reaccions químiques o bioquímiques entre els diferents components, o per transferència d'aquests entre les fases líquida i gasosa.

Entre els diferents processos de transformació considerats, el model distingeix entre processos d'equilibri i processos cinètics. S'ha considerat que els processos de transferència de matèria entre fases líquid – gas estan governats per la cinètica i no per l'equilibri entre les fases. Els processos de precipitació química del fòsfor també s'han tractat com a processos cinètics, de la mateixa manera que en l'ASM2. Per tant, els únics processos d'equilibri que es tindran en compte corresponen als de l'equilibri àcid – base necessaris per al càlcul del pH en el sistema.

2.1.2.1 Processos cinètics

Com s'ha comentat anteriorment, el model considera 37 processos cinètics, que es poden dividir en biològics (processos de l'1 a 30), químics de precipitació (processos 31 i 32) i físics de transferència de matèria entre fases (processos del 33 al 37). A continuació es descriu cadascun d'aquests processos:

1. **Hidròlisi aeròbia deguda als heteròtrofs:** Transformació, en condicions aeròbies, de la matèria orgànica lentament biodegradable en matèria orgànica fermentable. El model assumeix que els processos d'hidròlisi els realitzen els enzims hidrolítics segregats al medi pels microorganismes.
2. **Hidròlisi anòxica deguda als heteròtrofs:** Transformació, en condicions anòxiques, de la matèria orgànica lentament biodegradable en matèria orgànica fermentable.
3. **Hidròlisi anaeròbia deguda als heteròtrofs:** Transformació, en condicions anaeròbies, de la matèria orgànica lentament biodegradable en matèria orgànica fermentable.
4. **Creixement aerobi a partir de S_F :** Creixement dels bacteris heteròtrofs en condicions aeròbies, utilitzant la matèria fermentable existent al medi com a substrat.
5. **Creixement aerobi a partir de S_A :** Creixement dels bacteris heteròtrofs en condicions aeròbies, utilitzant l'àcid acètic existent al medi com a substrat.
6. **Creixement aerobi a partir de S_{PRO} :** Creixement dels bacteris heteròtrofs en condicions aeròbies, utilitzant els àcids volàtils existents al medi, diferents a l'àcid acètic, com a substrat.
7. **Creixement anòxic a partir de S_F :** Creixement dels bacteris heteròtrofs en condicions anòxiques, utilitzant la matèria fermentable existent al medi com a substrat.
8. **Creixement anòxic a partir de S_A :** Creixement dels bacteris heteròtrofs en condicions anòxiques, utilitzant l'àcid acètic existent al medi com a substrat.
9. **Creixement anòxic a partir de S_{PRO} :** Creixement dels bacteris heteròtrofs en condicions anòxiques, utilitzant els àcids volàtils existents al medi, diferents a l'àcid acètic, com a substrat.
10. **Mort de bacteris heteròtrofs.**

11. **Emmagatzematge de X_{PHA} a partir de S_A :** Procés dut a terme pels bacteris PAO en presència d'àcid acètic i en qualsevol condició ambiental (anaeròbia, anòxica i aeròbia). L'energia necessària per a aquest procés prové de la ruptura dels enllaços presents en les reserves de polifosfat intracel·lular, lliurant ortofosfat al medi.
12. **Emmagatzematge de X_{PHA} a partir de S_{PRO} :** Procés dut a terme pels bacteris PAO de la mateixa manera que el procés anterior, però amb l'ús d'àcids volàtils diferents a l'àcid acètic.
13. **Emmagatzematge aerobi de X_{PP} :** Procés dut a terme pels bacteris PAO per a la reposició de les reserves d'energia a partir de l'oxidació del X_{PHA} acumulat en condicions aeròbies.
14. **Creixement aerobi a partir de X_{PHA} :** Creixement dels bacteris PAO en condicions aeròbies a partir del X_{PHA} acumulat.
15. **Emmagatzematge anòxic de X_{PP} :** Procés dut a terme pels bacteris PAO per a la reposició de les reserves d'energia a partir de l'oxidació del X_{PHA} acumulat en condicions anòxiques.
16. **Creixement anòxic a partir de X_{PHA} :** Creixement dels bacteris PAO en condicions anòxiques a partir del X_{PHA} acumulat.
17. **Mort de bacteris PAO:** Suposa la desaparició d'aquest tipus de bacteris. Com que els components emmagatzemats per aquests bacteris es consideren independentment de la biomassa, els tres components han de tenir el seu corresponent procés de lisi.
18. **Lisi de X_{PP} .**
19. **Lisi de X_{PHA} .**
20. **Creixement aerobi de X_A (nitrificació):** Els bacteris autòtrofs només poden créixer en condicions aeròbies. En aquest procés, anomenat nitrificació, utilitzen amoni com a substrat i com a nutrient, i produeixen nitrat i biomassa autòtrofa, consumint també alcalinitat del medi.
21. **Mort de bacteris autòtrofs.**
22. **Hidròlisi anaeròbia deguda als acidogènics:** Transformació de la matèria orgànica lentament biodegradable en matèria orgànica fermentable. El model assumeix que aquest procés el realitzen els enzims hidrolítics segregats al medi pels bacteris acidogènics.

23. **Acidogènesi o fermentació:** Transformació de la matèria orgànica fermentable en àcids grassos volàtils. Aquest procés el realitzen els bacteris acidogènics i està associat al seu creixement.
24. **Mort de bacteris acidogènics.**
25. **Acetogènesi:** Consisteix en l'oxidació anaeròbia dels àcids grassos volàtils representats pel component S_{PRO} per a donar fonamentalment àcid acètic i hidrogen.
26. **Mort de bacteris acetogènics.**
27. **Metanogènesi acetoclàstica:** Transformació de l'àcid acètic en metà i diòxid de carboni.
28. **Mort de bacteris metanogènics acetoclàstics.**
29. **Metanogènesi hidrogenotròfica:** Conversió autotròfica de l'hidrogen en metà.
30. **Mort de bacteris metanogènics hidrogenotròfics.**
31. **Precipitació de fósfor:** Procés químic de precipitació de fósfor que es produeix quan s'afegeixen sals de ferro o alumini al medi.
32. **redissolució de fósfor:** Procés introduït per poder representar l'equilibri químic de precipitació del fósfor com un procés cinètic.
33. **Desabsorció d'oxigen:** Aquest procés representa la transferència de l'oxigen entre la fase líquida on es troba dissolt i l'aire atmosfèric.
34. **Desabsorció de nitrogen:** Aquest procés representa la transferència del nitrogen gas format en la desnitrificació des de la fase líquida on es troba dissolt cap a l'atmosfera.
35. **Desabsorció d'hidrogen:** Aquest procés representa la transferència de l'hidrogen gas format en els processos anaerobis des de la fase líquida cap a la fase gasosa.
36. **Desabsorció de metà:** Aquest procés representa la transferència del gas metà format en els processos anaerobis des de la fase líquida cap a la fase gasosa.
37. **Desabsorció de diòxid de carboni.** Aquest procés representa la transferència del CO_2 entre la fase líquida on es troba dissolt i la fase gasosa en contacte.

Els set processos de mort engloben tots els processos de disminució de la biomassa activa per a cada grup de bacteris, fonamentalment per lisi i predació. El model assumeix que la biomassa es transforma en substrat lentament biodegradable (X_S) i una fracció de matèria orgànica no biodegradable (X_I).

2.1.2.1.1 Estequiometria dels processos

En la Taula 2.1 i la Taula 2.2 es mostren els coeficients estequiomètrics $v_{i,j}$ per a cada component i , presentats en les successives columnes, en cada procés j , presentats en les files. La Taula 2.1 mostra els coeficients dels components particulats i la Taula 2.2 els dels components solubles. En aquestes taules, els espais buits indiquen que el component de la columna concreta no intervé en el procés de la fila en qüestió. Els coeficients indicats per ** en la Taula 2.2 corresponen als components que es poden obtenir aplicant les equacions de continuïtat al procés on intervenen.

Les equacions de continuïtat garanteixen que es compleixen les lleis de conservació de matèria, expressada aquesta com a DQO, nitrogen, fósfor, carboni i protó, en funció de les unitats en què es mesure el component per al qual s'aplica l'equació. D'aquesta manera, els coeficients estequiomètrics per als components S_{NH_4} , S_{PO_4} , S_{IC} i S_{TH} en cada procés s'obtenen aplicant les equacions de continuïtat de la següent forma:

$$\sum_i v_{j,i} \cdot i_{C,i} = 0 \quad \text{Eq. 2.1}$$

on $v_{i,j}$ és el coeficient estequiomètric del component i en el procés j , i $i_{C,i}$ és el factor de conversió necessari per utilitzar les mateixes unitats en l'equació de continuïtat. El factor $i_{C,i}$ s'utilitza per convertir les unitats del component i en unitats de material C per al qual s'aplica la conservació de matèria.

En la Taula 2.3 es mostren els factors de conversió utilitzats per a cadascun dels components del model i cadascun dels materials subjectes a continuïtat (DQO, fósfor, nitrogen, sòlids, carboni i protons). Segons aquesta taula, les unitats d'un factor de conversió $i_{C,i}$ són $M_C \cdot M_i^{-1}$. Els factors no coneguts *a priori*, representats per $i_{C,i}$ en la taula, són paràmetres del model que s'han d'estimar mitjançant la caracterització de l'aigua residual i la calibració del model.

	Component i	X_I	X_S	X_H	X_{PAO}	X_{PP}	X_{PHA}	X_A	X_{ACID}	X_{ACET}	X_{MAC}	X_{MH2}	X_{MeOH}	X_{MeP}	X_{NV}
j	Procés														
Heteròtrofs	1	Hidròlisi aeròbia per heteròtrofs		-1											
	2	Hidròlisi anòxica per heteròtrofs		-1											
	3	Hidròlisi anaeròbia per heteròtrofs		-1											
	4	Creixement aerobi a partir de S_F				1									
	5	Creixement aerobi a partir de S_A				1									
	6	Creixement aerobi a partir de S_{PRO}				1									
	7	Creixement anòxic a partir de S_F				1									
	8	Creixement anòxic a partir de S_A				1									
	9	Creixement anòxic a partir de S_{PRO}				1									
	10	Lisi de X_H	f_{XI}	$1-f_{XI}$	-1										
Acumuladors de polifosfats	11	Emmagatzematge de X_{PHA} a partir de S_A					$-Y_{PO4}$	1							
	12	Emmagatzematge de X_{PHA} a partir de S_{PRO}					$-Y_{PO4}$	1							
	13	Emmagatzematge aerobi de X_{PP}					1	$-Y_{PHA}$							
	14	Creixement aerobi a partir de X_{PHA}				1		$\frac{-1}{Y_{PAO}}$							
	15	Emmagatzematge anòxic de X_{PP}					1	$-Y_{PHA,NO}$							
	16	Creixement anòxic a partir de X_{PHA}				1		$\frac{-1}{Y_{PAO,NO}}$							
	17	Lisi de X_{PAO}	f_{XI}	$1-f_{XI}$	-1										
	18	Lisi de X_{PP}					-1								
	19	Lisi de X_{PHA}						-1							
Autòtrofs	20	Creixement aerobi (nitrificació)						1							
	21	Lisi de X_A	f_{XI}	$1-f_{XI}$				-1							
Acidogènics	22	Hidròlisi anaeròbia per acidogènics		-1											
	23	Acidogènesi (fermentació)							1						
	24	Lisi de X_{ACID}	f_{XI}	$1-f_{XI}$					-1						
Acetogènics	25	Acetogènesi								1					
	26	Lisi de X_{ACET}	f_{XI}	$1-f_{XI}$						-1					
Metanogènics	27	Metanogènesi acetoclàstica									1				
	28	Lisi de X_{MAC}	f_{XI}	$1-f_{XI}$							-1				
	29	Metanogènesi hidrogenotròfica										1			
	30	Lisi de X_{MH2}	f_{XI}	$1-f_{XI}$								-1			
31	Precipitació de fósfor											-3.45	4.87		
32	Redisolució de fósfor											3.45	-4.87		
33	Desabsorció de O_2														
34	Desabsorció de N_2														
35	Desabsorció de H_2														
36	Desabsorció de CH_4														
37	Desabsorció de CO_2														

Taula 2.1. Matriu de coeficients estequiomètrics per als components particulats (X_i) del model.

Comp. i	S _{O2}	S _{NO3}	S _F	S _A	S _{PRO}	S _I	S _{N2}	S _{H2}	S _{CH4}	S _{NH4}	S _{PO4}	S _{IC}	S _{TH}
Procés j													
1			1-f _{SI}			f _{SI}				**	**	**	**
2			1-f _{SI}			f _{SI}				**	**	**	**
3			1-f _{SI}			f _{SI}				**	**	**	**
4	$1 - \frac{1}{Y_H}$		$\frac{-1}{Y_H}$							**	**	**	**
5	$1 - \frac{1}{Y_H}$			$\frac{-1}{Y_H}$						**	**	**	**
6	$1 - \frac{1}{Y_H}$				$\frac{-1}{Y_H}$					**	**	**	**
7		$-\frac{1-Y_H}{2.86 \cdot Y_H}$	$\frac{-1}{Y_H}$				$\frac{1-Y_H}{2.86 \cdot Y_H}$			**	**	**	**
8		$-\frac{1-Y_H}{2.86 \cdot Y_H}$		$\frac{-1}{Y_H}$			$\frac{1-Y_H}{2.86 \cdot Y_H}$			**	**	**	**
9		$-\frac{1-Y_H}{2.86 \cdot Y_H}$			$\frac{-1}{Y_H}$		$\frac{1-Y_H}{2.86 \cdot Y_H}$			**	**	**	**
10										**	**	**	**
11				-1							Y _{PO4}	**	**
12					-1						Y _{PO4}	**	**
13	-Y _{PHA}										-1	**	**
14	$1 - \frac{1}{Y_{PAO}}$									**	**	**	**
15		$\frac{-Y_{PHA,NO}}{2.86}$					$\frac{Y_{PHA,NO}}{2.86}$				-1	**	**
16		$1 - \frac{1}{\frac{Y_{PAO,NO}}{2.86}}$					$1 - \frac{1}{\frac{Y_{PAO,NO}}{2.86}}$			**	**	**	**
17										**	**	**	**
18											1	**	**
19				1								**	**
20	$1 - \frac{4.57}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$								$\frac{-1}{Y_A} - i_{N, BM}$	**	**	**
21										**	**	**	**
22			1-f _{SI}			f _{SI}				**	**	**	**
23			$\frac{-1}{Y_{ACID}}$	$\left(\frac{1}{Y_{ACID}} - 1\right) \cdot f_{Ac}$	$\left(\frac{1}{Y_{ACID}} - 1\right) \cdot f_{Pro}$		$\left(\frac{1}{Y_{ACID}} - 1\right) \cdot f_{H2}$			**	**	**	**
24										**	**	**	**
25			$\left(\frac{1}{Y_{ACET}} - 1\right) \cdot f_{Ac}$	$\frac{-1}{Y_{ACET}}$			$\left(\frac{1}{Y_{ACET}} - 1\right) \cdot f_{H2}$			**	**	**	**
26										**	**	**	**
27				$\frac{-1}{Y_{MAC}}$					$\frac{1}{Y_{MAC}} - 1$	**	**	**	**
28										**	**	**	**
29							$\frac{-1}{Y_{MH2}}$	$\frac{1}{Y_{MH2}} - 1$		**	**	**	**
30										**	**	**	**
31											-1		**
32											1		**
33	-1												
34							-1						
35								-1					
36									-1				
37												-1	-2

Taula 2.2. Matriu de coeficients estequiomètrics per als components solubles (S_i) del model.

Continuïtat de C:		DQO	Nitrogen	Fósfor	Sòlids	Carboni	Protons
Factor		$i_{DQO,i}$	$i_{N,i}$	$i_{P,i}$	$i_{SST,i}$	$i_{C,i}$	$i_{H,i}$
Component	Unitats	g DQO	g N	g P	g SST	mol C	mol H ⁺
S _{O2}	g O ₂	-1 ⁽¹⁾					
S _{NO3}	g N		1				1/14
S _F	g DQO	1	$i_{N,SF}$	$i_{P,SF}$		$i_{C,SF}$	
S _A	g DQO	1				2/64	1/64
S _{PRO}	g DQO	1				3/112	1/112
S _I	g DQO	1	$i_{N,SI}$	$i_{P,SI}$		$i_{C,SI}$	
S _{N2}	g N		1				
S _{H2}	g DQO	1					
S _{CH4}	g DQO	1				1/64	
S _{NH4}	g N		1				-1/14
S _{PO4}	g P			1			3/31
S _{IC}	mol C					1	2
S _{TH}	mol H ⁺						-1 ⁽¹⁾
X _I	g DQO	1	$i_{N,XI}$	$i_{P,XI}$	$i_{SST,XI}$	$i_{C,XI}$	
X _S	g DQO	1	$i_{N,XS}$	$i_{P,XS}$	$i_{SST,XS}$	$i_{C,XS}$	
X _{BM} ⁽²⁾	g DQO	1	$i_{N,BM}$	$i_{P,BM}$	$i_{SST,BM}$	$i_{C,BM}$	
X _{PP}	g P			1	3.23		1/31
X _{PHA}	g DQO	1			0.6	1/36	
X _{SST}	g SST				-1 ⁽¹⁾		
X _{MeOH}	g SST				1		
X _{MeP}	g SST			0.205	1		
X _{NV}	g SST				1		

¹ Aquests factors són negatius perquè es compten per duplicat en les equacions de continuïtat.

² X_{BM} representa la biomassa dels diferents grups de bacteris considerats.

Taula 2.3. Factors de conversió $i_{C,i}$ aplicats en les equacions de continuïtat del model.

2.1.2.1.2 Cinètica dels processos considerats

Les expressions cinètiques utilitzades per als processos biològics es basen en la cinètica de Monod, és a dir, una velocitat màxima corregida per distintes funcions *switch* de semisaturació i inhibició. Aquestes expressions per a tots els processos biològics i de transferència de matèria descrits anteriorment es mostren en la Taula 2.4. En aquesta taula, les funcions *switch* de semisaturació corresponents a un component i s'han expressat mitjançant una funció M_i definida com:

$$M_i = \frac{S_i}{K_{S,i} + S_i} \quad \text{Eq. 2.2}$$

Les funcions *switch* d'inhibició corresponents a un component *i* s'han expressat mitjançant una funció I_i d'inhibició no competitiva, definida com:

$$I_i = \frac{K_{I,i}}{K_{I,i} + S_i} \quad \text{Eq. 2.3}$$

L'efecte del pH en la cinètica dels processos biològics s'ha modelat mitjançant una combinació d'una funció de semisaturació i una d'inhibició no competitiva per a la concentració de protons (S_{TH}). Serralta (2004) va proposar la següent expressió:

$$I_{pH} = \frac{S_{TH}}{K_{S,pH} + S_{TH}} \cdot \frac{K_{I,pH}}{K_{I,pH} + S_{TH}} \cdot \frac{1}{f_{pH}} \quad \text{Eq. 2.4}$$

on $K_{S,pH}$ i $K_{I,pH}$ representen els paràmetres de semisaturació i d'inhibició respectivament, i f_{pH} és un factor de correcció per a què el producte anterior siga 1 en les condicions de pH òptim per al creixement. Aquest factor representa el valor màxim del producte de les dues funcions *switch* i es pot calcular com:

$$f_{pH} = \frac{\sqrt{K_{S,pH} \cdot K_{I,pH}}}{K_{S,pH} + \sqrt{K_{S,pH} \cdot K_{I,pH}}} \cdot \frac{K_{I,pH}}{K_{I,pH} + \sqrt{K_{S,pH} \cdot K_{I,pH}}} \quad \text{Eq. 2.5}$$

Pel que fa a la cinètica dels processos d'hidròlisi, s'ha utilitzat una funció de semblant a la del model ASM2 (Henze *et al.*, 1995), que es basa en la limitació de la velocitat de reacció degut a la superfície disponible per hidrolitzar el substrat (X_S), en relació a la quantitat de biomassa (X_{BM}) existent al medi, segons l'equació següent:

$$r_{Hid} = K_H \cdot \frac{X_S / X_{BM}}{K_X + X_S / X_{BM}} \cdot X_{BM} \quad \text{Eq. 2.6}$$

Aquesta expressió és equivalent a l'expressió cinètica proposada per Contois (1959) per a la hidròlisi de la matèria orgànica suspesa.

Com es pot veure a la Taula 2.4, als processos d'hidròlisi també se'ls aplica la funció de dependència del pH (Equació 2.4).

j	Procés	Expressió cinètica (r_j)
1	Hidròlisi aeròbia per heteròtrofs	$r_1 = k_H \cdot M_{O_2} \cdot \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} \cdot I_{pH} \cdot X_H$
2	Hidròlisi anòxica per heteròtrofs	$r_2 = k_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot I_{O_2} \cdot M_{NO_3} \cdot \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} \cdot I_{pH} \cdot X_H$
3	Hidròlisi anaeròbia per heteròtrofs	$r_3 = k_H \cdot \eta_{fe} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} \cdot I_{pH} \cdot X_H$
4	Creixement aerobi a partir de S_F	$r_4 = \mu_H \cdot M_{O_2} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot M_F \cdot \frac{S_F}{S_F + S_A + S_{PRO}} \cdot I_{pH} \cdot X_H$
5	Creixement aerobi a partir de S_A	$r_5 = \mu_H \cdot M_{O_2} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot M_A \cdot \frac{S_A}{S_F + S_A + S_{PRO}} \cdot I_{pH} \cdot X_H$
6	Creixement aerobi a partir de S_{PRO}	$r_6 = \mu_H \cdot M_{O_2} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot M_{PRO} \cdot \frac{S_{PRO}}{S_F + S_A + S_{PRO}} \cdot I_{pH} \cdot X_H$
7	Creixement anòxic a partir de S_F	$r_7 = \mu_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot I_{O_2} \cdot M_{NO_3} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot M_F \cdot \frac{S_F}{S_F + S_A + S_{PRO}} \cdot I_{pH} \cdot X_H$
8	Creixement anòxic a partir de S_A	$r_8 = \mu_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot I_{O_2} \cdot M_{NO_3} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot M_A \cdot \frac{S_A}{S_F + S_A + S_{PRO}} \cdot I_{pH} \cdot X_H$
9	Creixement anòxic a partir de S_{PRO}	$r_9 = \mu_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot I_{O_2} \cdot M_{NO_3} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot M_{PRO} \cdot \frac{S_{PRO}}{S_F + S_A + S_{PRO}} \cdot I_{pH} \cdot X_H$
10	Lisi de X_H	$r_{10} = b_H \cdot X_H$
11	Emmagatzematge de X_{PHA} a partir de S_A	$r_{11} = q_{PHA} \cdot M_A \cdot \frac{S_A}{S_A + S_{PRO}} \cdot \frac{X_{PP}/X_{PAO}}{K_{PP} + X_{PP}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
12	Emmagatzematge de X_{PHA} a partir de S_{PRO}	$r_{12} = q_{PHA} \cdot M_{PRO} \cdot \frac{S_{PRO}}{S_A + S_{PRO}} \cdot \frac{X_{PP}/X_{PAO}}{K_{PP} + X_{PP}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
13	Emmagatzematge aerobi de X_{PP}	$r_{13} = q_{PP} \cdot M_{O_2} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot \frac{K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO}}{K_{IPP} + K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO}} \cdot I_{pH} \cdot X_{PAO}$
14	Creixement aerobi a partir de X_{PHA}	$r_{14} = \mu_{PAO} \cdot M_{O_2} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot I_{pH} \cdot X_{PAO}$
15	Emmagatzematge anòxic de X_{PP}	$r_{15} = q_{PP} \cdot \eta_{NO_3} \cdot I_{O_2} \cdot M_{NO_3} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot \frac{K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO}}{K_{IPP} + K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO}} \cdot I_{pH} \cdot X_{PAO}$
16	Creixement anòxic a partir de X_{PHA}	$r_{16} = \mu_{PAO} \cdot \eta_{NO_3} \cdot I_{O_2} \cdot M_{NO_3} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot I_{pH} \cdot X_{PAO}$
17	Lisi de X_{PAO}	$r_{17} = b_{PAO} \cdot X_{PAO}$
18	Lisi de X_{PP}	$r_{18} = b_{PP} \cdot X_{PP}$
19	Lisi de X_{PHA}	$r_{19} = b_{PHA} \cdot X_{PHA}$
20	Creixement aerobi (nitrificació)	$r_{20} = \mu_A \cdot M_{O_2} \cdot M_{PO_4} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH} + S_{NH_4}} \cdot I_{pH} \cdot X_A$
21	Lisi de X_{AUT}	$r_{21} = b_A \cdot X_A$

22	Hidròlisi anaeròbia per acidogènics	$r_{22} = k_H \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot \frac{X_S / X_{ACID}}{K_X + X_S / X_{ACID}} \cdot I_{pH} \cdot X_{ACID}$
23	Acidogènesi (fermentació)	$r_{23} = \mu_{ACID} \cdot I_{O_2} \cdot M_F \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot I_A \cdot I_{H_2} \cdot I_{pH} \cdot X_{ACID}$
24	Lisi de X_{ACID}	$r_{24} = b_{ACID} \cdot X_{ACID}$
25	Acetogènesi	$r_{25} = \mu_{ACET} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot M_{PRO} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot I_A \cdot I_{H_2} \cdot I_{pH} \cdot X_{ACET}$
26	Lisi de X_{ACET}	$r_{26} = b_{ACET} \cdot X_{ACET}$
27	Metanogènesi acetoclàstica	$r_{27} = \mu_{MAC} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot M_A \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot I_{pH} \cdot X_{MAC}$
28	Lisi de X_{MAC}	$r_{28} = b_{MAC} \cdot X_{MAC}$
29	Metanogènesi hidrogenotròfica	$r_{29} = \mu_{MH_2} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot M_{H_2} \cdot M_{IC} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{PO_4} \cdot I_{pH} \cdot X_{MH_2}$
30	Lisi de X_{MH_2}	$r_{30} = b_{MH_2} \cdot X_{MH_2}$
31	Precipitació de fòsfor	$r_{31} = K_{PRE} \cdot S_{PO_4} \cdot X_{MeOH}$
32	Redisolució de fòsfor	$r_{32} = K_{RED} \cdot X_{MeP}$
33	Desabsorció de O_2	$r_{33} = K_L a_{O_2} \cdot (S_{O_2} - C_{O_2}^*)$
34	Desabsorció de N_2	$r_{34} = K_L a_{N_2} \cdot (S_{N_2} - C_{N_2}^*)$
35	Desabsorció de H_2	$r_{35} = K_L a_{H_2} \cdot (S_{H_2} - C_{H_2}^*)$
36	Desabsorció de CH_4	$r_{36} = K_L a_{CH_4} \cdot (S_{CH_4} - C_{CH_4}^*)$
37	Desabsorció de CO_2	$r_{37} = K_L a_{CO_2} \cdot (S_{CO_2} - C_{CO_2}^*)$

Taula 2.4. Expressions cinètiques per als processos considerats.

Els processos de desabsorció dels gasos O_2 , N_2 , H_2 , CH_4 i CO_2 s'han modelat considerant que la transferència de matèria ve governada per la cinètica i no per l'equilibri. El model considera que l'etapa que controla la velocitat d'aquest procés és la transferència del gas des del si de la dissolució fins a la interfase gas – líquid. En la interfase es considera que la concentració del gas i correspon a la seua concentració de saturació (C_i^*) en les condicions de pressió i temperatura determinades. Aquesta concentració de saturació es calcula mitjançant la llei de Henry com:

$$C_i^* = K_{H,i} \cdot p_i \quad \text{Eq. 2.7}$$

on $K_{H,i}$ és la constant de Henry per al gas i , i p_i és la pressió parcial del component i en la fase gas.

Encara que el model inclou 7 grups de microorganismes, les condicions que prevalguen en cada unitat de tractament d'una EDAR (aeròbies, anòxiques o anaeròbies) determinaran quins grups de microorganismes poden proliferar. Per exemple, en la digestió anaeròbia de fang secundari, els bacteris heteròtrofs, autòtrofs i acumuladors de polifosfats no podran créixer. El model representarà la seua mort a una determinada velocitat (b_H , b_A i b_{PAO} , respectivament) proporcionant la matèria orgànica lentament biodegradable per al procés de digestió. La forma de modelar aquests processos de "selecció natural" s'ha basat en la inclusió de les següents funcions *switch* dels acceptors d'electrons per als distints tipus de processos:

$$\begin{aligned} \text{Processos aerobis:} & \quad \frac{S_{O_2}}{K_{S,O_2} + S_{O_2}} \\ \text{Processos anòxics:} & \quad \frac{K_{I,O_2}}{K_{I,O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{S,NO_3} + S_{NO_3}} \\ \text{Processos anaerobis:} & \quad \frac{K_{I,O_2}}{K_{I,O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{K_{I,NO_3}}{K_{I,NO_3} + S_{NO_3}} \end{aligned}$$

2.1.2.2 Processos d'equilibri àcid-base. Càlcul del pH

El model inclou com a processos governats per l'equilibri, les interaccions àcid-base en què participen els components considerats. Serralta *et al.* (2004) va desenvolupar un algoritme per al càlcul del pH aplicat als processos biològics en EDARs. Aquest algoritme va ser incorporat al model BNRM1 (Seco *et al.*, 2004) i ha sigut utilitzat per simular les dades experimentals en aquest treball de tesi.

Els processos governats per l'equilibri es descriuen mitjançant un conjunt d'equacions algebraiques que inclouen una expressió de la llei d'acció de masses (Equació 2.8) per a cadascuna de les espècies formades en cadascun dels sistemes d'equilibri àcid - base considerats i un balanç de matèria (Equació 2.9) per a cadascun dels components. L'algoritme de càlcul del pH entén per "components" aquells compostos bàsics a partir dels quals es poden formar les diferents espècies químiques del sistema àcid - base.

$$[S_i] = \frac{K_i}{\gamma_i} \cdot \prod_j X_j^{a_{ij}} \quad i = 1, 2, \dots, M \quad (\text{espècies}) \quad \text{Eq. 2.8}$$

$$T_j = \sum_{i=1}^M a_{ij} \cdot C_i \quad j = 1, 2, \dots, N \quad (\text{components}) \quad \text{Eq. 2.9}$$

- on: $[S_i]$: activitat de la espècie i .
 X_j : activitat del component j .
 K_i : constant d'equilibri per a la formació de l'espècie i .
 γ_i : coeficient d'activitat de l'espècie i en la dissolució.
 C_i : concentració de l'espècie i .
 a_{ij} : coeficient estequiomètric del component j en l'espècie i .
 T_j : concentració total del component j .

La resolució d'aquestes equacions algebraiques es realitza mitjançant l'aplicació del programa MINTEQA2 (Allison *et al.*, 1991), desenvolupat per la USEPA per al càlcul de l'equilibri en sistemes aquosos. Aquest programa té incorporades totes les constants d'equilibri, i per tant, l'únic que necessita per al càlcul de la composició en l'equilibri són les dades de concentració total de cada component i altres dades com la temperatura i el pH de la dissolució.

Les dades de concentració total de cada component que intervé en l'equilibri àcid-base s'obtenen, per a cada instant de temps o cada iteració, a partir del model biològic. Els components del model biològic que intervenen en l'equilibri químic són: S_{NH_4} , S_{PO_4} , S_A , S_{PRO} , S_{IC} i S_{TH} .

El procés de càlcul consisteix en un procés iteratiu seqüencial entre el sistema d'equacions diferencials, propi dels processos cinètics considerats anteriorment, i el sistema d'equacions algebraiques, propi dels processos d'equilibri químic. Amb les equacions diferencials s'obtenen les concentracions totals de cada component del model i amb les equacions algebraiques s'obtenen les concentracions de cadascuna de les espècies químiques que coexisteixen en l'equilibri, inclosa la concentració de protons lliures (H^+), que ens permet obtenir el pH en el sistema.

OBJECTIUS

3 OBJECTIUS

Com s'ha comentat en la introducció, en la modelació i simulació d'EDARs tradicionalment no s'ha prestat gaire importància als processos de sedimentació dels sòlids suspesos ni els processos bioquímics que poden tenir lloc durant la sedimentació.

A més, la manera de simular les EDARs utilitzada per la major part de la comunitat científica, que segueix els models de la IWA, es basa en utilitzar models diferents per a cada etapa del procés. Així, existeixen models específics per a l'eliminació biològica de nutrients, per a la digestió anaeròbia dels fangs i models de sedimentació pensats únicament per a simular decantadors secundaris en processos de fangs activats.

La línia de treball del grup d'investigació en el camp de la modelació i simulació d'EDARs s'ha centrat en el desenvolupament d'un model general, basant-se fonamentalment en els processos de transformació que es poden produir entre tots els components considerats pel model i en qualsevol element d'una EDAR. Els resultats d'aquest treball han donat lloc al desenvolupament del model de qualitat general descrit en l'apartat anterior, que permet tenir en compte tant els processos biològics de transformació deguts a l'acció dels diferents grups de microorganismes, com els processos que afecten al pH en el sistema, deguts a les reaccions d'equilibri àcid – base, i els processos de transferència de matèria entre les fases líquid – gas. Tanmateix, l'ús generalitzat d'un model de qualitat requereix la seua combinació amb un model de flux, fonamentalment en aquells elements on no es pot considerar que es produeix una mescla completa, com és el cas dels decantadors i espessidors en una EDAR.

Per tant, l'objectiu fonamental d'aquest treball de tesi consisteix en el desenvolupament d'un model de sedimentació general que pugui ser utilitzat tant en decantadors primaris com secundaris i espessidors, i la seua unió amb el model de qualitat desenvolupat pel grup d'investigació.

Per poder complir aquest objectiu general, es plantegen els següents objectius específics:

- Desenvolupament del model de sedimentació general, aplicable a la simulació de decantadors primaris, secundaris i espessidors.

- Unió del model amb el model de qualitat, per tal de poder considerar els processos de transformació i de transferència de matèria entre fases que es produeixen en els decantadors i espessidors.
- Implementació del model en el software DESASS (Ferrer *et al.*, 2004) i comprovació del seu funcionament mitjançant la simulació d'una planta completa on s'incloguen els processos més importants que es poden donar en una EDAR: eliminació biològica de nutrients, fermentació del fang primari i digestió dels fangs.
- Aplicació del model a la simulació d'un cas concret, consistent en la fermentació i elutriació del fang primari. Validació del model desenvolupat mitjançant la simulació del funcionament d'una planta pilot. El model haurà de tenir en compte tant els processos biològics de fermentació que es produeixen al fons del decantador, com els processos físics de separació dels sòlids de l'aigua per sedimentació i l'elutriació dels àcids volàtils generats. En aquest punt, es comprovarà si el procés biològic afecta en alguna mesura la sedimentabilitat del fang primari, i si aquest efecte es pot tenir en compte en el model.

L'objectiu final d'aquesta tesi consisteix en proposar el model desenvolupat com a model general encaminat a la simulació de plantes completes de tractament. Aquesta filosofia de modelació permet abordar problemes d'optimització del procés global, mitjançant la simulació de les plantes i l'observació directa dels efectes d'una modificació en les condicions de funcionament d'un element qualsevol sobre el funcionament de la resta d'elements de la EDAR. D'aquesta manera es podran aplicar algoritmes matemàtics d'optimització al model desenvolupat, algoritmes de control avançant en base a les simulacions realitzades, etc.

Per a l'elaboració del model es farà ús de la teoria de sedimentació i del model de qualitat desenvolupat pel grup d'investigació, mentre que per a la validació del model, aplicat al procés de fermentació i elutriació de fang primari, s'ha posat en funcionament una planta pilot que treballa amb aigua residual de l'estació depuradora del Barranc del Carraixet a Alboraià.

MODEL DESENVOLUPAT

4 MODEL DESENVOLUPAT

En aquest apartat es descriu en detall el model matemàtic desenvolupat per a la simulació dels processos més importants que es produeixen en decantadors i espessidors. Aquest model permet obtenir els fluxos de matèria, tant soluble com suspesa, que es produiran en l'interior dels tancs de sedimentació, amb la finalitat de poder representar matemàticament els processos de sedimentació que s'hi produeixen, així com els processos bioquímics que tenen lloc durant la sedimentació.

El model utilitzat per representar els processos de transformació i transferència de matèria entre fases ja ha sigut descrit en l'apartat anterior i correspon al model de qualitat incorporat en el BNRM1.

El model utilitzat per representar els processos de sedimentació s'ha basat en la teoria del flux de sòlids de Kynch i el model de Takács *et al.* (1991), modificat per poder considerar els processos de compactació dels fangs que es produeixen al fons dels decantadors i els espessidors.

En aquest treball de tesi s'ha combinat el model de qualitat i el model de sedimentació, que permet representar el flux de matèria que es dona en l'interior dels decantadors i espessidors.

El model global (model de flux junt amb el model de qualitat) ha sigut validat mitjançant la seua aplicació en la simulació del procés de fermentació i elutriació del fang primari en un decantador a escala pilot. A continuació es descriu en detall el model de sedimentació desenvolupat.

4.1 Model general de sedimentació

Aquest model pretén representar el flux de matèria, tant soluble com suspesa, que es produeix a l'interior de decantadors i espessidors. Amb aquesta finalitat, s'ha utilitzat la teoria de sedimentació per tal d'obtenir el flux de sòlids que afectarà a tots els components sedimentables del model de qualitat explicat en l'apartat anterior.

4.1.1 Bases del model de sedimentació: La teoria del flux de Kynch

En aquest treball s'ha optat per utilitzar un model de flux unidimensional, considerant únicament la direcció vertical de sedimentació dels sòlids. Com s'ha comentat en la introducció, els models de 2 o 3 dimensions són més complexos i s'utilitzen per a definir els detalls hidrodinàmics de disseny dels decantadors, com ara la grandària dels *baffles*, el disseny de l'entrada d'aigua i la sortida pel vessador, etc. En canvi, un model unidimensional es considera suficient per a l'objectiu d'aquest treball, és a dir, per poder simular els processos biològics que es produeixen durant la sedimentació de fang i obtenir el perfil de sòlids en tot el decantador.

Com la major part dels models de sedimentació unidimensionals, el model desenvolupat es basa en la teoria del flux de sòlids de Kynch (1952). Segons aquesta teoria, el flux de sedimentació dels sòlids (J_s) depén únicament de la concentració local del fang (X) i de la velocitat de sedimentació d'aquests sòlids (V_s).

$$J_s(X) = V_s(X) \cdot X \quad \text{Eq. 4.1}$$

Aplicant la llei de conservació de matèria, el procés de sedimentació en la direcció vertical (z) es pot representar matemàticament per la següent equació diferencial parcial de primer ordre:

$$\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial (V_s \cdot X)}{\partial z} = 0 \quad \text{Eq. 4.2}$$

on X representa la concentració de sòlids existent en una posició z i un temps t determinats.

L'equació anterior és vàlida per a processos de sedimentació discontinua. Quan el procés de sedimentació es produeix en continu, com sol ser habitual en les EDARs, el flux total de sòlids correspon a la contribució del flux de sedimentació i el flux de sòlids per l'arrossegament de partícules degut al moviment de la suspensió que entra i surt contínuament del tanc de sedimentació. En la Figura 4.1 es mostra un esquema amb els fluxos de sòlids que s'estableixen en una operació de sedimentació en continu.

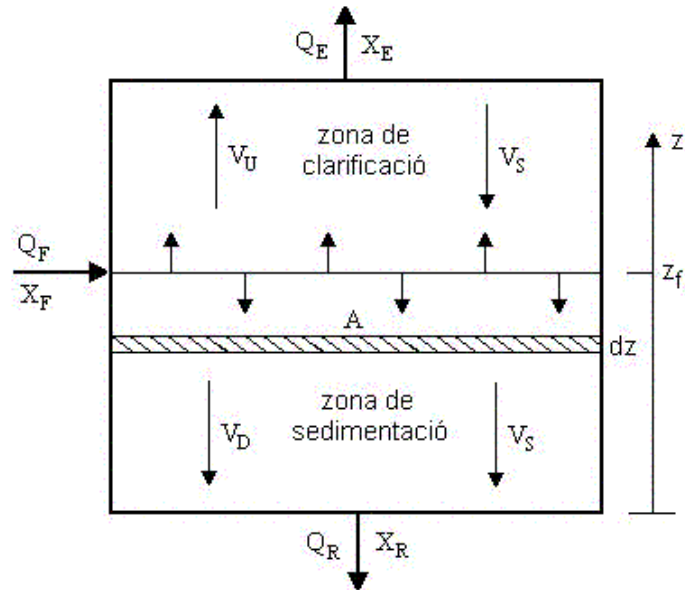


Figura 4.1. Representació esquemàtica dels fluxos de sòlids en una operació de sedimentació en continu.

En aquest cas, el flux total de sòlids (J_T) es calcula com:

$$J_T = J_S + J_B \quad \text{Eq. 4.3}$$

on J_B correspon al flux per arrossegament de sòlids, que té sentit contrari al flux de sedimentació en la zona de clarificació (part superior a l'alçada d'alimentació, z_f) i el mateix sentit que el flux de sedimentació en la zona de sedimentació (part inferior a l'alçada d'alimentació).

Assumint la teoria del flux de Kynch, i considerant només la dimensió vertical, el flux de sòlids per arrossegament es calcula com:

$$J_B = V \cdot X \quad \text{Eq. 4.4}$$

on V correspon a la velocitat del fluid en el tanca. La magnitud d'aquesta velocitat, així com el seu sentit, dependran de la zona del decantador on s'avalua. La velocitat serà funció dels cabals d'extracció (Q_E) i purga (Q_R) que s'estableixen durant el funcionament del decantador i de l'àrea superficial (A) on es distribueixen aquests cabals (veure Figura 4.1)

$$V = \begin{cases} V_U = \frac{Q_E}{A} & \text{si } z > z_f \\ V_D = \frac{Q_R}{A} & \text{si } z \leq z_f \end{cases} \quad \text{Eq. 4.5}$$

Tenint en compte el flux total de matèria, l'equació diferencial que descriu el procés de sedimentació en continu es pot escriure com:

$$\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial(V_s \cdot X)}{\partial z} + \frac{\partial(V \cdot X)}{\partial z} = 0 \quad \text{Eq. 4.6}$$

equació que correspon al balanç de sòlids aplicat a un element diferencial d'alçada en el decantador (dz). Si, a més, tenim en compte que els sòlids suspesos estan sotmesos als processos biològics, els quals poden afectar a la seua concentració mitjançant la producció o l'eliminació d'aquests, l'equació global del balanç de sòlids al decantador es pot expressar com:

$$\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial(V_s \cdot X)}{\partial z} + \frac{\partial(V \cdot X)}{\partial z} + G_x = 0 \quad \text{Eq. 4.7}$$

on G_x representa el terme de generació de sòlids i s'obté mitjançant el model de qualitat descrit en l'apartat anterior.

La resolució d'aquesta equació diferencial requereix, a banda de definir el sistema físic on es produeix la sedimentació, determinar la relació entre la velocitat de sedimentació dels sòlids i la concentració d'aquests sòlids en el decantador. D'acord amb la teoria de Kynch, la velocitat de sedimentació depén únicament de la concentració local de partícules existent en la posició z i en el temps t , és a dir:

$$V_s = f[X(z, t)] \quad \text{Eq. 4.8}$$

Com s'ha explicat a la introducció, existeix un gran nombre de funcions de sedimentació proposades per diversos autors. En el camp de tractament d'aigües residuals, però, les més utilitzades són la funció exponencial de Vesilind (1968) i la funció doble exponencial de Takács *et al.* (1991). A continuació es descriu en detall la funció de sedimentació utilitzada en aquest treball de tesi.

4.1.2 Velocitat de sedimentació dels sòlids suspesos totals (X_{TSS})

El model exponencial de Vesilind (Equació 1.14) és un dels més utilitzats per a simular la sedimentació dels sòlids en decantadors. Tanmateix, aquest model sols és vàlid per a concentracions elevades on es produeix la sedimentació zonal. Per a baixes concentracions aquest model dona velocitats de sedimentació més elevades que les observades en la realitat. Per solucionar aquest problema, Takács *et al.* (1991) van proposar el model doble exponencial descrit en la introducció (Equació 1.29). En la Figura 4.2 es poden veure les diferents velocitats de sedimentació donades per ambdós models amb valors baixos de concentració de sòlids. A continuació es recorden les equacions d'aquests dos models:

$$V_s = V_0 \cdot e^{-r_h \cdot X} \quad \text{Eq. 1.14}$$

$$V_s = \max\left[0, \min\left(V_0', V_0 \cdot \left(e^{-r_h \cdot (X - X_{min})} - e^{-r_p \cdot (X - X_{min})}\right)\right)\right] \quad \text{Eq. 1.29}$$

on V_0 és la velocitat màxima de sedimentació teòrica, V_0' representa la velocitat màxima de sedimentació efectiva o experimental, r_h és el paràmetre característic de la sedimentació zonal, r_p és el paràmetre característic de la sedimentació a baixes concentracions i X_{min} representa la concentració mínima per sota de la qual no sedimenten els sòlids. Aquesta X_{min} es pot calcular a partir de la fracció de sòlids no sedimentables (f_{ns}) que entren al decantador i la concentració de sòlids a l'entrada (X_f) com:

$$X_{min} = f_{ns} \cdot X_f \quad \text{Eq. 1.30}$$

En aquest treball s'ha utilitzat el model de Takács per la seua aplicabilitat tant per a condicions de sedimentació zonal com sedimentació floculada. Com es pot veure en la Figura 4.2, els dos models coincideixen per a concentracions elevades, pròpies de la sedimentació zonal. Així, la determinació dels paràmetres de sedimentació zonal mitjançant experiments de sedimentació discontinua es podrà aplicar tant als paràmetres r_h i V_0 del model de Takács, com als paràmetres del model de Vesilind. En un apartat posterior es descriu la determinació experimental d'aquests paràmetres.

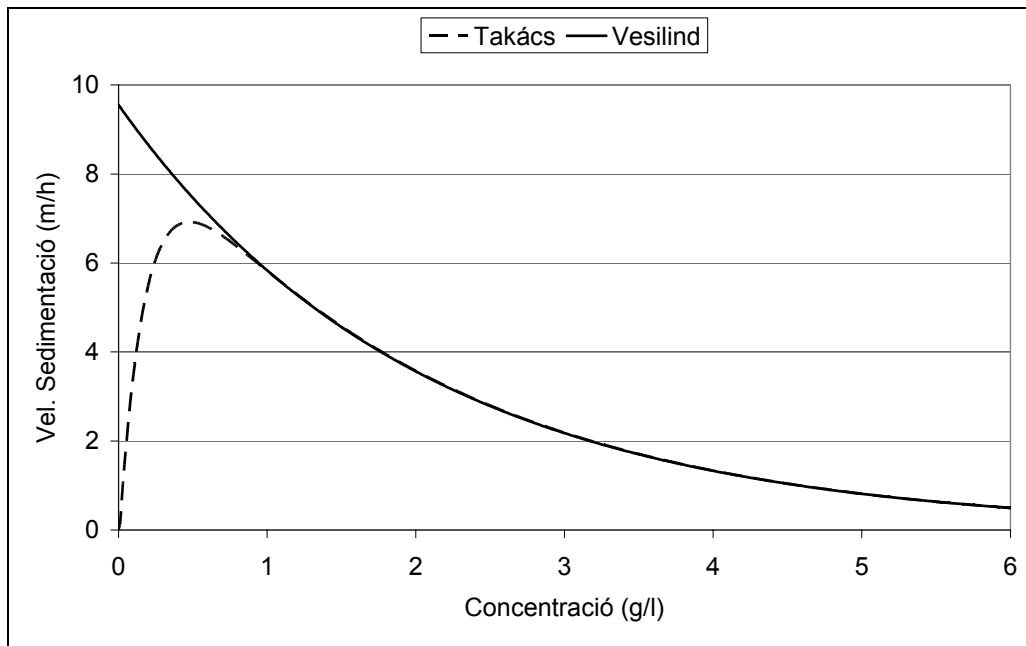


Figura 4.2. Comparació del model de Vesilind i el model de Takács per a la sedimentació de sòlids.

4.1.3 Efecte de la compressió dels sòlids

El model anterior per a la velocitat de sedimentació proposat per Takács *et al.* (1991) considera el comportament dels sòlids des de concentracions molt baixes fins a concentracions altes on encara es produeix una sedimentació zonal. Però no representa el comportament dels sòlids quan, degut a l'efecte d'acumulació en el fons del decantador, deixen la sedimentació zonal i el fang comença a comprimir-se pel propi pes dels sòlids que van sedimentant damunt. Com s'ha comentat, la velocitat de sedimentació en el règim de compressió no sols és funció de la concentració de sòlids, sinó també del gradient de concentració o de pressions existent (Michaels i Bolger, 1962; Fitch, 1993). Així, el model de Takács per si mateix no pot representar el règim de compressió correctament.

Aquest efecte de compressió fa que la velocitat de sedimentació real en les capes més baixes del decantador siga inferior a la que s'obtingria si la sedimentació fora zonal amb eixa mateixa concentració. Per tant, per poder simular correctament les concentracions elevades obtingudes en el fons dels decantadors i espessidors és necessari considerar aquest efecte de compressió del fang.

Härtel i Pöpel (1992) van proposar l'ús d'una funció correctora per tenir en compte aquest efecte de reducció de la velocitat de sedimentació. Aquesta funció (Ω) sols és aplicable en les zones de transició i compressió que apareixen en les capes més baixes del decantador (veure Figura 4.3). Per tant, la velocitat de sedimentació vindrà donada per:

$$V_s = \Omega(z) \cdot V_s(X) \tag{Eq. 4.9}$$

on la funció Ω depèn de l'alçada en el decantador. Per a valors de z superiors a l'alçada de transició (z_t), $\Omega = 1$. A partir de z_t , el valor de Ω anirà disminuint fins arribar a zero en el fons del decantador (veure Figura 4.4). Aquest punt de transició depèn de la manera en què compacte el fang al decantador.

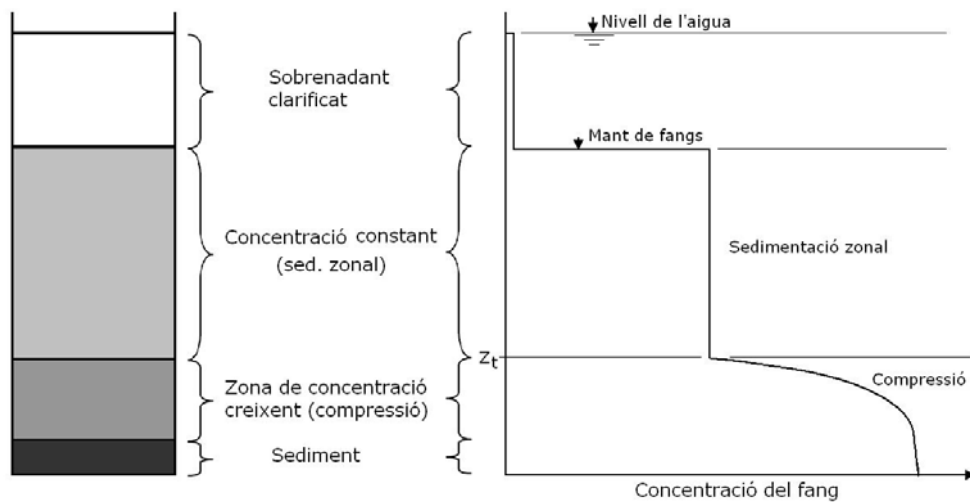


Figura 4.3. Zones de sedimentació zonal i compressió en un procés de sedimentació continua. (Adaptada de Härtel i Pöpel, 1992)

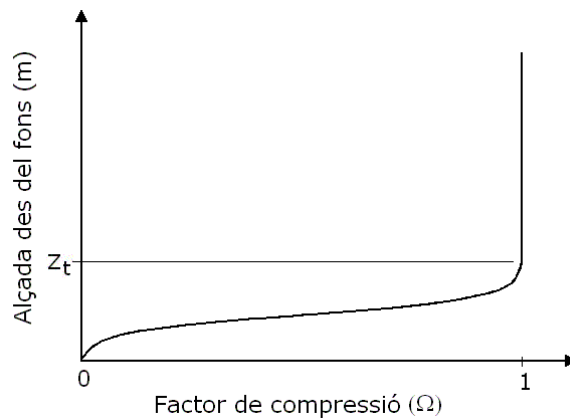


Figura 4.4. Factor de correcció de la sedimentació per a una alimentació al decantador a 1'8 m des del fons del decantador. (Adaptada de Härtel i Pöpel, 1992).

La funció de correcció utilitzada en aquest treball es basa en una equació empírica proposada per Otterpohl i Freund (1992) per a corregir el flux de sedimentació en funció de l'alçada del decantador.

$$\Omega(z) = \frac{1 - B \cdot z_t^{-n}}{1 - B \cdot [\min(z, z_t)]^{-n}} \quad \text{Eq. 4.10}$$

On:

$$B = -\left(\frac{100 + IVF}{IVF} + 1\right) \cdot h_c^n \quad \text{Eq. 4.11}$$

$$n = \left(1 + \frac{2 \cdot IVF}{100 + IVF}\right) \quad \text{Eq. 4.12}$$

$$z_t = \min(2 \cdot h_c, z_f) \quad \text{Eq. 4.13}$$

$$h_c = \left(1 - \frac{1}{X_c \cdot r_h}\right) \cdot \left(\frac{X_f \cdot z_f}{X_c}\right) \quad \text{Eq. 4.14}$$

$$X_c = \frac{480}{IVF} \quad \text{Eq. 4.15}$$

Aquesta equació va ser proposada a partir de l'observació de l'efecte de transició i compressió en un gran nombre de decantadors secundaris. Segons aquestes equacions, el factor de correcció Ω depèn de l'alçada en el decantador, de les característiques de sedimentabilitat del fang (IVF i r_h), de la concentració de sòlids a l'entrada al decantador (X_f) i l'alçada d'alimentació (z_f).

4.2 Estudi matemàtic del model

En aquest apartat es realitza una anàlisi del comportament matemàtic del model de Takács amb la finalitat d'estudiar els següents aspectes bàsics:

- La identificabilitat pràctica del model per a l'estimació dels paràmetres.
- El disseny d'experiments òptim per a l'obtenció dels paràmetres en les condicions de màxima influència per a cadascun.
- La sensibilitat del model front a canvis en els paràmetres.

Per a la realització d'aquest estudi s'ha utilitzat la funció doble exponencial en el seu interval de comportament continu, és a dir, per a valors de $X > X_{\min}$, siguent V_S menor que V_0' en tot l'interval de valors de X . En aquestes condicions, el model de Takács es pot escriure com:

$$V_S = V_0 \cdot \left(e^{-r_h \cdot (X - X_{\min})} - e^{-r_p \cdot (X - X_{\min})} \right) \quad \text{Eq. 4.16}$$

Es tracta doncs d'un model continu en X i diferenciable. A més, la derivada d'aquesta equació respecte de X també és continua. Aquest fet és important a l'hora d'utilitzar mètodes d'optimització amb aquesta equació, ja que la majoria dels mètodes numèrics d'optimització requereixen continuïtat tant de la funció, com de la seua derivada (Fletcher, 1982).

A continuació es detalla l'estudi realitzat de cadascun dels tres punts anteriors.

4.2.1 Identificabilitat pràctica del model.

Per tal d'estudiar la identificabilitat pràctica del model proposat, s'ha aplicat un mètode d'estimació no-lineal de paràmetres a l'Equació 4.16. En concret s'ha utilitzat el mètode de mínims quadrats en combinació amb el mètode de la regió de subespai de confiança, basat en el mètode de Newton de punt interior-reflectiu amb restriccions fixes (Coleman i Li, 1996).

Per a l'estimació dels paràmetres s'ha utilitzat dues series de dades. Una primera sèrie s'ha obtingut directament a partir de l'Equació 4.16, donant valors a X ; mentre que l'altra sèrie s'ha obtingut afegint a les dades anteriors un soroll blanc de mitja zero i desviació estàndard 0.5 m/h. Els valors assignats als paràmetres per a l'obtenció de les dues series

de dades són: $V_0 = 12$ m/h, $r_h = 0.5$ l/g i $r_p = 5.7$ l/g. El valor de X_{min} s'ha fixat en 0.03 g/l per a totes les proves realitzades.

Les dues sèries consten de 30 parells de dades (X, V_S) cadascuna amb valors de concentració de sòlids igualment espaiats en l'interval de 0.2 fins a 6 g/l, és a dir, cada sèrie està formada pel conjunt de dades següent:

$$(X_1, V_{S1}), (X_2, V_{S2}), (X_3, V_{S3}), \dots, (X_N, V_{S,N}) \quad \text{amb } N = 30$$

A continuació es mostren els resultats obtinguts de l'estimació dels paràmetres en cada experiment. El valor inicial del vector de paràmetres, definit com $\hat{\theta} := [V_0, r_h, r_p]$, que s'ha utilitzat en el mètode no lineal d'estimació de paràmetres ha sigut $\hat{\theta} = [5, 0.1, 1]$ amb les següents restriccions $[1, 0.001, 0.01] \leq \hat{\theta} \leq [100, 10, 100]$.

En la Figura 4.5 es pot veure l'aproximació de les dades amb soroll i sense soroll que s'ha aconseguit aplicant el mètode d'estimació de paràmetres comentat anteriorment. Com es pot veure a les gràfiques, el model proposat és capaç d'aproximar la tendència dels punts experimentals adequadament.

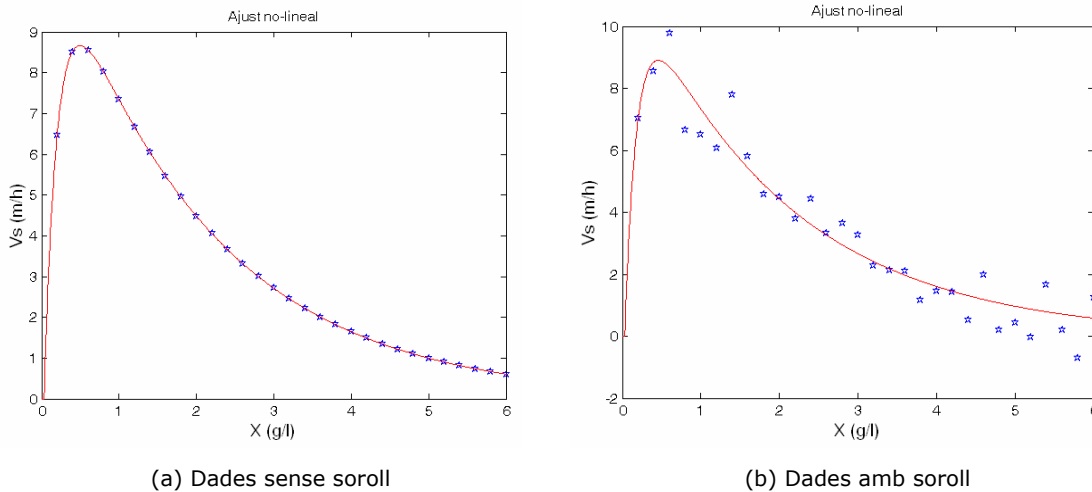


Figura 4.5. Aproximació dels punts experimentals de prova obtinguts sense soroll (a) i amb soroll blanc (b)

En la Taula 4.1 es mostren els valors dels paràmetres obtinguts per a cada sèrie de dades. Com es pot veure, en els dos casos s'ha obtingut paràmetres molt semblants als valors esperats (els utilitzats per generar les dades), fins i tot en la sèrie de dades amb soroll. Aquest fet confirma la bona identificabilitat pràctica del model.

Paràmetre	Valor Real	Sense soroll		Amb soroll	
		Valor estimat	Desviació estàndard	Valor estimat	Desviació estàndard
V_0	12	11.9982	$3.8 \cdot 10^{-4}$	11.7312	0.7966
r_h	0.5	0.49991	$1.7 \cdot 10^{-5}$	0.46277	0.03493
r_p	5.7	5.7015	$4.7 \cdot 10^{-4}$	6.0445	1.1467

Taula 4.1. Resultats de l'estimació de paràmetres.

La precisió dels paràmetres també s'ha avaluat en aquest estudi, donant bons resultats, sobre tot per al paràmetre r_h , com es pot observar de la matriu de covariança dels paràmetres obtinguda per a cada estudi (A sense soroll i B amb soroll). D'aquests valors, es pot veure com la precisió dels paràmetres empitjora bastant pel fet d'afegir soroll a les dades, però especialment ho fa per al paràmetre r_p , que mostra una major desviació estàndard (l'últim element de la diagonal principal presenta un valor més elevat que la resta).

$$\text{cov } \hat{\theta}_A = 10^{-6} \cdot \begin{bmatrix} 0.1487 & 0.0057 & -0.1335 \\ 0.0057 & 0.0003 & -0.0047 \\ -0.1335 & -0.0047 & 0.2172 \end{bmatrix}$$

$$\text{cov } \hat{\theta}_B = \begin{bmatrix} 0.6346 & 0.0240 & -0.6539 \\ 0.0240 & 0.0012 & -0.0227 \\ -0.6539 & -0.0227 & 1.3150 \end{bmatrix}$$

Aquest estudi s'ha realitzat considerant que es poden obtenir valors experimentals en qualsevol interval de concentracions. Tanmateix, per a baixes concentracions, inferiors als 2 g/l, no és possible obtenir experimentalment la velocitat de sedimentació degut a la dificultat per observar la interfase sòlid-líquid típica de la sedimentació zonal. Per estudiar l'efecte que tindrà aquest inconvenient en l'estimació dels paràmetres, s'ha repetit el mateix estudi amb 30 valors per a cada sèrie, però ara amb valors de $X > 2$ g/l, és a dir, equiespaiats entre 2 i 6 g/l. En la Taula 4.2 es mostren els valors dels paràmetres obtinguts per a cada sèrie de dades, partint dels mateixos valors inicials i amb les mateixes restriccions que en l'estudi anterior.

Paràmetre	Valor Real	Sense soroll	Amb soroll
		Valor estimat	Valor estimat
V_0	12	11.9996	10.6149
r_h	0.5	0.49999	0.45439
r_p	5.7	16.932	15.5558

Taula 4.2. Resultats de l'estimació de paràmetres.

Com es pot veure en aquesta taula, el paràmetre r_p ha donat valors molt allunyats del seu valor esperat. Malgrat aquesta desviació en el valor de r_p , les dades experimentals queden ben ajustades amb el conjunt de paràmetres estimats en cada sèrie (veure Figura 4.6).

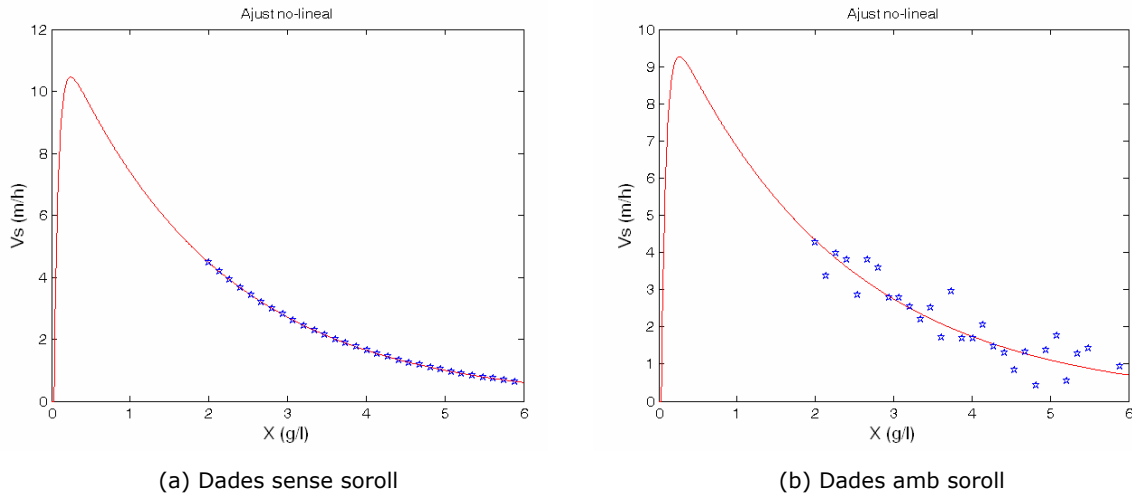


Figura 4.6. Aproximació dels punts de prova obtinguts sense soroll (a) i amb soroll (b)

Amb aquest estudi es confirma la dificultat d'obtenir el paràmetre r_p experimentalment. La seua estimació mitjançant mètodes matemàtics a partir de dades de sedimentació no serà correcta perquè el valor trobat dependrà del valor inicial que se li assigne i per tant s'haurà de buscar un mètode alternatiu per fixar el seu valor. Alguns autors assenyalen que el valor de r_p sol mantenir-se en un ordre de magnitud superior al de r_h (Ekama *et al.*, 1997).

Al no disposar de valors experimentals per a baixes concentracions, les dades de la Figura 4.6 podrien haver sigut aproximades perfectament amb el model exponencial de Vesilind, fent una estimació dels valors de V_0 i r_h . Aquest fet contribueix a que encara molts autors prefereixen utilitzar el model de Vesilind per a la simulació de decantadors (Ekama *et al.*, 1997; Bye i Dold, 1998). En aquest treball, però, s'ha optat pel model de Takács per la seua capacitat per descriure la sedimentació en tot l'interval de concentracions. En un estudi comparatiu dels diferents models de sedimentació, Grijspeerdt *et al.* (1995) identificaren la funció doble exponencial de Takács com la millor, malgrat que la més freqüentment utilitzada continuava siguint la de Vesilind.

En la Figura 4.7 es veu l'efecte del paràmetre r_p en la corba de sedimentació. Malgrat que les dades experimentals són ben aproximades per a qualsevol dels valors de r_p , s'observa que per a valors de r_p elevats (18 l/g), la velocitat màxima que s'aconsegueix és major. Tanmateix, no resulta realístic tenir velocitats de sedimentació tan elevades per a baixes concentracions.

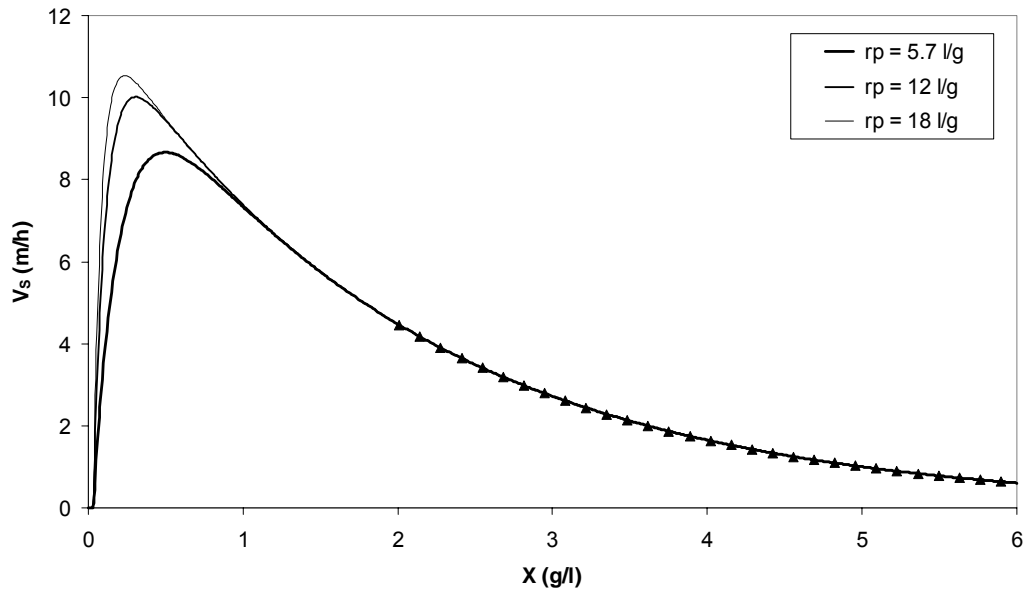


Figura 4.7. Efecte del paràmetre r_p sobre l'aproximació de les dades experimentals i la velocitat màxima de sedimentació.

D'acord amb l'Equació 4.16, la velocitat màxima de sedimentació s'obté per a una concentració de sòlids igual a:

$$X = X_{\min} + \frac{1}{r_p - r_h} \cdot \ln\left(\frac{r_p}{r_h}\right) \quad \text{Eq. 4.17}$$

Segons aquesta equació, a mesura que augmenta el valor de r_p , la velocitat màxima de sedimentació es produirà a concentracions de sòlids més baixes. Tanmateix, per a baixes concentracions, aquesta velocitat màxima sol ser generalment superior a la velocitat màxima de sedimentació efectiva, donada pel paràmetre V_0' . Per aquest motiu, en el model proposat per Takács, la velocitat de sedimentació màxima es restringeix, mitjançant el paràmetre V_0' , al màxim valor experimental observat.

Com a conclusió d'aquest estudi d'identificabilitat pràctica del model de sedimentació utilitzat es pot dir que únicament els paràmetres típics de la sedimentació zonal (V_0 i r_h)

poden ser determinats correctament a partir d'experiments de sedimentació discontinua en proveta.

En l'apartat 5.3.3 es mostra l'obtenció dels paràmetres V_0 i r_h , seguint el mateix mètode d'estimació utilitzat en aquest estudi i a partir de les dades experimentals de sedimentació zonal obtingudes amb el fang primari procedent de la planta pilot.

4.2.2 Consideracions per al disseny d'experiments

La realització d'experiments de sedimentació zonal resulta molt laboriosa i consumeix un elevat temps d'experimentació, sobre tot per a la zona de major concentració, on la velocitat de sedimentació zonal és molt baixa. Per traure un major partit al temps experimental és fonamental optimitzar el nombre d'experiments a realitzar. Per aquest motiu s'ha realitzat un anàlisi matemàtic de la funció exponencial per determinar els valors de concentració on els paràmetres r_h i V_0 presenten la màxima sensibilitat respecte de X . Per tant, la finalitat d'aquest estudi és obtenir una expressió analítica que determine els valors de X per als quals s'hauria de realitzar els experiments.

Partint de l'expressió 4.16 i assumint que la matriu de covariància del vector de paràmetres $\hat{\theta} := [V_0, r_h]$ es pot definir com:

$$\text{cov } \theta := \sigma^2 \cdot [J^T \cdot J]^{-1} \quad \text{Eq. 4.18}$$

on J és la matriu jacobiana, que conté les derivades parcials de l'Equació 4.16 respecte dels paràmetres desconeguts, i σ^2 és la variança dels errors residuals en les estimacions del model.

Si es defineix $V_s := f[V_0, r_h]$, on f representa la funció doble exponencial de l'Equació 4.16, podem obtenir la matriu de covariància com:

$$\text{cov } \hat{\theta} = \sigma^2 \cdot \begin{bmatrix} \left(\frac{\partial f}{\partial V_0} \right)^2 & \frac{\partial f}{\partial V_0} \cdot \frac{\partial f}{\partial r_h} \\ \frac{\partial f}{\partial V_0} \cdot \frac{\partial f}{\partial r_h} & \left(\frac{\partial f}{\partial r_h} \right)^2 \end{bmatrix}^{-1} \quad \text{Eq. 4.19}$$

Com que la varianza no és *a priori* coneguda, únicament els elements de la matriu es poden avaluar individualment. Els elements de la diagonal principal de la matriu representen el quadrat de la sensibilitat del model respecte de V_0 i r_h , respectivament. Per tant, per obtenir la mínima desviació estàndard dels paràmetres, s'ha de maximitzar els elements de la diagonal principal d'aquesta matriu. El màxim d'aquestes dues expressions es pot trobar analíticament diferenciant-les respecte de X , igualant a zero i resolent per a X . El valor de X obtingut per a cada expressió correspondrà a la concentració de sòlids que s'ha d'assajar experimentalment per què els paràmetres V_0 i r_h respectivament tinguen la mínima desviació estàndard.

Els elements de la diagonal principal es calculen com:

$$D_1 := \left(\frac{\partial f}{\partial V_0} \right)^2 = \left(e^{-r_p \cdot X^*} - e^{-r_h \cdot X^*} \right)^2 \quad \text{Eq. 4.20}$$

$$D_2 := \left(\frac{\partial f}{\partial r_h} \right)^2 = (V_0)^2 \cdot (X^*)^2 \cdot e^{-2 \cdot r_h \cdot X^*} \quad \text{Eq. 4.21}$$

on X^* correspon a la diferència $X - X_{min}$. La derivada d'aquestes expressions respecte de X és:

$$\frac{\partial D_1}{\partial X} = 2 \cdot \left(e^{-r_p \cdot X^*} - e^{-r_h \cdot X^*} \right) \cdot \left(r_h \cdot e^{-r_h \cdot X^*} - r_p \cdot e^{-r_p \cdot X^*} \right) \quad \text{Eq. 4.22}$$

$$\frac{\partial D_2}{\partial X} = 2 \cdot (V_0)^2 \cdot X^* \cdot e^{-2 \cdot r_h \cdot X^*} - 2 \cdot (V_0)^2 \cdot (X^*)^2 \cdot r_h \cdot e^{-2 \cdot r_h \cdot X^*} \quad \text{Eq. 4.23}$$

Igualant aquestes expressions a zero i resolent per X , s'obté el següent resultat:

$$\text{Per a l'estimació de } V_0, \quad X = \frac{\log\left(\frac{r_h}{r_p}\right)}{r_h - r_p} \quad \text{Eq. 4.24}$$

$$\text{Per a l'estimació de } r_h, \quad X = \frac{1}{r_h} \quad \text{Eq. 4.25}$$

Per tant, la realització dels experiments es pot optimitzar si es coneix *a priori* el valor aproximat dels paràmetres r_h i r_p .

4.2.3 Estudi de la sensibilitat del model

Per a determinar la sensibilitat de la resposta del model front a canvis en els paràmetres i determinar quins són els paràmetres més importants per a cada situació s'ha realitzat un estudi de sensibilitat. La sensibilitat del model de sedimentació representat per l'Equació 4.16 respecte de qualsevol dels paràmetres (θ_i) es defineix com:

$$S_{\theta_i} := \frac{\partial V_s}{\partial \theta_i} \cdot \frac{\bar{\theta}_i}{\bar{V}_s} \quad \text{Eq. 4.26}$$

on $\bar{\theta}_i$ i \bar{V}_s representen valors nominals del paràmetre θ_i i la velocitat de sedimentació, respectivament. Aquests valors nominals s'utilitzen per normalitzar els valors de les sensibilitats i poder comparar les seues magnituds per decidir quin és el paràmetre de major influència en el model.

En la Figura 4.8 es mostra l'evolució de les sensibilitats calculades per als punts la sèrie de dades amb soroll de l'estudi realitzat en l'apartat 4.2.1. Aquestes sensibilitats s'han normalitzat considerant que $\bar{\theta}_i = \hat{\theta}_i$, és a dir, el valor nominal dels paràmetres correspon al valor estimat de cada paràmetre. Com que en aquest cas, la variació de V_s és la mateixa per als tres paràmetres considerats, no s'ha tingut en compte el seu valor de \bar{V}_s per normalitzar les sensibilitats.

Observant aquesta figura es pot comprovar que es compleixen les equacions obtingudes en l'apartat anterior per al disseny d'experiments. Per exemple, la màxima sensibilitat del paràmetre r_h estaria en concentracions pròximes a 2 g/l, que correspon al valor de $1/r_h$ donat per l'Equació 4.25 ($r_h = 0.5$ en aquest estudi). En aquesta figura també s'aprecia com la sensibilitat del paràmetre r_p és nul·la per a valors elevats de X , fet que ja havia sigut comentat anteriorment (veure Figura 4.7). La importància relativa del paràmetre V_0 és major per a valors inferiors als 3 g/l. En canvi, per a valors de concentració de sòlids superiors, el paràmetre r_h serà el més important.

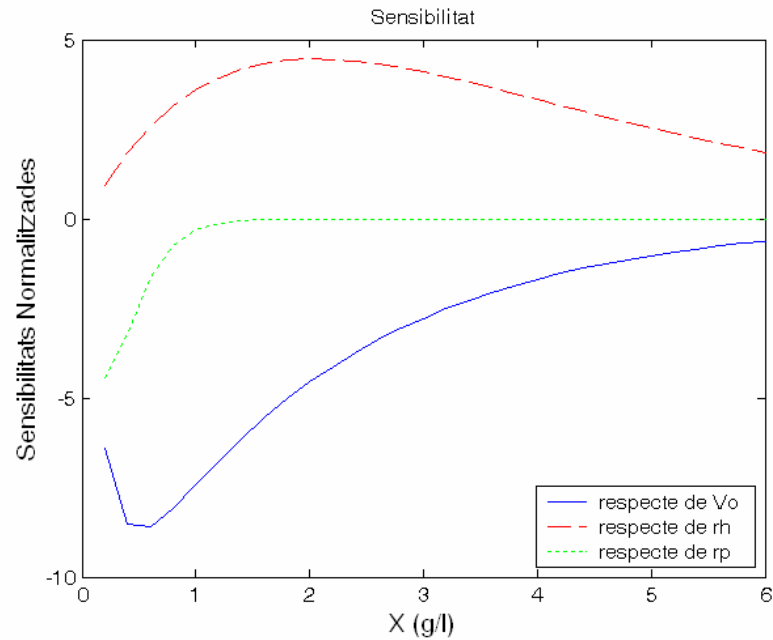


Figura 4.8. Evolució de la sensibilitat dels paràmetres V_0 , r_h i r_p en funció del valor de X , calculada per a la sèrie de punts experimentals generats en l'apartat 4.2.1.

4.3 Aplicació del model de sedimentació als decantadors

Els aspectes més importants a tenir en compte per a l'aplicació de les equacions diferencials anteriorment exposades a qualsevol sistema on es produeixi la sedimentació són:

- El mètode de resolució aplicat per obtenir la concentració de sòlids en funció de la posició i del temps, és a dir, $X = f(z,t)$.
- Les condicions de contorn del sistema.
- Condició de flux de sòlids limitant, observat en la major part dels processos de sedimentació en continu.
- La manera de combinar el model de flux amb el model de qualitat amb la finalitat de simular els processos de transformació que es produeixen durant la sedimentació.

A continuació es desenvolupa la manera en què s'han tingut en compte aquests punts per a l'aplicació del model de sedimentació als decantadors i espessidors.

4.3.1 Discretització del decantador en capes

L'equació general que descriu el procés de sedimentació en continu (Equació 4.7) consisteix en una equació diferencial parcial de la concentració de sòlids respecte del temps i de la posició en el decantador. Per resoldre aquesta equació s'ha dividit l'alçada del decantador en una sèrie de n capes horitzontals on s'assumeix que existeix una mescla completa. D'aquesta manera, l'equació general queda reduïda a un sistema de n equacions diferencial respecte del temps, que corresponen al balanç de matèria aplicat a cadascuna de les n capes en què s'ha discretitzat el sistema. Segons la posició que ocupen les capes, aquestes poden estar per sota de l'alimentació al decantador (zona de sedimentació) o per dalt d'aquesta (zona de clarificació).

En la Figura 4.9 es mostra un esquema del decantador discretitzat en n capes amb els fluxos de matèria que es produiran entre les capes. La velocitat per arrossegament (V_D) de les capes incloses en la part cònica del decantador es calcula considerant la secció d'entrada i la de sortida de cada capa. En funció de la posició que ocupe una capa, el seu balanç de matèria tindrà una expressió diferent, tenint en compte el sentit del flux per arrossegament que existesca en la capa.

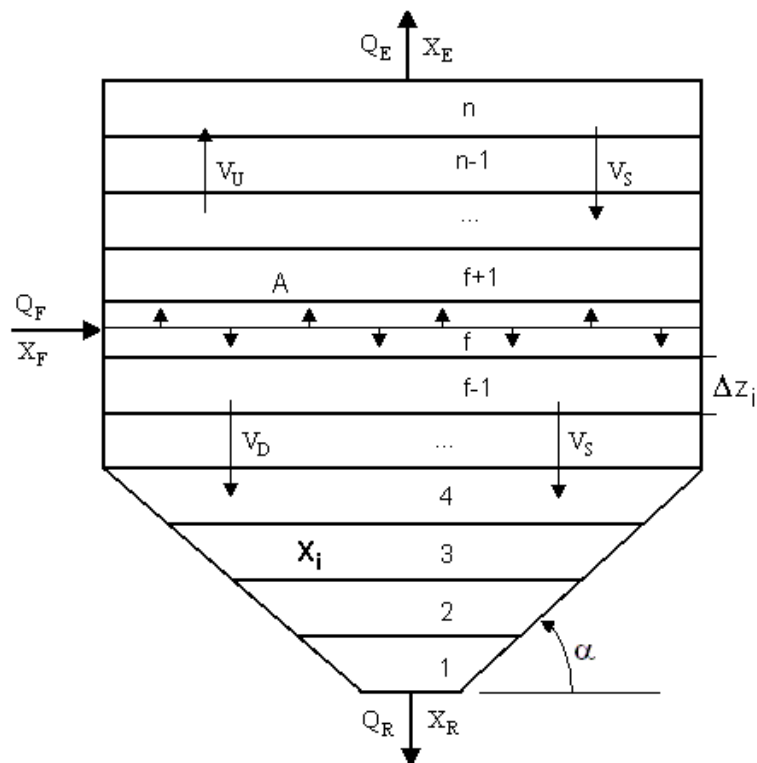
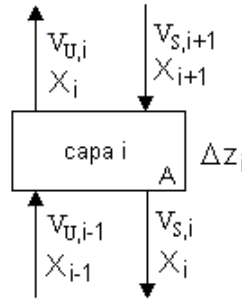


Figura 4.9. Esquema del decantador discretitzat en n capes.

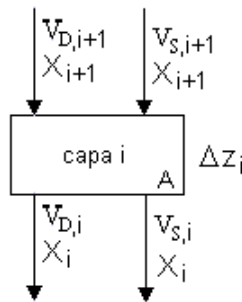
A continuació es mostra el balanç de sòlids per a cada capa en funció de la zona del decantador on es trobe.

Balanç a les capes de clarificació:



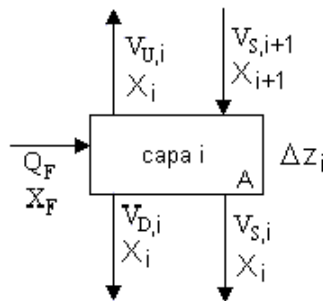
$$\frac{\Delta z_i \cdot \partial X_i}{\partial t} = V_{U,i-1} \cdot X_{i-1} - V_{U,i} \cdot X_i + V_{S,i+1} \cdot X_{i+1} - V_{S,i} \cdot X_i + G_{X,i} \cdot \Delta z_i \quad \text{Eq. 4.27}$$

Balanç a les capes de sedimentació:



$$\frac{\Delta z_i \cdot \partial X_i}{\partial t} = V_{D,i+1} \cdot X_{i+1} - V_{D,i} \cdot X_i + V_{S,i+1} \cdot X_{i+1} - V_{S,i} \cdot X_i + G_{X,i} \cdot \Delta z_i \quad \text{Eq. 4.28}$$

Balanç a la capa d'alimentació:



$$\frac{\Delta z_i \cdot \partial X_i}{\partial t} = \frac{Q_F}{A_f} \cdot X_F - (V_{U,i} + V_{D,i}) \cdot X_i + V_{S,i+1} \cdot X_{i+1} - V_{S,i} \cdot X_i + G_{X,i} \cdot \Delta z_i \quad \text{Eq. 4.29}$$

Com que el flux total de sòlids correspon a la suma del flux per arrossegament i el flux per sedimentació, els sòlids d'una capa en la zona de sedimentació passaran sempre a la capa inferior. En canvi, en la zona de clarificació, els sòlids poden passar a la capa superior si el flux per arrossegament és superior al flux de sedimentació o viceversa. Tanmateix, en condicions estacionàries, el terme d'acumulació de sòlids en cada capa s'anul·la i sempre s'ha de complir que en la zona de clarificació els sòlids passen d'una capa a la capa superior.

4.3.1.1 Efecte del número de capes

Amb la finalitat d'estudiar l'efecte del número de capes en el comportament del model de sedimentació, es van realitzar diverses simulacions en estat estacionari variant el número de capes en un decantador primari. En aquestes simulacions s'ha utilitzat valors del número de capes de 10, 20, 30 i 40. La Figura 4.10 mostra el perfil de sòlids obtingut en el decantador primari en les distintes simulacions realitzades.

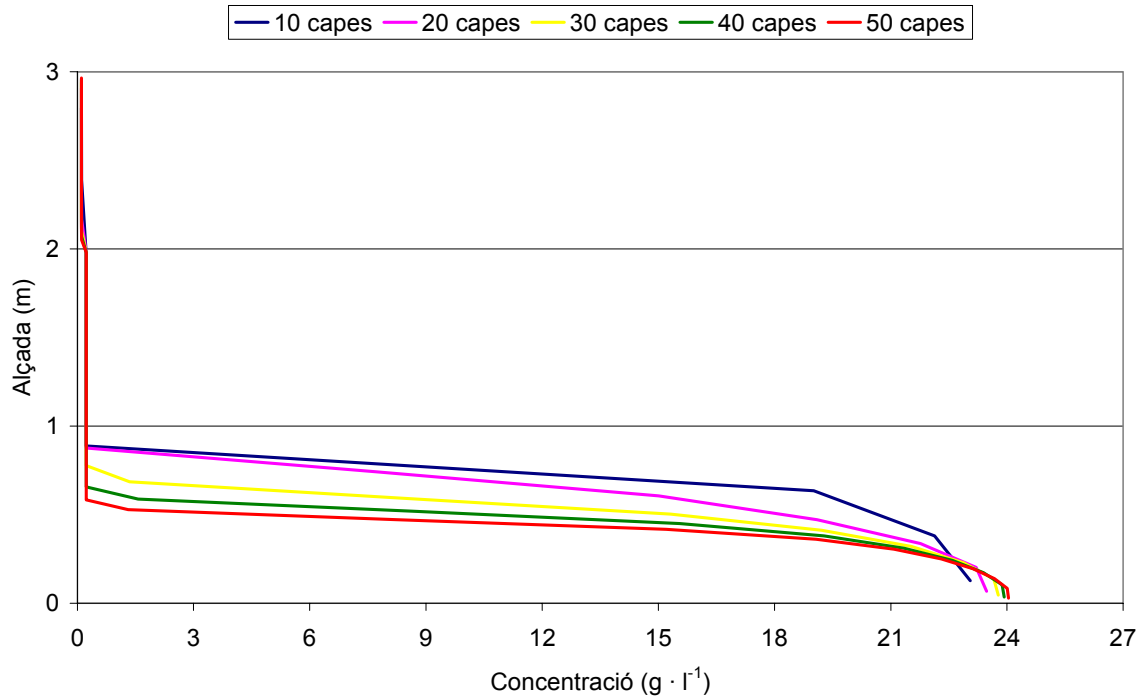


Figura 4.10. Perfil de sòlids obtingut en el decantador primari en les distintes simulacions realitzades variant el número de capes.

En aquesta figura es pot observar que l'únic efecte apreciable del número de capes apareix en les capes inferiors on es troba el mant de fangs. A major nombre de capes utilitzades, més baix es troba el mant de fangs simulat, però la concentració de sòlids en les capes més baixes augmenta lleugerament. La quantitat de sòlids acumulada al decantador serà lleugerament diferent segons el número de capes, modificant així el temps de retenció de sòlids (TRS) en el decantador. En la Taula 4.3 es mostren els valors del temps de retenció de sòlids en el decantador primari en funció del número de capes utilitzat. Com s'observa en aquesta taula, les variacions en el TRS no són massa significatives a partir de 30 capes.

Núm. capes	TRS (d)
10	0.46
20	0.42
30	0.35
40	0.31
50	0.28

Taula 4.3. Temps de retenció de sòlids (TRS) en funció del número de capes utilitzat, calculat a partir del perfil de sòlids obtingut amb el model.

Els requeriments de càlcul al augmentar el número de capes augmenten proporcionalment, de manera que la decisió del número de capes a utilitzar sempre serà un compromís entre la precisió desitjada i el temps de simulació necessari.

En moltes ocasions és suficient utilitzar 10 capes en les simulacions. A més, aquest és el número de capes proposat en el *COST Simulation Benchmark*, en el marc dels projectes de col·laboració europeus *COST Action 624* i *682*, utilitzat com a referència per a la comparació del funcionament de les diverses plataformes de simulació més utilitzades per al disseny d'EDARs.

Com que la zona on es troba el mant de fangs és on més importància té el número de capes, s'ha introduït en el model desenvolupat la possibilitat d'utilitzar una alçada de les capes diferent en la zona de clarificació i la zona de sedimentació del decantador. Així, es pot augmentar la precisió en la zona on es troba el mant de fangs mantenint el mateix número de capes. En l'apartat següent es descriu la manera en que s'ha definit l'alçada de les capes en funció de que es troben en la zona de clarificació o la zona de sedimentació.

4.3.1.2 Alçada de les capes. Superfície i volum de cada capa

La discretització del decantador en capes horitzontals permet simular el decantador com una sèrie de reactors de tanc agitat, amb un volum donat per la secció del decantador i l'alçada de la capa (Δz_i). Amb aquesta finalitat, l'alçada total del decantador (H), s'ha de dividir pel número de capes en què s'ha discretitzat el model (n). Tanmateix, com s'ha comentat anteriorment, l'alçada de les capes no és la mateixa en tot el decantador. Una vegada fixada l'alçada de l'alimentació al decantador i el número de capes en què es divideix la zona de sedimentació, el model queda totalment definit, obtenint un Δz_i diferent en la zona de clarificació i la zona de sedimentació.

Donades les característiques de disseny del decantador de la planta pilot, que es descriu en el capítol següent, s'ha tingut en compte en el model l'existència d'una part cònica al fons del decantador. D'aquesta manera, el volum de cada capa en la part cònica del decantador s'ha calculat com el volum del tronc de con d'alçada Δz_i i amb els diàmetres inferior (d_i) i superior (d_s) coneguts a partir del pendent del fons del decantador.

$$V_i = \frac{\pi \cdot \Delta z_i}{3} \cdot (d_i^2 + d_i \cdot d_s + d_s^2) \quad \text{Eq. 4.30}$$

La velocitat per arrossegament en la part cònica del decantador també s'ha calculat tenint en compte el pendent del fons del decantador (p , %). L'equació utilitzada per calcular la velocitat en funció de l'alçada des del fons del decantador és:

$$V_D = \frac{Q_R}{\pi \cdot r^2} = \frac{Q_R}{\pi \cdot \left(\frac{z}{p} \cdot 100\right)^2} \quad \text{Eq. 4.31}$$

4.3.2 Condicions de contorn i aproximacions

El model desenvolupat per al càlcul de la sedimentació en els decantadors considera les següents aproximacions i condicions de contorn:

- El flux d'entrada es redistribueix immediatament en flux ascendent i flux descendent segons la relació de cabals efluent-purga. No hi ha component

horitzontal de flux, per tractar-se d'un model unidimensional. El model tampoc considera les condicions de turbulència originades per l'entrada de matèria al decantador.

- La velocitat de sedimentació és zero en el fons del decantador, per tant, el cabal de purga determinarà el flux total de sòlids amb independència de la concentració de sòlids existent.
- A l'efluent del decantador no es considera l'elevació de l'aigua sobre el vessador ni la component horitzontal de la velocitat de sortida, ja que es tracta d'un model unidimensional. La velocitat de sedimentació és zero en l'efluent i, per tant, el cabal de sortida determinarà el flux total de sòlids, de la mateixa manera que en la purga.
- En la part cònica del decantador, el cabal hidrodinàmic del fluid es manté constant, de manera que la velocitat dels sòlids per arrossegament augmentarà al disminuir la secció de pas. Quan el pendent de la part cònica és molt pronunciat, la compactació del fang serà major, ja que el cabal màssic de sòlids associat al flux de sedimentació és major en les capes superiors al augmentar la secció (veure Figura 4.12). La concentració en les capes inferiors ha d'augmentar per compensar la major entrada de sòlids procedents de les capes superiors.
- La concentració de sòlids en cada capa es manté homogènia en tot el seu volum, amb independència del diàmetre i l'alçada de la capa.
- La velocitat de sedimentació dels sòlids en cada capa depèn únicament per la concentració dels sòlids en la capa, excepte per a les capes inferiors del decantador, on també depèn de l'alçada per l'efecte del factor de compressió (Ω).
- El flux total de sòlids que entra a una capa no pot superar la quantitat de sòlids que és capaç de passar per eixa capa cap a la capa posterior. Aquesta condició és més coneguda com a *condició de flux mínim* i es descriu a continuació.

4.3.3 Càlcul del flux total de sòlids

En aquest apartat s'explica el càlcul del flux de sòlids que s'estableix entre les capes en què s'ha discretitzat el decantador, tenint en compte les condicions de flux mínim que s'han de complir tant en la zona de sedimentació com en la zona de clarificació.

4.3.3.1 Condió de flux mínim en la zona de sedimentació

Aquesta condició consisteix en la limitació del flux de sòlids que entra a una capa per la quantitat de sòlids que pot sortir d'eixa capa cap a la capa inferior. En condicions normals de funcionament d'un decantador, en la zona de sedimentació qualsevol capa tindrà una concentració de sòlids menor o igual que la capa inferior. Per tant, el flux de sòlids pot ser major que el de la capa inferior. Segons la condició de flux limitant, el model assumeix que el flux total de sòlids que passa d'una capa i a la capa $i-1$ immediatament inferior serà el mínim flux de sòlids que s'estableix entre les concentracions X_i i X_{i-1} .

La concentració de sòlids per a la qual es produeix el flux mínim de sòlids depèn de les característiques de sedimentació del fang i de les condicions de disseny i operació del decantador. Donades unes característiques de sedimentació determinades, el flux total de sòlids que s'obté en funció de la concentració depèn de les condicions de funcionament del decantador. En la Figura 4.11 es mostra l'efecte del cabal d'extracció de sòlids en la forma de les corbes de flux total de sòlids. En aquesta figura es pot veure com, per a cabals d'extracció elevats, la importància del flux per arrossegament és major i pot arribar a desaparèixer la condició de flux limitant (per a Q_{R1} en aquest exemple).

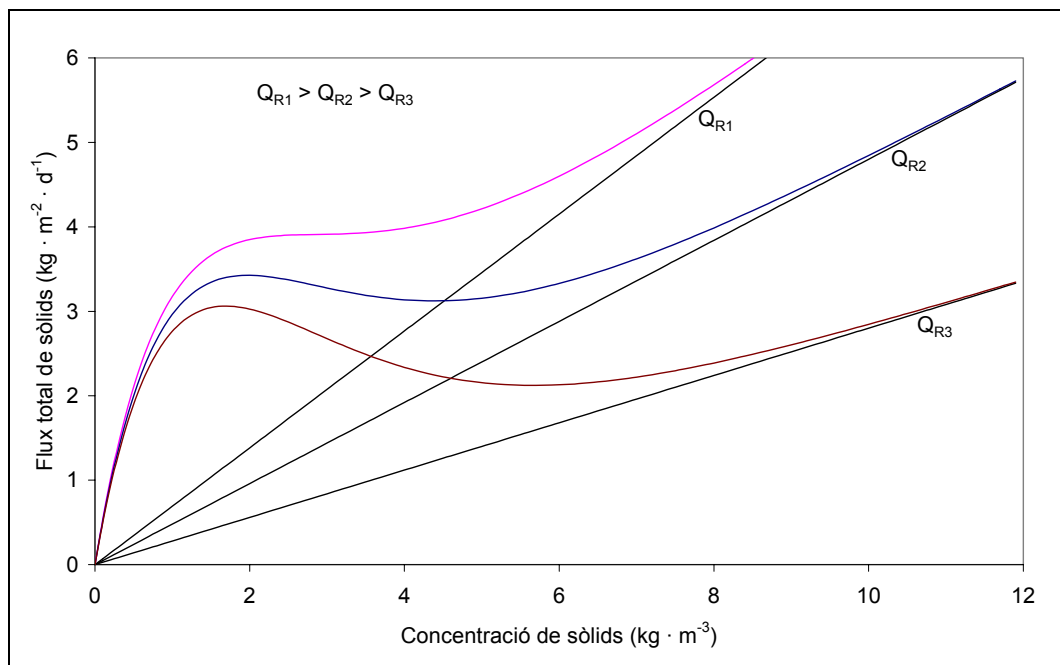


Figura 4.11. Situació del flux de sòlids mínim en funció de les condicions d'operació d'un decantador.

En la Figura 4.12 es pot observar l'efecte de la forma cònica del decantador en la situació del flux mínim. En aquest cas no es parla de flux sinó de cabal màssic de sòlids, per tenir en compte la secció de pas diferent en funció de l'alçada. A mesura que disminueix la secció de pas (A_i), el mínim apareix per a valors de concentració inferiors, podent arribar a desaparèixer quan la secció de pas és molt petita i l'aportació del flux per arrossegament és més important. El flux total s'apropa més al flux per arrossegament i desapareix la condició de flux limitant (a partir de A_6 en aquest exemple).

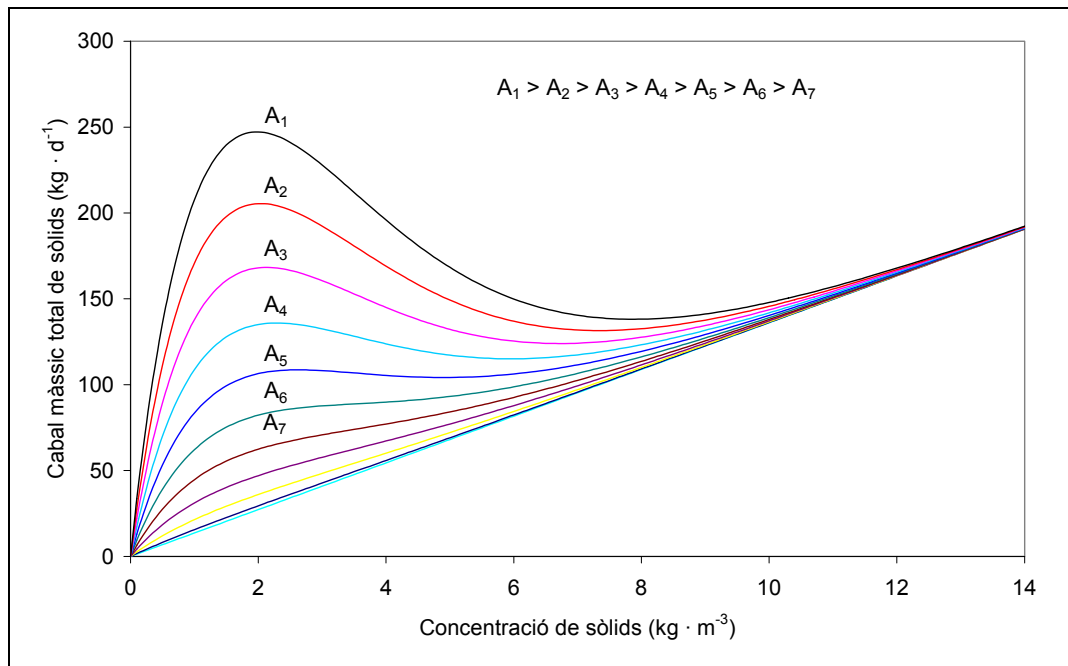


Figura 4.12. Efecte de la geometria cònica del fons del decantador. Corbes de cabal màssic total de sòlids per a diferents alçades del decantador, amb un pendent del 150%.

4.3.3.2 Condició de flux mínim en la zona de clarificació

L'ús de la funció doble exponencial de Takács per representar la sedimentació de suspensions en l'interval de baixes concentracions que es dona en la zona de clarificació implica l'existència d'un flux de sòlids mínim per a un valor de concentració de sòlids proper a la concentració de sòlids no sedimentables (X_{\min}). En la Figura 4.13 es mostra la localització d'aquest flux mínim per a baixes concentracions de sòlids en decantadors secundaris, on X_{\min} sol ser bastant baixa. Per a decantadors primaris, X_{\min} sol ser bastant superior i per tant, el valor de flux mínim de la zona de clarificació sol donar-se per a la concentració X_{\min} (veure Figura 4.14).

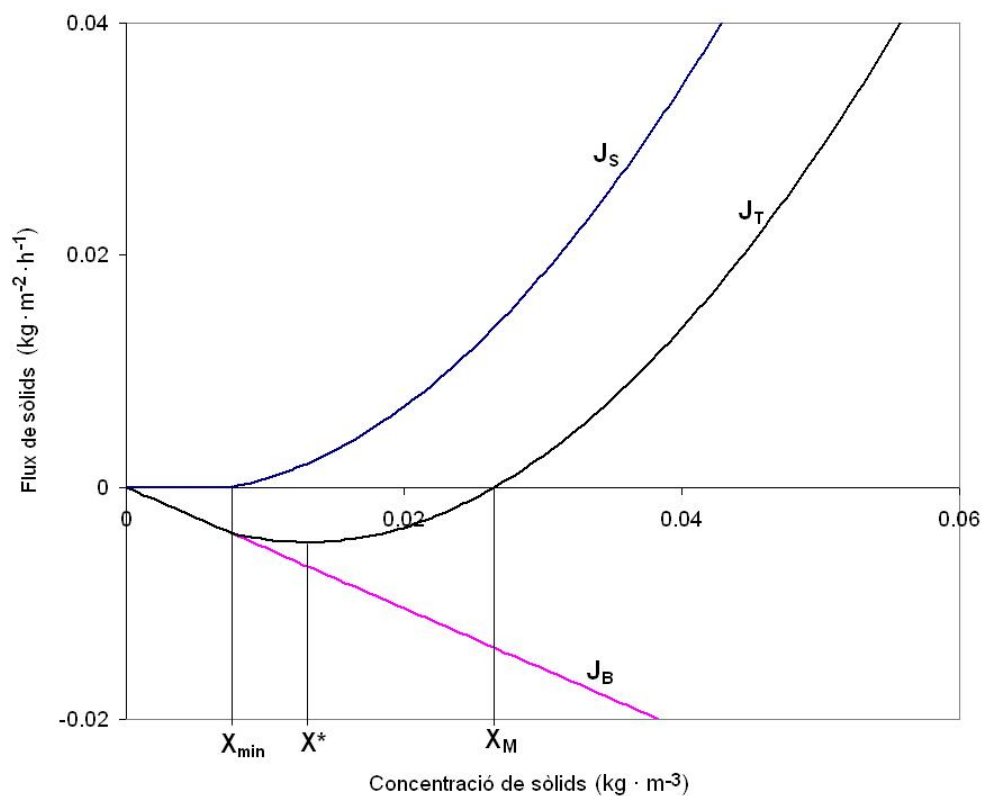


Figura 4.13. Situació del flux de sòlids mínim existent per a baixes concentracions en un decantador secundari.

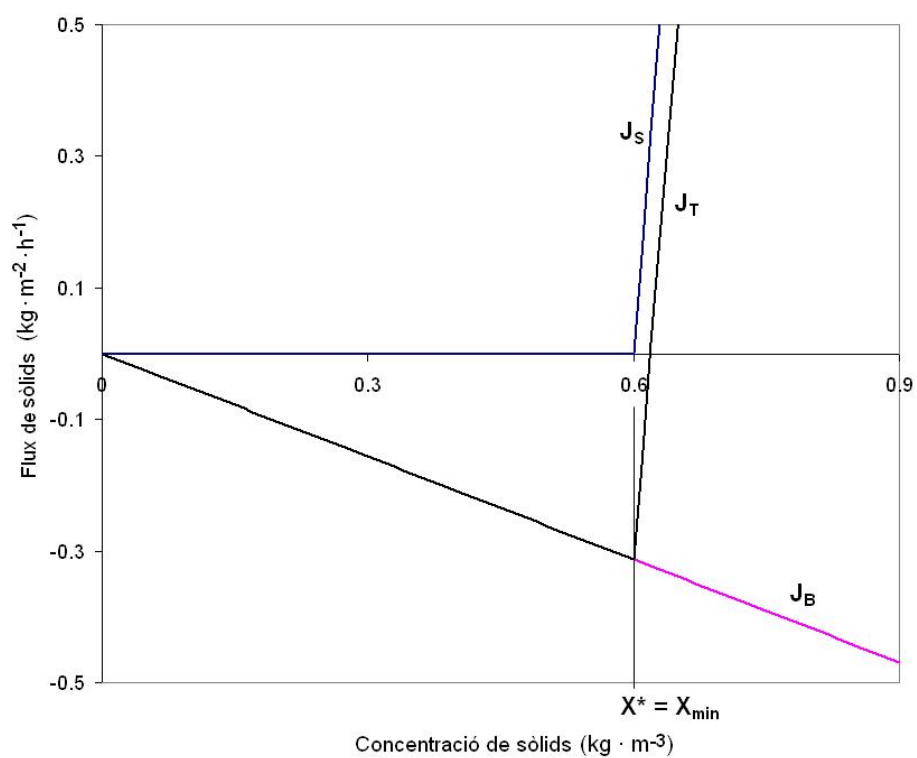


Figura 4.14. Situació del flux de sòlids mínim existent per a baixes concentracions en un decantador primari.

Donades unes característiques de sedimentabilitat del fang, és a dir, coneguda l'expressió que ens dona el flux total de sòlids, la concentració de sòlids en condicions estacionàries per a la zona de clarificació ha de ser suficientment baixa com per què done un flux total de sòlids negatiu, és a dir, el flux ascendent per arrossegament ha de ser superior al flux descendent per sedimentació. Així, per exemple, en les corbes de flux mostrades en la Figura 4.13 (per a un decantador secundari) i la Figura 4.14 (per a un decantador primari), la concentració de sòlids en la zona de clarificació hauria de ser inferior al valor representat per X_M en aquestes gràfiques, corresponent a $J_T = 0$. Aquesta restricció obliga a que, en estat estacionari, el mant de fangs en un decantador ben dissenyat ha d'estar sempre situat per baix de l'alçada d'alimentació al decantador.

4.3.3.3 Càlcul del flux de sòlids en tot el decantador

La obtenció del perfil de sòlids en un decantador, tant en condicions estacionàries com en condicions transitòries està subjecta a l'aparició de discontinuïtats en el perfil de sòlids, més conegudes com a "ones de xoc". Per exemple, la solució més comuna d'un decantador en estat estacionari presenta una discontinuïtat en la zona de sedimentació que correspon al mant de fangs. L'aparició d'aquestes discontinuïtats en les solucions fa que la seua aproximació per mètodes numèrics tradicionals siga difícil i poc satisfactòria. Per aquest motiu es van desenvolupar diversos esquemes numèrics per tractar de resoldre aquest tipus d'equacions, com ara els mètodes de Godunov (1959) i Lax-Wendroff (1960), que són esquemes de primer i segon ordre respectivament. Els esquemes de primer ordre tenen l'avantatge què permeten aproximar les solucions de lleis de conservació sense oscil·lacions al voltant de les discontinuïtats. Tanmateix, necessiten d'una major discretització per a produir una solució aproximada que siga satisfactòria. Per altra banda, els esquemes de segon ordre convergeixen a la solució buscada amb un menor número de capes, però el seu caràcter dispersiu fa que les solucions obtingudes presenten oscil·lacions més importants al voltant de les ones de xoc o discontinuïtats.

Tenint en compte aquestes característiques, Jeppsson i Diehl (1996) van proposar l'ús del mètode analític de Godunov (1959) per resoldre numèricament el perfil de concentracions en el decantador. Le Roux (1976) ja havia comprovat prèviament la correcta convergència del mètode en aquest tipus d'equacions. Aquest mètode és estable i no provoca oscil·lacions en les proximitats del mant de fangs.

Aplicant aquest mètode, a partir de les concentracions de dues capes consecutives (X_i i X_{i-1}), el flux de sòlids entre cada capa es calcula com:

- el flux mínim que pot existir en l'interval de concentracions $[X_i, X_{i-1}]$, sempre que la concentració de la capa superior siga menor que la de la capa inferior, o
- el flux màxim que pot existir en l'interval de concentracions $[X_{i-1}, X_i]$, si la concentració de la capa superior és major que la de la capa inferior.

Matemàticament, l'equació utilitzada per a l'obtenció del flux de sòlids en cada capa es pot escriure com (Jeppsson i Diehl, 1996):

$$J_{T,i} = \begin{cases} \min_{X \in [X_i, X_{i-1}]} J_T(X) & \text{si } X_i \leq X_{i-1} \\ \max_{X \in [X_{i-1}, X_i]} J_T(X) & \text{si } X_i > X_{i-1} \end{cases} \quad \text{Eq. 4.32}$$

Aquesta equació és vàlida tant per a la zona de sedimentació com la de clarificació, tenint en compte que el flux total de sòlids per a cada zona es calcula com:

$$J_{T,Sed} = (\Omega(z) \cdot V_S(X) + V_D) \cdot X \quad \text{Eq. 4.33}$$

$$J_{T,Clar} = (V_S(X) - V_U) \cdot X \quad \text{Eq. 4.34}$$

Aquest mètode assegura que el perfil de concentracions obtingut en condicions estacionàries de funcionament sempre presente un gradient positiu de concentracions en el decantador. A més, l'Equació 4.32 també té en compte la condició de flux limitant explicada anteriorment i l'aplica de manera general en tot el decantador. L'ús de aquesta equació permet simular la propagació dels fronts de concentració de sòlids causats per variacions brusques de la concentració en l'entrada al decantador.

Una de les característiques més importants d'aquest mètode consisteix en considerar tot l'interval de concentracions comprés entre la concentració d'una capa i la de la capa inferior a l'hora de calcular el flux màxim o mínim. D'aquesta manera, el mètode evita l'aparició d'inestabilitats matemàtiques degudes a la discretització del decantador en capes.

Com s'ha comentat anteriorment, per tenir en compte l'efecte de la disminució de secció en la part cònica del fons del decantador s'ha d'utilitzar el concepte de cabal màssic total (F_T) en compte del de flux total de sòlids (J_T). D'aquesta manera, les Equacions 4.32 a 4.34 s'han d'escriure, respectivament, com:

$$F_{T,i} = \begin{cases} \min_{X \in [x_i, x_{i-1}]} F_T(X) & \text{si } X_i \leq X_{i-1} \\ \max_{X \in [x_{i-1}, x_i]} F_T(X) & \text{si } X_i > X_{i-1} \end{cases} \quad \text{Eq. 4.35}$$

$$F_{T,Sed} = (\Omega(z) \cdot V_S(X) + V_D) \cdot A(z) \cdot X \quad \text{Eq. 4.36}$$

$$F_{T,Clar} = (V_S(X) - V_U) \cdot A(z) \cdot X \quad \text{Eq. 4.37}$$

Obtenció del flux mínim o màxim

Per tal de trobar el flux mínim o màxim segons l'Equació 4.32, s'ha utilitzat el mètode numèric d'optimització de la Secció Àurea (Fletcher, 1982), iterant per a valors de X entre X_i i X_{i-1} .

El factor de compressió, $\Omega(z)$, és una funció continua respecte de l'alçada del decantador. Tanmateix, el fet de dividir el decantador en una sèrie de capes discretes, no permet conèixer els valors de concentració de sòlids de manera contínua amb z entre z_i i z_{i-1} . L'únic que es coneix és el valor assignat a tota la capa, és a dir, X_i i X_{i-1} , respectivament. Per tal de tenir en compte l'efecte $\Omega(z)$ en l'Equació 4.32, s'ha interpolat el valor de z per a cada X dins de l'interval $[X_i, X_{i-1}]$ i s'ha utilitzat aquest valor per calcular $\Omega(z)$ a partir de l'Equació 4.10.

En la zona de clarificació, el factor de compressió (Ω) és igual a 1, de manera que no és necessari cap càlcul addicional per aplicar el mètode d'optimització de la secció Àurea.

En la Figura 4.15 es mostra el procediment iteratiu seguit per obtenir el flux mínim entre X_i i X_{i-1} . L'obtenció del flux màxim s'ha realitzat de la mateixa manera, canviant el signe a la funció a optimitzar.

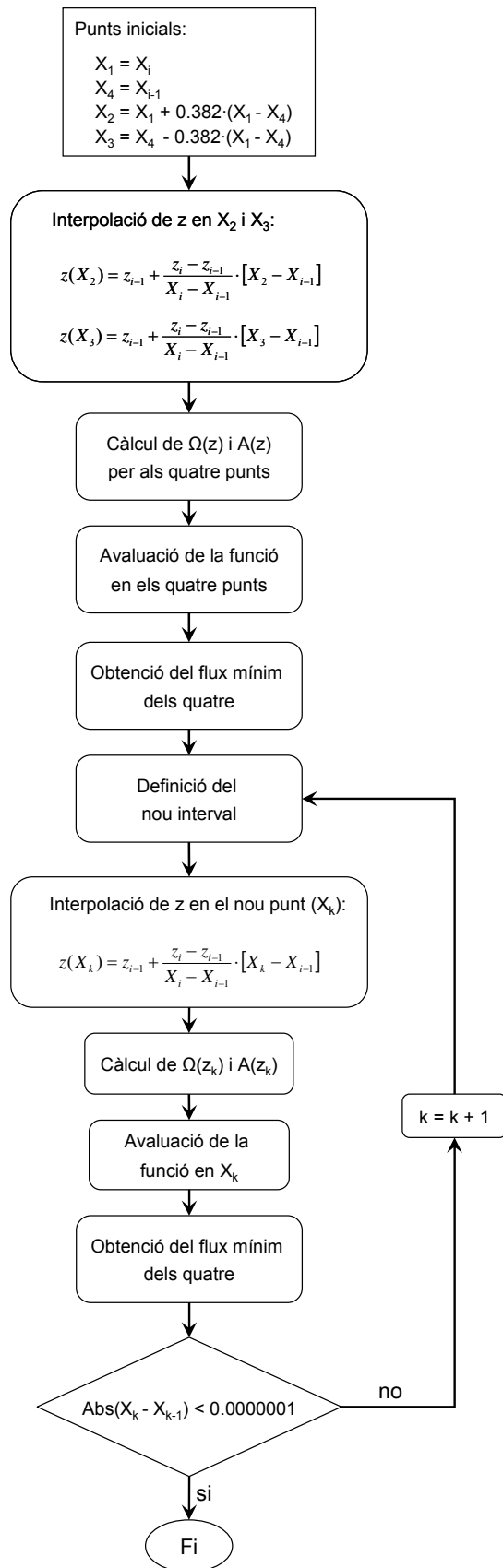


Figura 4.15. Procediment iteratiu utilitzat per obtenir el flux mínim entre X_i i X_{i-1} segons el mètode de la Secció Àrea.

4.3.4 Combinació amb el model de qualitat

Com ja s'ha comentat anteriorment, el model de sedimentació s'utilitza bàsicament per obtenir la manera en que es mouen els distints components particulats considerats pel model de qualitat en l'interior del decantador. D'aquesta manera, a més de la informació sobre la concentració del fang, l'alçada del mant de fangs, etc., el model de sedimentació proporciona també el perfil de concentracions que s'estableix per a cada component en el decantador, tenint en compte els reaccions que es produeixen entre ells durant la sedimentació mitjançant el model de qualitat. En aquest apartat es descriu la manera en que s'han combinat aquests dos models: el model de flux i el model de qualitat.

El model de sedimentació determina com es mouen els distints components del model de qualitat aplicant els fluxos de matèria en l'interior del decantador a cadascun dels components del model de qualitat, diferenciant aquests entre particulats i solubles, de la següent manera:

- **Flux de components particulats en el decantador**

El model considera que els distints components particulats es troben associats als floculs, de manera que utilitza el valor de X_{TSS} per obtenir la velocitat de sedimentació dels floculs. Aquest valor de X_{TSS} depèn de les concentracions dels distints components particulats del model i es calcula segons la següent equació:

$$X_{TSS} = X_S \cdot i_{TSS,XS} + X_I \cdot i_{TSS,XI} + X_{BM} \cdot i_{TSS,XBM} + X_{NV} \quad \text{Eq. 4.38}$$

on X_{BM} representa la concentració de biomassa existent i els factors $i_{TSS,i}$ corresponen als factors de transformació d'unitats de DQO a mg SST/l.

L'ús d'aquesta equació assumeix que tots els floculs tenen la mateixa composició en components particulats, quan en la realitat podria ocórrer que alguns floculs tinguin major quantitat de biomassa que altres, per exemple. Tanmateix, aquesta assumptió és necessària per poder simular el flux de cada component. La determinació exacta de la composició de cada flocul seria pràcticament impossible.

D'aquesta manera, la velocitat de sedimentació calculada per a X_{TSS} s'aplicarà als distints components particulats del model.

- **Flux de components solubles en el decantador**

El model de sedimentació no té cap influència en el flux de components solubles, ja que s'assumeix que aquests components no sedimenten, sinó que es mouen junt amb el líquid. Per tant, la seua velocitat serà ascendent en la zona de clarificació i descendent en la zona de sedimentació i es calcula mitjançant l'Equació 4.5.

Les Equacions 4.27 a 4.29 representen els balanços de matèria tipus aplicats a cada capa per a la concentració de sòlids totals (X_{TSS}). Tanmateix, el terme de generació de X_{TSS} en aquestes equacions s'ha de calcular com la suma de les generacions de totes les espècies particulades del model de qualitat.

L'aplicació del balanç de sòlids a les n capes del decantador donaria un sistema de n equacions on les incògnites serien les concentracions de sòlids en cada capa. Tanmateix, aquestes concentracions depenen a la seua vegada de la generació que es produeix en cada capa dels diferents components particulats del model de qualitat. La consideració dels processos biològics junt amb els processos de sedimentació implica doncs l'ampliació del sistema d'equacions. Per a cada capa no tindrem una única equació sinó un sistema d'equacions donat per la generació de cada component del model de qualitat ($N = 27$ components, solubles i suspesos) i l'Equació 4.38 per obtenir el valor de X_{TSS} . D'aquesta manera, les capes del decantador es consideren com una sèrie de reactors de tant agitats on les entrades i sortides a cada tanc venen donades pel model de sedimentació a partir de les concentracions de sòlids. Aquest sistema es pot resoldre de dues formes:

- Resoldre capa a capa el decantador amb el sistema d'equacions donat pel model de qualitat. D'aquesta manera, la resolució del sistema d'equacions donaria les concentracions dels N components en cada capa ($X_{j,i}$), individualment, però no assegura que es compleixi el balanç de matèria entre les capes, ja que el flux d'entrada a la capa que s'està resolent des de les capes adjacents correspon al calculat en la iteració anterior.
- Resoldre el sistema d'equacions format per les equacions del balanç de cadascun dels N components entre les n capes del decantador. D'aquesta manera s'obtenen les concentracions en totes les capes de cada component individualment, però el mètode assegura que es compleix el balanç de matèria entre les capes.

En aquest treball de tesi s'ha optat pel segon mètode perquè el model de qualitat és fortament no lineal i, per tant, matemàticament és més estable la resolució mantenint el

balanç de matèria. A més, la linialització del sistema d'equacions donat pel model de qualitat facilita la seua resolució component a component iterativament.

Així, el mètode utilitzat es basa calcular els fluxos de sòlids que s'estableixen entre les capes del decantador a partir d'una solució inicial de X_{TSS} en cada capa. Aquests fluxos s'apliquen als components particulats del model de qualitat i es resol el sistema d'equacions a tot el decantador element a element. Finalment, es calcula la nova solució de X_{TSS} en cada capa a partir dels elements particulats i utilitzant l'Equació 4.38 i amb la nova solució es torna a repetir el procés de càlcul anterior de manera iterativa fins que s'arriba a la solució. En l'apartat següent s'explica en major detall el mètode iteratiu de resolució.

4.3.4.1 Mètode iteratiu de resolució

La resolució del decantador consisteix en obtenir el valor de les concentracions de cada component del model en les diferents capes en què s'haja dividit el decantador ($X_{j,i}$), tant en les condicions d'estat estacionari, com la seua evolució amb el temps quan es tracte d'una simulació en estat transitori.

El mètode de resolució utilitzat en aquest treball es basa en un procediment iteratiu on es resol en primer lloc els fluxos de matèria, tant soluble com suspesa, que s'estableixen entre les capes del decantador i , amb aquests fluxos d'entrada i sortida en totes les capes, aplicats a cada component del model, es calculen les concentracions que existiran en cada capa tenint en compte els possibles processos bioquímics o de transferència de matèria entre fases que puguen afectar a cada component.

En la Figura 4.16 es mostra el diagrama de flux del procediment iteratiu seguit per a la resolució del decantador. Partint d'unes condicions inicials de les concentracions de cada component en cada capa del decantador $[X_{j,i}]_0$, el mètode de resolució consta de les següents etapes:

1. Càlcul de les concentracions de sòlids suspesos en cada capa ($X_{TSS,i}$) a partir de les concentracions de tots els components particulats del model i utilitzant l'Equació 4.38.
2. Càlcul del cabal màssic total de sòlids suspesos que s'estableix entre les capes del decantador utilitzant l'Equació 4.35 i a partir de la X_{TSS} en cada capa calculada anteriorment.

3. A cada component j del model de qualitat se li aplica el cabal que li corresponga en cada capa segons es tracte d'un component particulat o un component soluble. Es calcula el terme de generació del component j en cada capa i , mitjançant les equacions del model de qualitat (Equació 4.42), i es resol el sistema d'equacions que representa el balanç del component j en totes les capes del decantador (Equació 4.43), tal i com s'explica en l'apartat següent. D'aquesta manera s'obté la concentració del component j en cada capa i del decantador ($X_{j,i}$).
4. Quan ja s'ha resol't el balanç de tots els components es calcula la concentració de sòlids suspesos en cada capa ($X_{TSS,i}$) i es comprova si el sistema ha convergit.

El criteri de convergència utilitzat per a la resolució en estat estacionari consisteix en comprovar que la diferència entre les concentracions de tots els components en dues iteracions consecutives siga inferior a un valor determinat (E), és a dir:

$$Abs\left(\left[X_{j,i}\right]_k - \left[X_{j,i}\right]_{k-1}\right) \leq E \quad \text{Eq. 4.39}$$

En estat no estacionari, el càlcul finalitza quan el temps de simulació és igual o superior a un valor màxim prefixat ($t \geq t_{MAX}$).

Una aportació fonamental d'aquest mètode de resolució, respecte de la majoria dels models de la bibliografia (Otterpohl i Freund, 1992; Jeppsson, 1996) consisteix en aplicar el mateix terme de flux a tots els components particulats del model.

Jeppsson (1996) va utilitzar l'Equació 4.35 per obtenir el flux de sòlids per a cada component particulat individualment. D'aquesta manera, no es considera l'assumpció que els components particulats formen part del mateix flòcul i es mouen de la mateixa manera. Jeppsson va observar en el seu treball de tesi que aquest fet provocava importants oscil·lacions en les seues simulacions que no es podien evitar mai (ni augmentant la tolerància del mètode d'integració), degudes a la pròpia estructura del model i l'algoritme utilitzat per a la seua resolució.

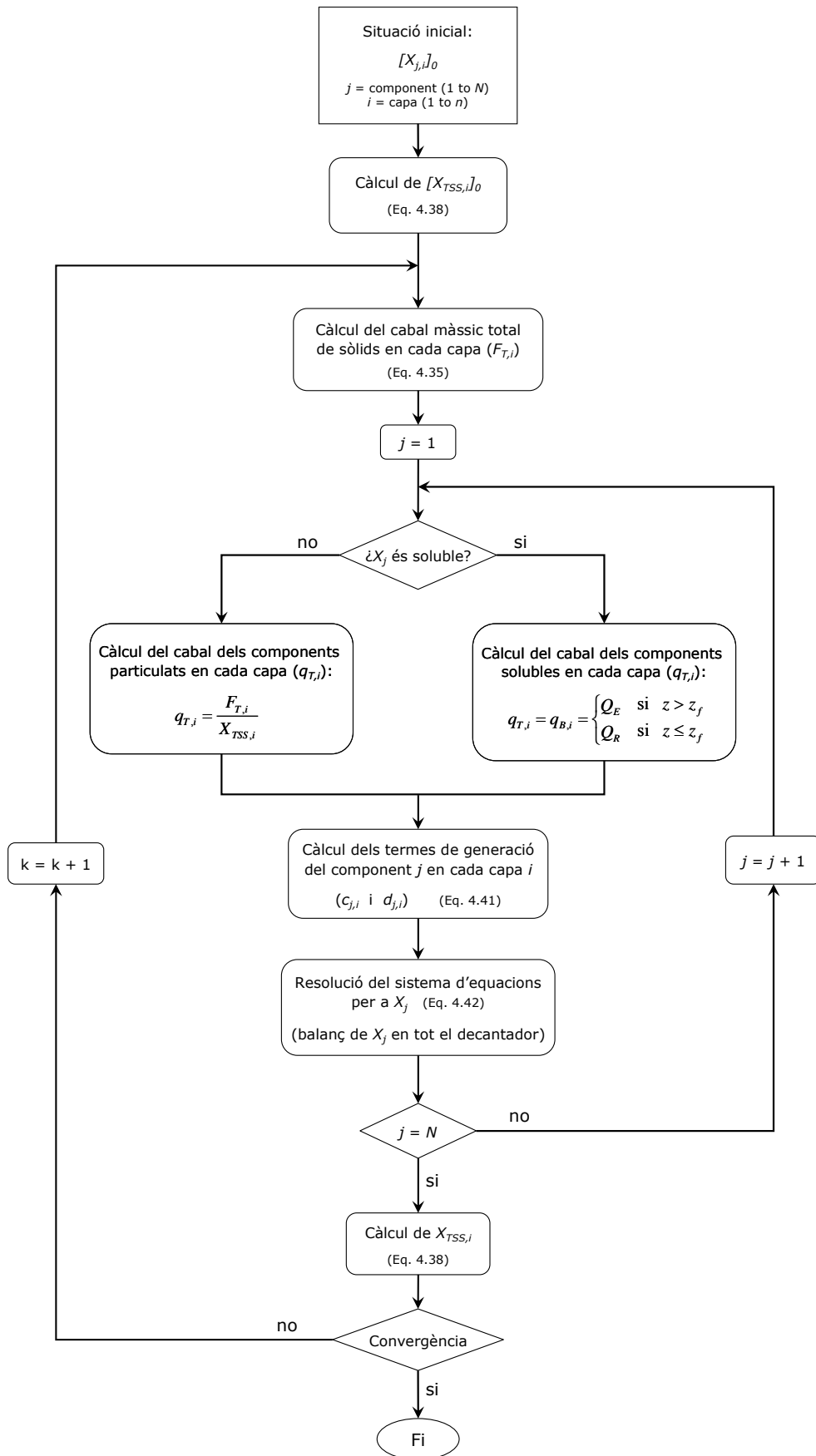


Figura 4.16. Diagrama de flux del mètode iteratiu de resolució utilitzat.

4.3.4.1.1 Resolució en estat estacionari sense generació

En estat estacionari, el terme d'acumulació s'anul·la i el balanç de matèria queda reduït a un sistema d'equacions algebraïques, que es pot resoldre per mètodes numèrics de càlcul matricial. Per al cas en que no es considera el terme de generació, els coeficients del sistema d'equacions corresponen als termes del cabal de component j que s'estableix entre les capes. Una vegada conegut el cabal dels components solubles i particulats entre les capes ($a_{i,j}$ en l'Equació 4.40), el sistema d'equacions aplicat a cada component del model de qualitat, escrit en notació matricial, tindrà la forma següent:

$$\begin{pmatrix} a_{1,1} & a_{1,2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & a_{2,2} & a_{2,3} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & a_{3,3} & a_{3,4} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & a_{f,f} & 0 & 0 & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & a_{n-1,n-2} & a_{n-1,n-1} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & a_{n,n-1} & a_{n,n} \end{pmatrix} \times \begin{pmatrix} X_{j,1} \\ X_{j,2} \\ X_{j,3} \\ X_{j,4} \\ \dots \\ X_{j,n-1} \\ X_{j,n} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ b_{j,f} \\ \dots \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \quad \text{Eq. 4.40}$$

on $a_{i,i}$ representa el coeficient del cabal de sortida de la capa i , $a_{i,i-1}$ representa el coeficient del cabal d'entrada a la capa i procedent de la capa $i-1$, i $a_{i,i+1}$ representa el coeficient del cabal d'entrada a la capa i procedent de la capa $i+1$. Aquests cabals seran diferents segons corresponga a un component soluble (q_B) o un component particulat (q_T). El terme independent $b_{j,f}$ representa el cabal màssic de component j que entra al decantador per la capa d'alimentació (capa f).

Les sortides de cada capa i tindran una concentració de component j corresponent a $X_{j,i}$, i les entrades a la capa i poden provenir de la capa superior ($X_{j,i+1}$) o de la capa inferior ($X_{j,i-1}$). D'aquesta manera, la resta d'elements de la matriu de coeficients són 0.

4.3.4.1.2 Resolució en estat estacionari amb generació

Les equacions de generació de cada component j en cada capa i s'obtenen a partir del model de qualitat com:

$$G_{j,i} = V_i \cdot r_j \quad \text{Eq. 4.41}$$

on $G_{j,i}$ representa la generació del component j en la capa i del decantador, V_i representa el volum de la capa i , i r_j representa la velocitat de transformació global del component j ,

obtinguda com el sumatori de les velocitats de formació o de desaparició d'aquest component en els processos cinètics on intervé (veure Equació 1.26). Aquesta velocitat de transformació global per a cada component del model de qualitat s'ha calculat mitjançant la linialització de les equacions cinètiques mostrades en la Taula 2.4.

Aquesta linialització s'ha realitzat tenint en compte que, per a les variables d'estat que no es poden treure factor comú d'aquestes expressions s'utilitza el seu valor en la iteració anterior (per al càlcul iteratiu de l'estat estacionari) o en l'interval de temps anterior (per al càlcul de l'evolució de l'estat transitori). D'aquesta manera, les equacions de generació tindran la forma següent:

$$G_{j,i} = c_{j,i} \cdot X_{j,i} + d_{j,i} \tag{Eq. 4.42}$$

on $c_{j,i}$ i $d_{j,i}$ corresponen als termes dependent i independent, respectivament, de les equacions de generació per al component j en la capa i del decantador.

Si es considera el terme de generació, calculat per a cada component j del model de qualitat, el balanç de matèria en estat estacionari aplicat a les n capes del decantador tindrà la forma següent:

$$\begin{pmatrix} a_{1,1} + c_{j,1} & a_{1,2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & a_{2,2} + c_{j,2} & a_{2,3} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & a_{3,3} + c_{j,3} & a_{3,4} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & a_{f,f} + c_{j,f} & 0 & 0 & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & a_{n-1,n-2} & a_{n-1,n-1} + c_{j,n-1} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & a_{n,n-1} & a_{n,n} + c_{j,n} \end{pmatrix} \times \begin{pmatrix} X_{j,1} \\ X_{j,2} \\ X_{j,3} \\ X_{j,f} \\ \dots \\ X_{j,n-1} \\ X_{j,n} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} -d_{j,1} \\ -d_{j,2} \\ -d_{j,3} \\ b_{j,f} - d_{j,f} \\ \dots \\ -d_{j,n-1} \\ -d_{j,n} \end{pmatrix} \tag{Eq. 4.43}$$

Així, la resolució d'aquest sistema de n equacions ens donarà el perfil de concentracions de component j en el decantador. La resolució de tots els sistemes d'equacions com aquest (per a tots els components del model de qualitat) ens donarà la solució en estat estacionari a partir de la qual es calcularà les noves concentracions de sòlids suspesos segons l'Equació 3.38 i, amb elles, els fluxos de sedimentació per a la següent iteració.

Per a la resolució del sistema d'equacions representat per l'Equació 4.43, per la seua estructura, s'ha utilitzat el mètode de la matriu tridiagonal, tal i com es descriu en la llibreria matemàtica *Linpack* (Dongarra et al., 1979), implementada en el software de programació *FORTRAN PowerStation 4.0*. Aquest mètode s'ha desenvolupat en una subrutina en llenguatge *FORTRAN* i s'ha compilat en forma de *DLL (Dynamic Link Library)* per poder ser utilitzada en el software *DESASS*.

Tractament de les oscil·lacions i les inestabilitats matemàtiques

Degut a la linealització del model de qualitat explicada anteriorment i les importants diferències de magnitud en les variables d'estat d'una capa a l'altra del decantador, és bastant freqüent que es produeixen oscil·lacions durant el procés iteratiu. La forma d'abordar aquest inconvenient en l'obtenció de la solució estacionària ha consistit en utilitzar un mètode de relaxació de la solució en cada iteració. Aquest mètode consisteix en assignar a la nova solució un pes relatiu respecte de la solució anterior. D'aquesta manera s'esmorteix l'evolució del sistema cap a la solució en un factor $f < 1$ de la següent manera:

$$X = (1 - f) \cdot X_{h-1} + f \cdot X_h \quad \text{Eq. 4.44}$$

A mesura que augmenta el valor de f , l'aproximació cap a la solució serà més ràpida, però amb un major perill de que es produeixen oscil·lacions.

Aquest mètode de relaxació ha permès resoldre gran part dels problemes matemàtics observats durant el procés iteratiu deguts a la forta no linealitat del sistema. Amb l'ús d'aquest mètode s'ha fet possible la resolució de situacions matemàticament inestables que sense aquesta relaxació no es podrien resoldre.

Una aportació important a la resolució del sistema d'equacions ha consistit en variar el valor del factor de relaxació durant el procés iteratiu en funció de la situació d'inestabilitat del sistema. D'aquesta manera s'ha aconseguit accelerar el procés de convergència quan el sistema es troba en una zona estable.

Amb aquest fi, s'ha desenvolupat un algoritme per determinar en cada iteració el valor de f a utilitzar. Aquest algoritme consisteix bàsicament en anar incrementant el valor de f durant el procés iteratiu mentre no es detecte cap oscil·lació en cap de les variables d'estat. Quan es detecta alguna oscil·lació, el factor disminueix en un percentatge del seu valor actual. Aquest algoritme requereix un temps de processador addicional per detectar les possibles oscil·lacions, però el resultat global és bastant satisfactori.

4.3.4.1.3 Resolució en estat transitori

L'aplicació dels balanços d'un component j en estat no estacionari a cada capa ens dona un sistema de n equacions diferencials respecte del temps, la resolució del qual permet obtenir les trajectòries de la concentració del component j en cada capa i ($X_{j,i}$) al llarg del temps de simulació.

Per a la resolució en estat transitori s'ha discretitzat les equacions diferencials de manera que s'aproxima la solució en cada interval de temps multiplicant la derivada de la funció en el temps anterior per l'interval de temps considerat.

$$X_i(t + \Delta t) = X_i(t) + \frac{dX_i(t)}{dt} \cdot \Delta t \quad \text{Eq. 4.45}$$

En aquest treball de tesi s'ha utilitzat el mètode de Ralston (Runge-Kutta de segon ordre), que avalua la funció en dues etapes (Smith, 1993):

$$X_i(t + \Delta t) = X_i(t) + \left(\frac{1}{3} \cdot k_1 + \frac{2}{3} \cdot k_2\right) \cdot \Delta t \quad \text{Eq. 4.46}$$

on:

$$k_1 = \left. \frac{dX_i(t)}{dt} \right|_t \quad \text{Eq. 4.47}$$

$$k_2 = \left. \frac{d}{dt} \left(X_i(t) + \frac{3}{4} \cdot \Delta t \cdot k_1 \right) \right|_{t + \frac{3}{4} \Delta t} \quad \text{Eq. 4.48}$$

L'interval de temps que s'utilitza en les iteracions influirà en els resultats, de forma que si l'interval és molt gran, l'error també ho serà, però el nombre d'iteracions i els requeriments de càlcul disminueixen. En aquest treball de tesi s'ha utilitzat un Δt variable en cada iteració. El càlcul del Δt adequat per a cada iteració s'ha realitzat utilitzant l'equació proposada per Henze *et al.* (1987):

$$\Delta t = \min \left(\text{Abs} \left[X_i(t) \cdot \left(\frac{dX_i}{dt} \right)^{-1} \right] \right)_{i=1,n} \quad \text{Eq. 4.49}$$

Per evitar problemes d'oscil·lacions s'ha utilitzat el 10% del valor de Δt obtingut amb aquesta equació.

APLICACIÓ AL PROCÉS DE FERMENTACIÓ – ELUTRIACIÓ

5 APLICACIÓ AL PROCÉS DE FERMENTACIÓ – ELUTRIACIÓ

La sedimentació del fang primari juga un paper fonamental en la fermentació d'aquest fang, ja siga en el fons del decantador primari o en un fermentador apart, i la posterior elutriació dels àcids volàtils generats. Per tant, la simulació d'aquest procés requereix un model de sedimentació que considere també els processos bioquímics que tenen lloc durant la sedimentació.

Aquest procés constitueix un bon exemple pràctic per poder validar el funcionament del model desenvolupat, on intervenen processos biològics i químics íntimament associats al procés de sedimentació en un decantador primari.

En aquest apartat es descriu el montatge experimental, així com els experiments realitzats per poder validar el model desenvolupat i la seua unió al model de qualitat, mitjançant la simulació del procés de fermentació – elutriació en una planta pilot.

En un apartat posterior es descriu la validació del model realitzada mitjançant la simulació dels punts experimentals obtinguts, que es presenten en aquest apartat, i es demostra la importància de considerar els processos biològics i de sedimentació conjuntament en un model global com el desenvolupat en aquest treball.

5.1 Descripció de la planta pilot

Amb la finalitat d'estudiar la viabilitat de la producció, a partir de fang primari, dels àcids volàtils necessaris per a l'eliminació biològica del fòsfor de les aigües residuals, es va dissenyar i construir la planta pilot que es mostra en la Figura 5.1, en el marc del projecte "Estudio del proceso de fermentación – elutriación de fango primario para la obtención de ácidos grasos de cadena corta y su utilización en la eliminación biológica de nutrientes en estaciones depuradoras de aguas residuales", finançat per la Comisión Interministerial de Ciencia y Tecnología (CICYT) (Projecte AMB98-0881).



Figura 5.1. Vista general de la planta pilot de fermentació – elutriació

La planta pilot inclou com a elements bàsics un decantador primari, un fermentador i un espessidor de fangs, per poder implementar els esquemes de funcionament per a la producció d'àcids volàtils que s'expliquen en la introducció. Tanmateix, en aquest treball de tesi sols s'ha estudiat la producció i elutriació dels àcids volàtils amb l'esquema APT (decantador primari funcionant individualment) i amb l'esquema de decantador + fermentador (fermentació en un fermentador agitat i elutriació en el decantador). En la Figura 5.2 es pot veure un diagrama de flux detallat dels elements de la planta que s'han utilitzat en aquest treball. En l'annex es mostren més imatges de la planta pilot amb alguns detalls dels elements que la componen.

La planta pilot es va instal·lar a l'estació depuradora d'aigües residuals urbanes del Barranc del Carraixet, situada a Alborai, província de València. La planta s'alimenta de l'aigua residual efluent del desarenador industrial. Abans d'arribar a la planta pilot, l'aigua influent passa per un dipòsit amb una malla de 3 mm de llum per eliminar els sòlids grossos que poden afectar a les bombes i conduccions. Posteriorment és bombejada amb un cabal de 40 l/h a un dipòsit d'homogeneïtzació on es manté la temperatura en 20 °C. Aquest dipòsit té un temps de retenció mig de 2.5 h i, com tots els elements de la planta pilot, està envoltat per una camisa d'aïllament tèrmic en fibra de vidre de 3 cm de gruix.

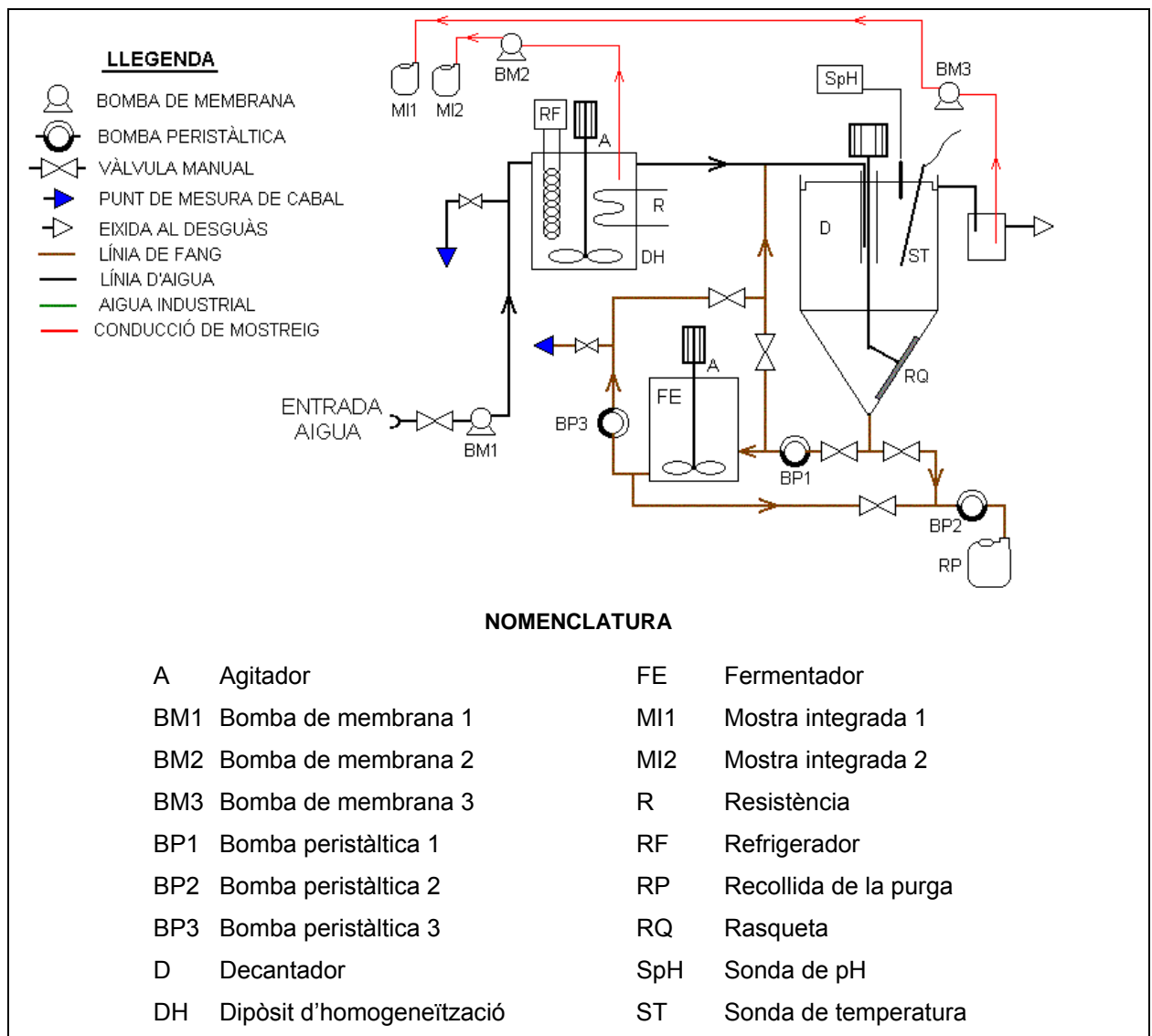


Figura 5.2. Diagrama de flux dels elements utilitzats en la planta pilot.

Posteriorment, l'aigua passa al decantador, on es produeix la sedimentació de part dels sòlids suspesos. El fang sedimentat es pot acumular en el decantador per fermentar-lo en el propi decantador (esquema de funcionament APT) o bé, enviar-lo al fermentador agitat (esquema de funcionament decantador + fermentador). El fang fermentat es recircula per elutriar els àcids volàtils i una part del fang es purga del sistema per mantenir el temps de retenció cel·lular constant en el valor desitjat. En l'esquema APT, es purga el fang del fons del decantador, mentre que en l'esquema decantador + fermentador es purga de la sortida del fermentador.

Pel que fa als aparells d'instrumentació i control de la planta, a més del quadre elèctric, on es disposen els elements analògics de control de nivell i el circuit de comandament i de

potència, la planta pilot també disposa d'un ordinador personal que s'encarrega d'emmagatzemar les dades de pH i temperatura i realitzar les accions de control adequades per mantenir la temperatura en el valor de consigna. La comunicació entre l'ordinador i els diferents elements de la planta (pHmetre, sonda de temperatura, resistència i refrigerador) es realitza a través del port sèrie de l'ordinador mitjançant una xarxa de comunicació basada en l'estàndard de comunicacions sèrie RS-485. Per dur a terme aquesta comunicació entre els diferents elements es disposa de dos mòduls de conversió A/D i un mòdul convertidor RS-232/RS-485. En la Figura 5.3 es pot veure l'esquema de transmissió de dades implementat.

El control de temperatura es realitza mitjançant un algoritme de control on/off implementat en l'ordinador de control i adquisició de dades, que actua sobre un refrigerador i una resistència instal·lats al dipòsit d'homogeneïtzació.

La planta disposa d'un sistema de mostreig integrat que emmagatzema contínuament aigua de l'entrada i la sortida del decantador (efluent i purga). Aquestes mostres es disposen en una nevera per parar l'activitat biològica i evitar que es perguen els àcids volàtils produïts.

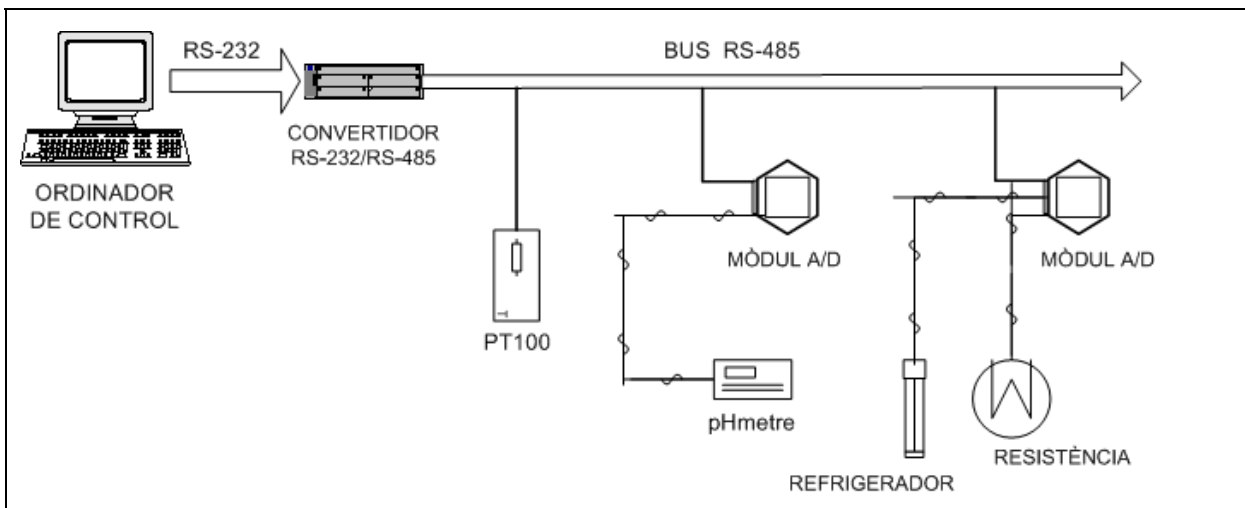


Figura 5.3. Esquema del circuit de transmissió de dades.

5.1.1 Elements utilitzats

A continuació es mostra una descripció de tots els elements utilitzats en la planta pilot, la seua funció i les característiques tècniques més rellevants.

- **Embut de recollida:** Situat darrere del vessador d'un dels dos canals desarenadors de que disposa la EDAR del Carraixet. Serveix per recollir part de l'aigua del vessador i introduir-la en la conducció d'aigua aliment de la planta pilot. Està construït en acer inoxidable per suportar la forta empenta de l'aigua del vessador.
- **Dipòsit d'emmagatzematge:** El dipòsit té un volum de 190 litres, amb un diàmetre de 54 cm, i disposa d'una entrada i 3 sortides, una per a l'eixida de l'aigua aliment a la planta pilot, una altra per al buidatge del dipòsit, situada en la part més baixa, i l'altra per al vessat de l'excés d'aigua que entra, situada en la part més alta del dipòsit. El dipòsit rep més aigua de la que necessita la planta (40 l/h) i per tant, funciona amb un vessat continu al desguàs. Al seu interior hi ha una placa vertical que divideix el dipòsit en dues parts iguals amb una malla de 3 mm de llum per evitar el pas dels sòlids grossos, que podrien afectar al funcionament de les bombes.
- **Bomba d'alimentació:** És una bomba dosificadora de membrana model ELADOS H-234-GH, amb un cabal màxim de 120 l/h, regulació manual de la carrera (10 al 100%) i velocitat d'impulsos constant. El cos de la bomba és de PVC i disposa de dues vàlvules de retenció de bola per on es connecten les conduccions d'aspiració i impulsió.
- **Dipòsit d'homogeneïtzació:** S'utilitza per amortir les fluctuacions en la temperatura i la qualitat de l'aigua d'entrada a la planta. El dipòsit té un volum de 100 l, amb un diàmetre de 45 cm i disposa d'una entrada i dues sortides, una per a buidar-lo i l'altra per alimentar al decantador primari per vessat. El dipòsit disposa d'una camisa aïllant tèrmica en fibra de vidre de 3 cm de gruix.
- **Decantador:** Construït en acer inoxidable, està format per una part cilíndrica de 50 cm de diàmetre i 50 d'alçada i una part inferior cònica amb un pendent del 173 %. L'alçada total del decantador és de 90 cm i té un volum útil de 112 litres. En la Taula 5.1 es resumeixen les característiques de disseny del decantador primari. El decantador està envoltat per una camisa d'aïllament tèrmic en fibra de vidre de 3 cm de gruix. L'entrada es realitza per un cilindre central a una profunditat de 40 cm respecte del nivell de l'aigua.

El decantador disposa d'una rasqueta per evitar que el fang quede adherit a les parets del fons (veure Figura 5.4 i Figura 5.5). Aquesta rasqueta gira a una velocitat de 3 rpm per l'acció d'un motor situat en la part superior del decantador.

La sortida de l'aigua decantada es realitza per un vessador perimetral. El decantador es va sobredimensionar bastant per poder treballar en un ample interval de condicions d'operació. El fons cònic es va dissenyar amb un pendent suficientment elevat per aconseguir una bona concentració dels fangs.

Diàmetre (m)	0,50
Alçada total (m)	0,90
Alçada zona sedimentació (m)	0,45
Pendent del fons cònic (%)	173
Volum (l)	112
Càrrega superficial ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$)	0,2
Temps de retenció hidràulic (h)	2,8
Càrrega sobre vessador ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$)	0,025

Taula 5.1. Característiques de disseny del decantador primari.

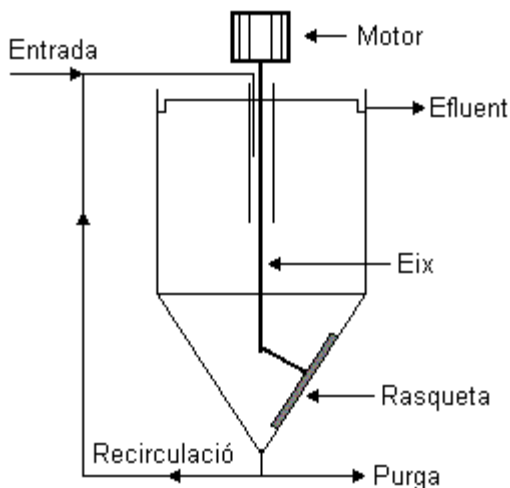


Figura 5.4. Esquema del decantador amb la rasqueta instal·lada



Figura 5.5. Vista superior del decantador primari amb la rasqueta instal·lada i les sondes de pH i temperatura

- **Fermentador:** consisteix en un dipòsit cilíndric cobert, construït en acer inoxidable i recobert per una camisa d'aïllament tèrmic en fibra de vidre de 3 cm de gruix. Presenta un volum màxim de 68 l que pot modificar-se, mitjançant quatre vàlvules col·locades a diferent alçada, per tal de canviar el temps de retenció hidràulic. En la part inferior se situa una altra sortida per al buidatge del tanc. L'entrada del fang al fermentador es realitza per la part inferior del tanc i de forma lateral. L'agitador disposa d'un agitador d'hèlice marina amb velocitat

regulable mitjançant un variador de freqüència. En la part inferior del tanc hi ha dues resistències exteriors per assegurar un millor control de la temperatura, utilitzades majoritàriament en hivern. Les característiques de disseny es mostren a la Taula 5.2.

Diàmetre (m)	0,40
Alçada total (m)	0,65
Volum 1 (l)	19
Volum 2 (l)	35
Volum 3 (l)	50
Volum 4 (l)	68

Taula 5.2. Característiques de disseny del fermentador.

- **Bombes de recirculació:** La planta pilot disposa de dues bombes de recirculació. Es tracta d'unes bombes peristàltiques model OEM 313FD/D de la marca comercial Watson Marlow, de velocitat variable manualment amb un cabal màxim de 3 l/h cadascuna. Admeten tubs de silicona amb diàmetres interns de 0.5 a 8 mm. Aquestes bombes s'utilitzen per a recircular el fang fermentat a l'entrada del decantador.
- **Bomba de purga:** És una bomba peristàltica model OEM 313FD/D de la marca comercial Watson Marlow amb de velocitat variable manualment. El seu funcionament està temporitzat per aconseguir els cabals de purga necessaris. En l'esquema de funcionament APT, la purga es realitza del fons del decantador. Per a l'esquema de funcionament amb fermentador es purgava a la sortida del fermentador per aconseguir una concentració del fang purgat durant el dia més homogènia.
- **Bombes de mostreig:** La planta disposa de 2 bombes dosificadores model MDS de la casa TIMSA amb un cabal màxim de 11.5 l/h, regulació manual de la carrera (5 al 100%) i velocitat d'impulsos variable amb tres posicions (25% - 50% - 100%). S'utilitzen per portar les mostres d'aigua d'entrada i de l'efluent del decantador fins a les garrafes de 20 l. situades a l'interior del frigorífic.
- **Agitadors:** Situats un al dipòsit d'homogeneïtzació i l'altre al fermentador, disposen d'un eix de 65 cm de longitud i una hèlice de tres aspes (tipus hèlice marina) d'agitació axial de 20 cm de diàmetre situada al fons del dipòsit. El motor

dels agitadors, de 0.25 kW cadascun, està connectat a un variador de freqüència per ajustar la velocitat de gir desitjada.

- **Refrigerador:** Situat al dipòsit d'homogeneïtzació per controlar la temperatura de l'aigua d'entrada a la planta pilot, està format per un serpentí en acer inoxidable per on circula el fluid refrigerant. La planta disposa d'una unitat de refrigeració per compressió de vapor amb un compressor de 246 W.
- **Calefactor:** Situat al dipòsit d'homogeneïtzació per controlar la temperatura de l'aigua d'entrada a la planta pilot, està format per una resistència de 1500 W submergida en l'aigua.
- **Detector de nivell:** Situat al dipòsit d'homogeneïtzació per evitar que es desborde en cas de taponament de la sortida. Si l'aigua arriba al nivell màxim el detector de nivell automàticament para la bomba d'alimentació a la planta.
- **Conduccions:** Totes les conduccions són de PVC rígid de 25 mm de diàmetre nominal excepte les conduccions de desguàs del dipòsit de pretractament, que són de PVC flexibles de 35 mm de diàmetre nominal. Les bombes peristàltiques disposen de conduccions de silicona de 8 mm de diàmetre intern connectades a les conduccions de PVC mitjançant reduccions de polietilè. Les conduccions de mostreig són de niló semirígides de 6 mm de diàmetre nominal.
- **Vàlvules:** Les vàlvules són totes manuals de bola de 25 mm de diàmetre nominal. També s'utilitzen vàlvules de pinçament per a les conduccions de silicona de les bombes peristàltiques.
- **Sonda de temperatura:** Consisteix en una sonda PT100 (termoresistència de platí) amb un interval de mesura de -20 a 130 °C. Disposa d'un indicador digital de la temperatura model Micra-T de la casa Ditel, que permet la transmissió del senyal segons l'estàndard RS-485. Aquesta sonda està situada al decantador i permet controlar la temperatura d'aquest mitjançant l'acció de l'ordinador de control.
- **Sondes de pH:** La planta disposa de tres sondes de pH, una situada al dipòsit d'homogeneïtzació, l'altra al fermentador i la tercera a l'efluent del decantador.

La sonda del decantador està formada per un elèctrode combinat de mesura de pH tipus *SenTIX 97 T* de la casa WTW, amb sensor de temperatura integrat. El transmissor del senyal de pH consisteix en un microprocessador "pH-mV meter" model pH 538 de la marca comercial WTW amb una precisió de 0,01 unitats de pH

i de 0,1°C. Aquest aparell disposa d'una sortida analògica que s'utilitza per enregistrar el pH mesurat a l'ordinador. La sonda està situada en l'efluent del decantador per mesurar contínuament el seu pH.

Les sondes de l'aigua d'entrada i del fermentador consisteixen en elèctrodes model POLILYTE PRO de Hamilton fabricades de plàstic robust. Aquestes sondes van connectades a un aparell transmissor model R-305 de CONSORT, que transmet les mesures a l'ordinador de control i adquisició de dades amb una precisió de 0.01 unitats de pH.

- **Ordinador de control:** És un PC amb processador Pentium a 90 MHz, que funciona amb sistema operatiu Windows 98 i té implementat un software de control i enregistrament de dades tipus SCADA desenvolupat en llenguatge Visual Basic. Està situat en un armari a uns 20 metres de la planta pilot i comunicat amb aquesta mitjançant un cable de comunicacions de tipus parell trenat de quatre fils amb pantalla de protecció contra interferències.
- **Convertidor RS-232/RS-485:** Per poder comunicar l'ordinador mitjançant el port sèrie (RS-232) amb els instruments de la planta pilot (RS-485), s'ha instal·lat un convertidor del senyal digital tipus A1000 de la casa DGH, que disposa d'un interval de velocitats de transmissió de 300 a 115200 bps i una sortida de tensió de +24 V_{CC}.
- **Quadre elèctric:** Des del quadre elèctric es controla el funcionament de tots els aparells elèctrics de la planta. En ell estan situats tots els relés de potència que van comandats per interruptors manuals de dues posicions amb lluneta indicadora de marxa i avaria. Alguns relés també són comandats per l'ordinador de control o la sonda de nivell (relés del refrigerador, el calefactor i la bomba d'alimentació). Al quadre també estan instal·lats els variadors de freqüència que governen el funcionament dels agitadors i una font d'alimentació de 24 V_{CC} per al circuit de comandament. El quadre disposa de tots els elements de protecció adequats front a sobretensions i sobreintensitats, així com per a derivacions a terra (interruptors automàtics, magnetotèrmic i diferencial).

5.2 Procediment experimental

El desenvolupament del model va estar contínuament vinculat a l'experimentació duta a terme en el laboratori i en la planta pilot de fermentació – elutriació. Es poden distingir tres fases experimentals realitzades durant el desenvolupament i validació del model:

1. **Estudi de la sedimentació del fang primari.** Per tal de determinar si la sedimentació dels sòlids en el fang primari seguia el model de sedimentació exponencial utilitzat, es va realitzar una sèrie d'experiments de sedimentació discontinua en una proveta.
2. **Simulació de la planta pilot segons l'esquema APT.** La planta pilot es va operar segons l'esquema APT amb la finalitat d'estudiar el procés de fermentació – elutriació i poder comprovar el funcionament del model del decantador aplicat a aquest procés. El model desenvolupat va simular el funcionament del decantador correctament (Ribes *et al.*, 2002), com es mostrarà més endavant.
3. **Simulació de la planta pilot amb l'ús del fermentador.** Es va operar la planta pilot en diferents condicions de temps de retenció de sòlids i hidràulic per observar l'efecte d'aquestes variables en la sedimentació del fang fermentat. Aquests experiments van constatar la necessitat de modificar l'estructura del model per poder representar l'efecte del temps de retenció de sòlids en el funcionament del decantador.

A continuació es descriuen en detall els diferents experiments realitzats.

5.3 Estudi de la sedimentació del fang primari

Per determinar la funció de sedimentació zonal d'una suspensió s'han de realitzar diversos assaigs de sedimentació discontinua en una proveta graduada. Aquest assaig consisteix en deixar sedimentar una suspensió de concentració coneguda durant un període de temps suficient i anar anotant l'evolució amb el temps de l'alçada de la interfase sòlid – líquid.

Com s'ha comentat en la introducció, per saber si la suspensió segueix el model de sedimentació exponencial proposat per Vesilind s'ha de realitzar aquest experiment per a diferents concentracions inicials del fang. A continuació es descriu el procediment seguit en els experiments de sedimentació discontinua.

Per a cada assaig s'introdueix un litre de fang de concentració coneguda en una proveta de vidre graduada i, després d'agitar-lo bé, es deixa sedimentar anotant l'alçada de la interfase sòlid-líquid amb el temps. Representant gràficament aquesta alçada front al temps s'obté la velocitat de sedimentació zonal per a eixa concentració inicial del fang a partir del pendent de la recta que ajusta les dades experimentals en l'interval on el comportament és lineal.

El fang primari de concentració coneguda es va preparar a partir del fang obtingut en el decantador de la planta pilot. A partir de la purga diària del decantador primari, de concentració suficientment elevada, es diluïa el fang amb l'aigua residual fins aconseguir la concentració de sòlids desitjada per a cada experiment.

5.3.1 Disseny d'experiments

En el capítol anterior (apartat 4.2.2) s'ha detallat l'estudi matemàtic realitzat per optimitzar el disseny d'experiments de manera que s'obtinga la informació sobre la sedimentació del fang en les zones de màxima sensibilitat dels paràmetres. D'acord amb les conclusions d'aquest estudi, els experiments de sedimentació discontinua per a l'obtenció dels paràmetres V_0 i r_h , s'haurien de realitzar en valors de concentració del fang donats per les Equacions 4.24 i 4.25, respectivament. En l'interval de concentracions proper a aquests valors, la sensibilitat del model serà màxima, i per tant, els valors dels paràmetres seran més representatius. Tanmateix, l'ús d'aquestes equacions requereix un coneixement previ del valor aproximat que poden tenir els paràmetres r_p i r_h . Per al cas del fang primari, com que el model de sedimentació no havia sigut aplicat anteriorment a aquests tipus de fangs, no s'han trobat en la bibliografia valors representatius per poder estimar *a priori* l'interval de concentracions a assajar.

En l'estudi matemàtic realitzat s'ha comprovat, a més, que el paràmetre r_p és pràcticament impossible d'obtenir experimentalment i per tant, el seu valor s'ha d'ajustar per simulació del funcionament de la planta, una vegada implementat el model del decantador. La determinació de la fracció de sòlids no sedimentables (f_{ns}), igual que la del

paràmetre r_p , es realitzarà per simulació del funcionament del decantador primari en la planta pilot, tenint en compte els sòlids que escapen per l'efluent del decantador.

Pel que fa al paràmetre V_0' , que representa la velocitat màxima de sedimentació efectiva, Takács *et al.* (1991) recomanen per a la seua determinació realitzar una dilució del fang a valors de 1000 mg/l i observar la velocitat de sedimentació individual dels flocs. Aquesta velocitat és relativament difícil d'observar i, per això, altres autors han proposat assignar-li a aquest paràmetre el màxim valor de sedimentació zonal observat per a baixes concentracions, durant els experiments de sedimentació discontinua (De Clercq, 2003).

Tenint en compte aquestes consideracions, els experiments de sedimentació discontinua amb el fang primari es van realitzar en l'interval de 1000 fins a 9000 mg/l, amb un major nombre d'experiments a baixes concentracions, per la major importància d'aquesta zona en la determinació dels paràmetres V_0 i V_0' . En la Taula 5.3 es mostren les diferents concentracions de sòlids utilitzades en aquest estudi.

<i>Experiment</i>	<i>Concentració (g/m³)</i>
1	1592
2	2500
3	2263
4	2262
5	1175
6	2368
7	1169
8	5000
9	4000
10	7000
11	8900

Taula 5.3. Concentracions de sòlids per a les quals es va estudiar la sedimentació discontinua en proveta del fang primari.

Per a valors de la concentració de sòlids inferiors a 1000 g/m³, no es va poder apreciar la interfase sòlid – líquid, típica de la sedimentació zonal, perquè les partícules sedimentaven de manera discreta. Aquest valor de concentració es correspon amb els valors observats en la bibliografia a partir dels quals es produeix la sedimentació zonal. Concentracions superiors a 9000 g/m³ tampoc permetien observar el descens dels sòlids degut a l'excessiva concentració del fang.

Per a cada experiment es va determinar també l'índex volumètric del fang (IVF) per obtenir un valor representatiu per al fang primari objecte d'estudi. En l'apartat següent es descriu el mètode analític utilitzat per a l'obtenció de l'IVF en tot l'interval de concentracions estudiat.

5.3.2 Obtenció de l'IVF del fang

Com s'ha comentat en la introducció, l'IVF és el paràmetre de sedimentabilitat dels fangs més fàcil d'obtenir però no és un valor massa fiable per a valors elevats de concentració inicial del fang. L'IVEA_{3,5}, malgrat que és considerat el millor paràmetre (Ekama *et al.* 1997), no és tan fàcil d'obtenir, ja que requereix un equipament específic per poder realitzar els experiments.

Un mètode més senzill d'obtenir la sedimentabilitat del fang consisteix en utilitzar l'IVF ó l'IVFD segons s'obtinga un volum de fang sedimentat (VF₃₀) menor o major que 250 ml/l respectivament, ja que a partir d'aquest valor, l'IVF deixa de ser constant i comença a dependre de la concentració del fang utilitzat (veure apartat 1.5.3.1.2). La metodologia proposada per a aquest experiment és la següent:

- 1) Obtenció del VF₃₀ del fang de concentració X (g/l). (Volum en ml d'un litre de fang després de 30 minuts de sedimentació).
- 2) Si el VF₃₀ és menor de 250 ml/l, aleshores l'IVF serà:

$$IVF = \frac{VF_{30}}{X} \quad \text{Eq. 5.1}$$

- 3) Si el VF₃₀ resulta major que 250 ml/l, aleshores es dilueix el fang a una concentració X_{dil.}, de manera que es compleixi que el VFD₃₀ es trobe en l'interval de 150 a 250 ml/l. D'aquesta manera s'obté el IVFD com:

$$IVFD = \frac{VFD_{30}}{X_{dil.}} \quad \text{Eq. 5.2}$$

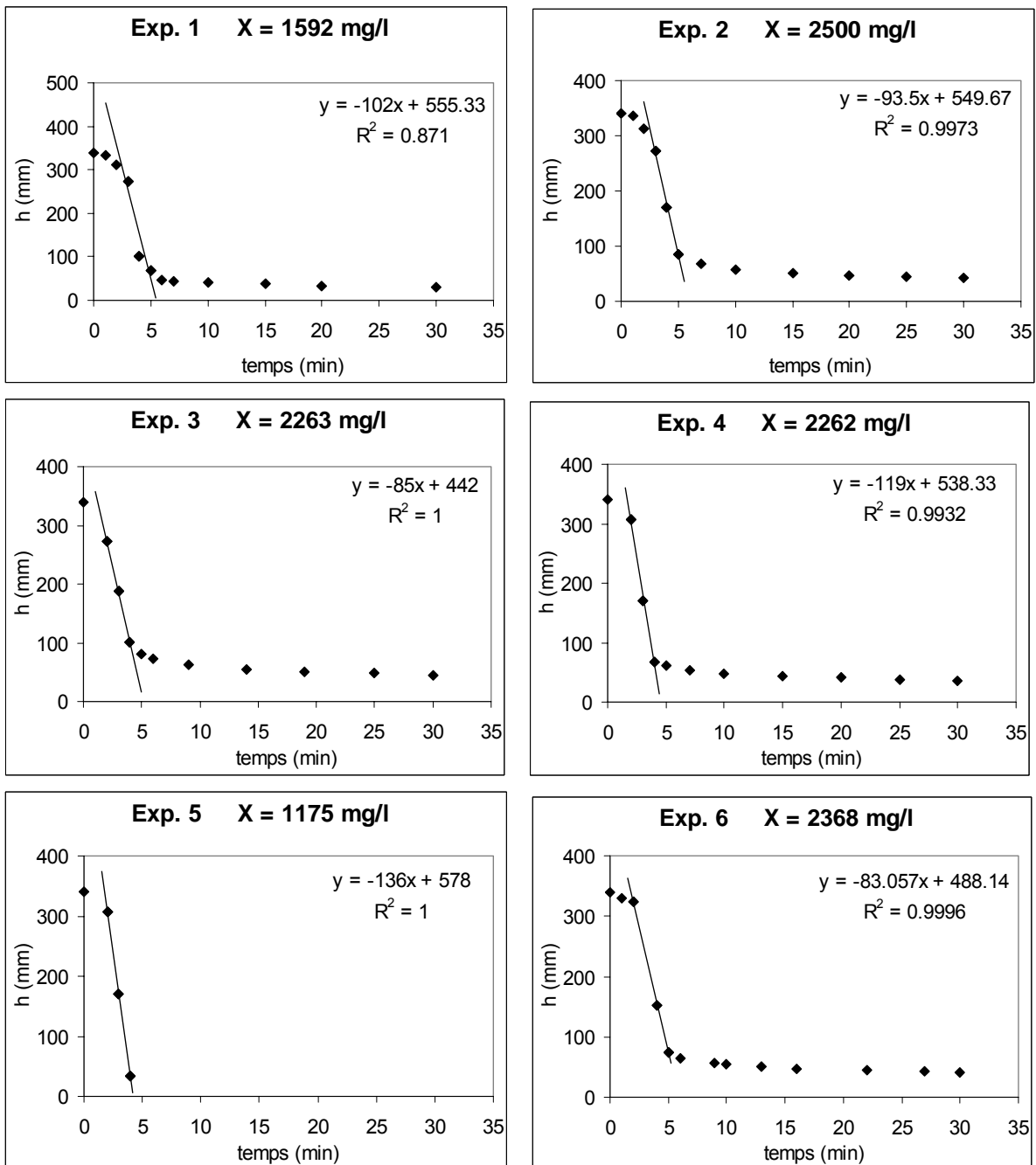
- 4) Amb aquest valor d'IVFD es pot estimar l'IVF mitjançant una relació empírica entre els dos índexs obtinguda per Merkel (1971) a partir d'un gran nombre de dades experimentals:

$$IVF = IVFD \cdot \left(\frac{VF_{30}}{300} \right)^{0.6} \quad \text{Eq. 5.3}$$

Aquesta equació és vàlida per a l'interval de VF₃₀ de 250 a 800 ml/l.

5.3.3 Resultats experimentals

A continuació es mostren els resultats obtinguts en els diferents experiments de sedimentació discontinua realitzats. En la Figura 5.6 es representa l'evolució de la interfase sòlid – líquid a mesura que augmenta el temps de sedimentació. Per a cada experiment es mostra les dades experimentals junt amb la recta d'ajust de l'interval on es produïa el comportament lineal propi de la sedimentació zonal.



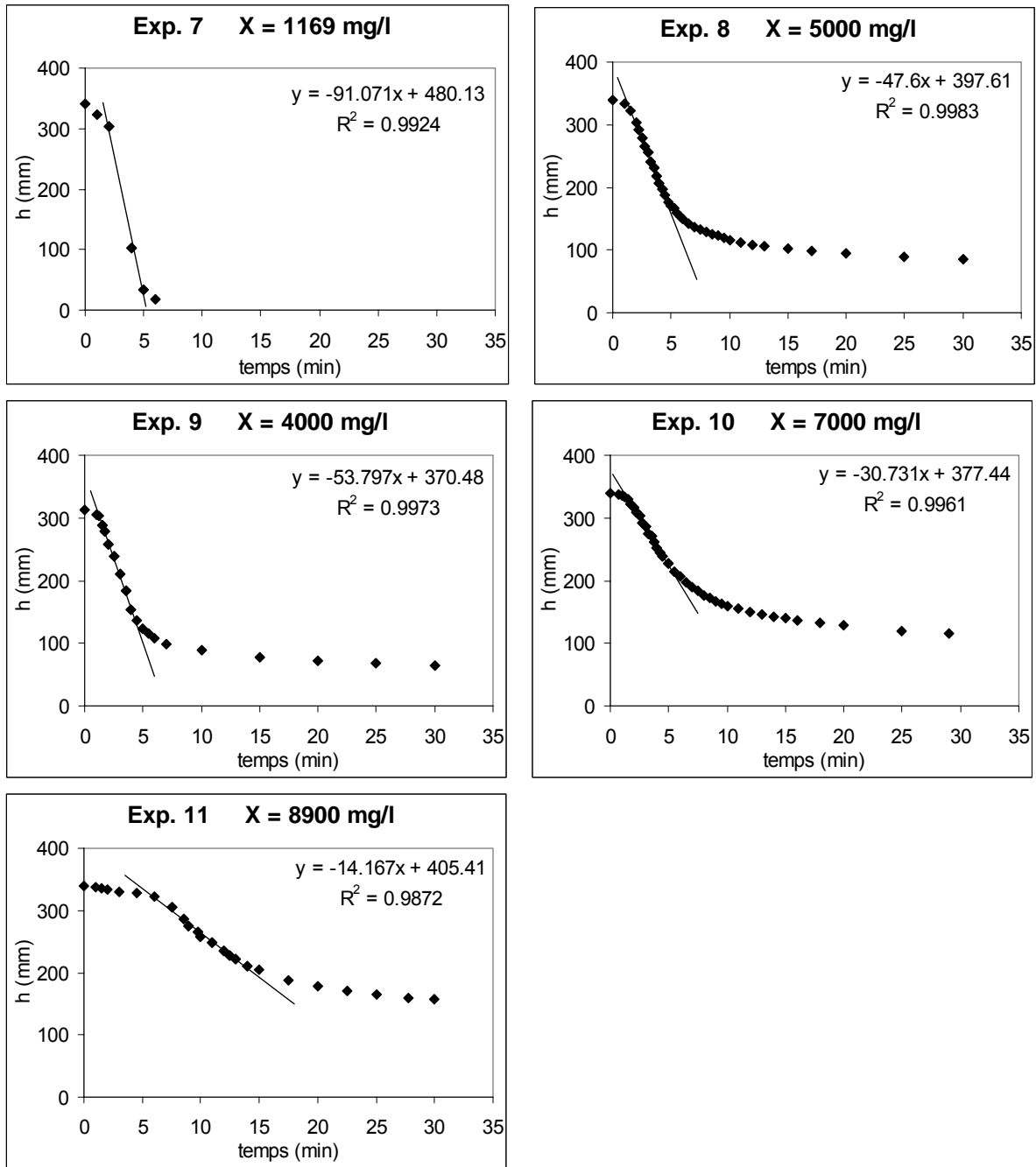


Figura 5.6. Evolució de la interfase sòlid – líquid amb el temps en els experiments de sedimentació discontinua, amb la recta d’ajust del comportament de sedimentació zonal per a cada assaig realitzat.

En la Taula 5.4 es recopilen les diferents velocitats de sedimentació zonal obtingudes en cada experiment, junt amb el valor de IVF determinat per a cada concentració del fang.

<i>Experiment</i>	<i>Concentració (g/m³)</i>	<i>V_s (mm/min)</i>	<i>V_s (m/d)</i>	<i>IVF (ml/g)</i>
1	1592	102.0	146.9	56.5
2	2500	93.5	134.6	50.0
3	2263	85.0	122.4	57.4
4	2262	119.0	171.4	46.4
5	1175	136.0	195.8	**
6	2368	83.0	119.5	50.7
7	1169	91.1	131.2	**
8	5000	47.6	68.5	50.0
9	4000	53.8	77.5	47.5
10	7000	30.7	44.3	48.6
11	8900	14.2	20.4	51.7

Taula 5.4. Velocitat de sedimentació zonal i IVF obtinguts per a cada experiment.

A partir de les dades de velocitat de sedimentació zonal d'aquesta taula per a cada concentració de sòlids assajada s'han obtingut els paràmetres V_0 , r_h i r_p fent ús del mètode d'optimització proposat per Coleman i Liu (1996), que s'ha comentat en l'apartat 4.2.1.

L'estimació de paràmetres per al fang estudiat s'ha realitzat en dues fases. En una primera, s'han estimat matemàticament els tres paràmetres, obtenint els valors mostrats en la Taula 5.5. En la Figura 5.7 es pot observar com els punts experimentals segueixen la tendència del model exponencial, representat per la línia continua d'ajust. En aquesta figura s'observa una major dispersió en les dades experimentals per a baixes concentracions deguda a la major dificultat per observar la interfase sòlid-líquid durant l'experiment. El paràmetre V_0' es va fixar en 200 m/d, tenint en compte el valor màxim observat (experiment 5 en la Taula 5.4).

Paràmetre	unitats	Valor estimat
V_0	m/d	222.4
r_h	m ³ /g	0.000232
r_p	m ³ /g	0.05

Taula 5.5. Resultats de l'estimació de paràmetres a partir dels experiments de sedimentació discontinua.

El valor obtingut per al paràmetre r_p de 0.05 m³/g és bastant més elevat que el valor de r_h . Tanmateix, aquest paràmetre presenta en la bibliografia valors d'un ordre de magnitud superior al de r_h . A més, la dificultat d'obtenir valors experimentals a baixes

concentracions, on la sensibilitat del paràmetre és màxima, dificulta l'obtenció de valors representatius d'aquest paràmetre experimentalment, com s'ha explicat en l'apartat 4.2.1.

La segona fase ha consistit en fixar el seu valor en 10 vegades el valor de r_h . Com a resultat d'aquesta restricció fixada al paràmetre r_p , la velocitat màxima de sedimentació es veu reduïda de 200 m/d fins a uns 165 m/d (veure la Figura 5.7), eliminant així la funció del paràmetre V_0' en el model. A més, la velocitat de sedimentació a baixes concentracions (per baix dels 1000 mg/l) també es redueix considerablement, fet que sembla més lògic per a aqueix interval de concentracions. Valors tan elevats de r_p només podrien donar-se en experiments on s'afegeix alguna substància floculant a la suspensió, la qual cosa no es donava en el fang estudiat.

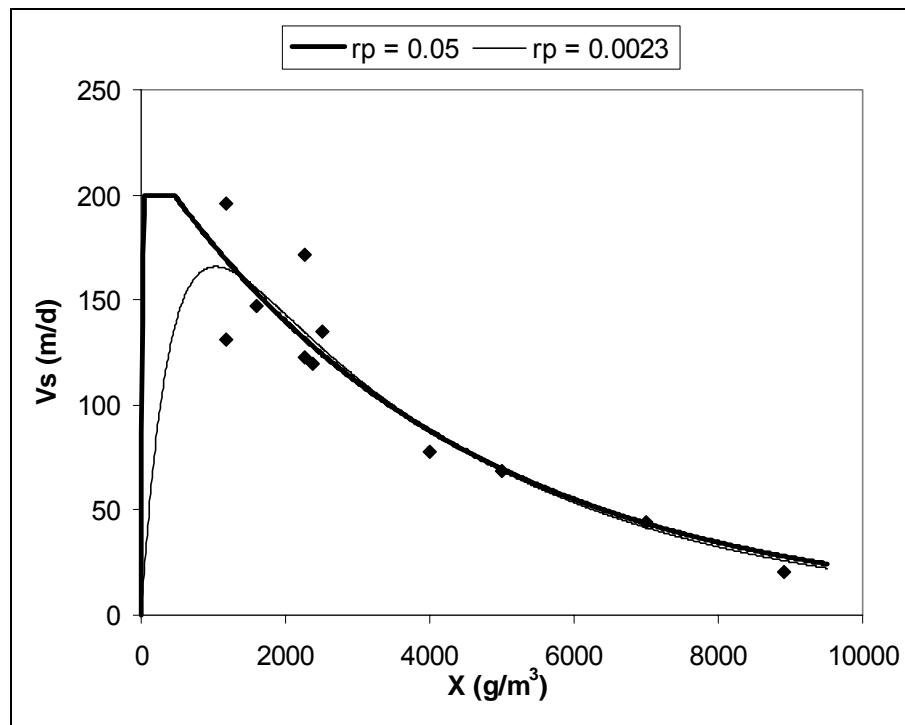


Figura 5.7. Ajust de les dades experimentals de la velocitat de sedimentació per a l'obtenció dels paràmetres de sedimentació zonal.

Aquests valors indiquen una bona sedimentabilitat del fang, ja que la velocitat màxima de sedimentació zonal és bastant elevada. A més, el valor de r_h és bastant baix comparat amb els valors típics proposats per Takács *et al.*, (1991) per a fangs biològics.

Com era d'esperar, la sedimentabilitat del fang primari és millor que el fang secundari degut a la major proporció de sòlids no volàtils. També és previsible que les característiques de floculació d'aquest fang siguin inferiors a les típiques d'un fang

secundari, ja que el fenomen de biofloculació comentat en la introducció no serà tant important en aquest fang. Aquest fet influirà en el valor de la fracció de sòlids no sedimentables, és a dir, els sòlids que escapen per l'efluent del decantador primari, que serà bastant superior als valors típics en decantadors secundaris.

El valor de l'IVF per a tots els experiments realitzats es manté al voltant dels 50 ml/g, valor que indica també una bona sedimentabilitat del fang primari estudiat.

Com a conclusió d'aquest estudi de sedimentació es pot dir que el model de sedimentació utilitzat per representar la sedimentació del fang primari és adequat. Per tant, el model es pot utilitzar per simular els processos de sedimentació, junt amb la fermentació del fang i elutriació dels àcids volàtils en un decantador primari.

5.4 Estudi del procés de fermentació – elutriació en continu

Amb l'objectiu de validar el model desenvolupat per a les operacions de decantació en EDARs, es va posar en marxa una planta pilot de fermentació i elutriació del fang primari per a l'obtenció d'àcids grassos volàtils. Com ja s'ha comentat en la introducció, en els processos de fermentació – elutriació, el decantador primari és un element molt important, ja siga per a la producció dels àcids volàtils a partir del fang acumulat, com per la seua posterior elutriació amb l'aigua residual influent, si és el cas. Els esquemes de funcionament estudiats van consistir en l'esquema APT (decantador primari amb recirculació) i l'esquema de decantador + fermentador.

Per a cada punt experimental es va controlar diàriament el funcionament de la planta pilot fins arribar a l'estat estacionari. Aquestes operacions van consistir en l'ajust dels cabals dels distints corrents i la comprovació del correcte funcionament dels diferents equips utilitzats (bombes, sondes de temperatura i pH, rasqueta, etc.). També es van realitzar analítiques senzilles per determinar l'estat del procés.

Una vegada aconseguit l'estat estacionari es va realitzar una analítica més exhaustiva dels corrents d'entrada, efluent i purga del sistema per determinar el seu estat en les diferents condicions d'operació estudiades. Aquestes dades experimentals es van utilitzar per validar el model desenvolupat mitjançant la simulació del sistema estudiat en les diferents condicions d'operació.

5.4.1 Seguiment del procés en planta pilot

La planta pilot de fermentació–elutriació es va posar en marxa el gener de l'any 2000 i es va realitzar un seguiment diari per assolir l'estat estacionari en distintes condicions d'operació (temps de retenció de sòlids i relació de recirculació del fang). Al febrer de 2003 va finalitzar l'estudi del procés de fermentació per a les dues configuracions assajades, obtenint un total de 13 estats estacionaris, 3 per a l'esquema de funcionament APT i 10 fent ús del fermentador.

La posada en marxa de la planta pilot es va realitzar amb l'esquema de funcionament APT. Durant els primers mesos de funcionament es van haver de realitzar algunes modificacions en el sistema d'alimentació per assegurar que l'aigua arribés a la planta pilot les 24 hores del dia. Pel que fa al funcionament del decantador, es va instal·lar la rasqueta per evitar que els fangs quedaren retinguts en les parets. A més, en aquests mesos inicials es van produir variacions molt acusades en les característiques de l'aigua residual influent. En la Figura 5.8 es mostra el seguiment analític de la concentració de sòlids en l'aigua residual influent durant el primer any de funcionament amb aquesta configuració de treball.

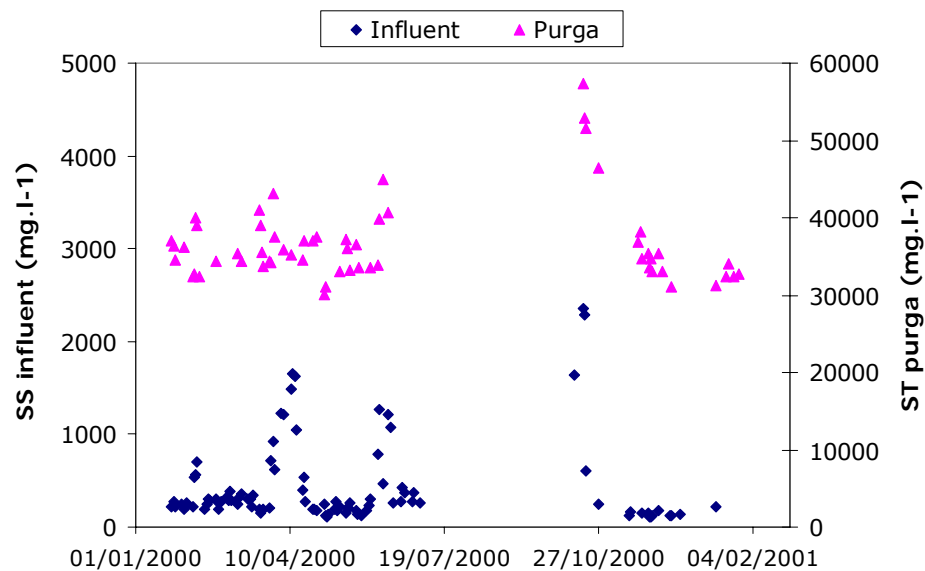


Figura 5.8. Variacions en la concentració de sòlids de l'aigua residual influent i el corrent de purga durant el primer any de funcionament.

Les importants fluctuacions que s'aprecien per als sòlids en l'aigua residual influent foren degudes a la recirculació a capçalera de la planta industrial, de part dels fangs digerits quan tenien dificultats per evacuar-los. Aquestes importants variacions a l'entrada van dificultar l'operació de la planta pilot i feien difícil mantenir una concentració de sòlids constant en el decantador durant el temps suficient per a què el sistema arribés a condicions estacionàries. En la Figura 5.8 es pot apreciar també l'efecte que van tenir aquestes fluctuacions dels sòlids a l'entrada sobre la concentració de sòlids en el fons del decantador.

A més dels problemes d'increment de càrrega, també van ocórrer una sèrie de problemes operacionals que afectaren l'abastament d'aigua residual industrial a la planta pilot. Entre aquests problemes destaca la interrupció del subministrament d'aigua residual en dues ocasions deguda a parades tècniques en el desarenador de la planta industrial des d'on es recollia l'aigua d'entrada.

Aquests problemes van dificultar la realització d'experiments durant el primer any de funcionament amb l'esquema APT, i van retardar els resultats experimentals esperats.

El seguiment del procés en planta pilot requereix una sèrie d'operacions de manteniment i control, junt amb l'anàlisi rutinari de determinats paràmetres de funcionament.

Les operacions de manteniment i control consistiren bàsicament en la mesura i ajust diari dels cabals, neteja diària del dipòsit de pretractament de l'aigua residual d'entrada i les conduccions d'alimentació, neteja setmanal de bombes i conduccions de la planta pilot, calibratge i neteja setmanal de les sondes de pH, i comprovació diària del funcionament dels sistemes de control de temperatura i enregistrament de dades.

L'anàlisi dels paràmetres de funcionament del procés es realitzava de dos a tres vegades per setmana per als corrents d'entrada, efluent i recirculació del fang. Els paràmetres analitzats foren:

- Sòlids suspesos (SS) i sòlids totals (ST).
- Sòlids suspesos volàtils (SSV) i sòlids totals volàtils (STV).
- Àcids grassos volàtils (AGV).
- Amoni (N-NH₃) i ortofosfats (P-PO₄).
- pH i alcalinitat.

L'evolució d'aquests paràmetres permetia determinar l'estat del procés. Com a criteri general s'acceptava que el sistema havia arribat a l'estat estacionari quan, una vegada transcorregut un temps 3 ó 4 vegades superior al temps de retenció de sòlids, s'observava que la variació dels paràmetres mesurats era inferior al 10%.

Una vegada aconseguit l'estat estacionari per a cada experiment es realitzaven analítiques completes als corrents d'aigua residual influent, efluent i purga de fang, durant tres o quatre dies consecutius, durant els quals s'assegurava el manteniment de les condicions estacionaries en la planta pilot. L'analítica de l'aigua residual influent i efluent de la planta pilot es realitzava sobre les mostres integrades que es conservaven en la nevera per caracteritzar de forma representativa aquests corrents.

Els paràmetres analitzats durant l'estat estacionari foren:

- Sòlids suspesos (SS) i sòlids totals (ST).
- Sòlids suspesos volàtils (SSV) i sòlids totals volàtils (STV).
- Demanda química d'oxigen total i soluble (DQO_T i DQO_{Sol})
- Demanda biològica d'oxigen total i soluble (DBO_T i DBO_{Sol})
- Àcids grassos volàtils (AGV).
- Àcid acètic (S_A) i resta d'àcids grassos volàtils (S_{PRO})
- pH i alcalinitat.
- Fòsfor total (P_T) i ortofosfats ($P-PO_4$).
- Nitrogen total i total soluble (N_T i N_{TSol})
- Amoni ($N-NH_3$).

5.4.2 Mètodes analítics

A continuació es descriuen els mètodes analítics utilitzats per a l'obtenció de les dades experimentals en la planta pilot.

Mesura de cabals

Els punts on es mesurava diàriament el cabal en la planta pilot eren l'entrada d'aigua a la planta, la recirculació del fang i la purga realitzada al decantador o al fermentador, en funció de l'esquema de funcionament utilitzat.

Els cabals s'han mesurat pel mètode d'aforament, comptant amb un cronòmetre el temps que tarda en omplir-se un volum determinat en una proveta graduada de 2 litres per al cabal d'entrada i de 100 ml per al cabal de recirculació.

El cabal de purga s'ha obtingut mesurant diàriament el volum de fang contingut en la garrafa de recollida de la purga. Tanmateix, per ajustar el cabal al valor desitjat s'utilitzava el mètode d'aforament igual que amb el cabal de recirculació.

Mesura de concentracions

La determinació dels paràmetres comentats en l'apartat anterior s'ha realitzat seguint les indicacions dels Standard Methods (APHA, 1998), excepte per als àcids volàtils. Els mètodes utilitzats per a cada paràmetre són:

- **Sòlids suspesos totals i volàtils.** Mètode gravimètric aplicat als sòlids retinguts en el filtre després de la filtració de la mostra (APHA, 1998). Els sòlids suspesos totals es determinen per eliminació de la humitat dels sòlids en estufa a una temperatura de 105 °C i posterior pesada. Els sòlids suspesos no volàtils s'obtenen mitjançant calcinació a 550 °C dels sòlids suspesos totals. Com que la concentració de sòlids suspesos en el fang del corrent de purga era molt elevada, i presentava molts problemes a l'hora de filtrar la mostra, es va optar per determinar en aquest corrent els sòlids totals en compte dels sòlids suspesos.
- **Sòlids totals i sòlids totals volàtils.** Aquesta analítica consisteix en una evaporació a 95 °C prèvia al mètode gravimètric descrit anteriorment (APHA, 1998).
- **DQO soluble i total.** Determinats per oxidació de la matèria orgànica amb excés de dicromat, mitjançant digestió a reflux obert, i posterior determinació de l'excés per valoració redox (APHA, 1998).
- **DBO₅ i DBO_{Lim} soluble i total.** S'han obtingut pel mètode manomètric utilitzant el mesurador de consum d'oxigen Oxitop OC 100 de la casa WTW. Aquest mètode es basa en la mesura de la variació de pressió deguda al consum d'oxigen en una mostra incubada a 20 °C durant 5 i 20 dies respectivament.

- **Amoni.** S'ha utilitzat el mètode del fenol (APHA, 1998). L'amoni present en la mostra reacciona amb hipoclorit i fenol, amb nitroprusiat de sodi com a catalitzador, formant un compost de color blau intens. L'absorbància d'aquest compost es mesura a una longitud d'ona de 640 nm.
- **Nitrogen total.** S'ha utilitzat el test de reactius de la casa comercial Merck (Spectroquant 1.00613). Els compostos orgànics i inorgànics de nitrogen es transformen en nitrats pel mètode de Koroleff per tractament amb un oxidant en un termorreactor. Aquests nitrats, en solució sulfúrica i fosfòrica, formen amb 2,6-dimetilfenol el compost ataronjat 4-nitro-2,6-dimetilfenol que es determina fotomètricament a 338 nm.
- **Ortofosfat.** S'ha utilitzat el mètode colorimètric de l'àcid ascòrbic (APHA, 1998). L'ortofosfat reacciona en medi àcid amb heptamolibdat d'amoni i tartrat d'antimoni i potassi formant un complex que, posteriorment és reduït per l'àcid ascòrbic. Aquesta reducció dona un compost de color blau intens, L'absorbància del qual es mesura a una longitud d'ona de 880 nm.
- **Fòsfor total.** La seua determinació requereix la conversió prèvia del fòsfor en forma de polifosfats i fòsfor orgànic a ortofosfats. Per aquest fi s'ha utilitzat el mètode de la digestió àcida amb persulfat de potassi (APHA, 1998).
- **Àcids grassos volàtils i alcalinitat.** S'ha utilitzat el mètode de valoració àcid – base proposat per Moosbrugger *et al.* (1992). Aquest mètode consisteix en valorar potenciomètricament la mostra filtrada mitjançant àcid clorhídric de concentració coneguda i propera a 0.1 N fins assolir determinats valors de pH (6.7, 5.9, 5.2 i 4.3). En funció dels volums consumits en la valoració, el pH i temperatura inicials de la mostra, i conegudes les concentracions d'amoni i fòsfor, es determina l'alcalinitat deguda al carbonat i la concentració d'àcids volàtils mitjançant un procediment sistemàtic de càlcul de l'equilibri químic indicat pel mètode i que està implementat en un programa informàtic denominat Titra5. Aquest programa calcula la concentració d'àcids grassos volàtils expressats com a àcid acètic, i l'alcalinitat associada al carbonat, expressada com a carbonat càlcic.
- **Àcid acètic i resta d'àcids grassos volàtils.** L'anàlisi de la proporció dels diferents àcids grassos volàtils es va realitzar per cromatografia gasosa. Les mostres a analitzar per a cada punt experimental, després de filtrar-les amb filtres de membrana de 0.45 μm , es van mantenir en un congelador fins el moment de

ser analitzades. En Bouzas (2003) es descriu amb major detall el mètode de cromatografia gasosa utilitzat per a la determinació de la composició dels àcids grassos volàtils.

Mesura de l'alçada del mant de fangs

Com que les parets del decantador no permeten veure el seu interior, l'alçada del mant de fangs s'ha mesurat mitjançant un tub de vidre que s'ha utilitzat com a sonda de prospecció.

El tub s'introdueix verticalment per distints punts del decantador i en arribar al fons, s'extreu tapant l'extrem superior, i es mesura l'alçada d'aigua i de fang que hi ha al decantador.

5.4.3 Resultats experimentals

Com ha sigut comentat anteriorment, la planta pilot es va operar segons dos esquemes de funcionament diferents. En aquest apartat es mostren els resultats obtinguts per a cadascun dels esquemes: decantador primari amb recirculació (esquema APT) i decantador primari amb fermentador i recirculació (esquema decantador + fermentador).

En un apartat posterior es descriurà el procés de validació i reajustament del model realitzat a partir de les dades experimentals obtingudes per a cada esquema de funcionament.

5.4.3.1 Esquema APT (decantador primari amb recirculació)

En la Figura 5.9 es mostra l'esquema de funcionament utilitzat durant la primera fase d'experimentació en planta pilot. En aquest esquema de funcionament, l'aigua residual influent entra al decantador primari on sedimenten part dels sòlids suspesos que conté. Aquests sòlids són acumulats al fons del decantador on es produeix la fermentació en condicions anaeròbies del fang primari, amb la conseqüent producció d'àcids grassos

volàtils. Per poder extraure els àcids volàtils produïts i incorporar-los al procés d'eliminació de nutrients en la línia de tractament biològic de l'aigua, es recircula una part del fang per diluir-lo amb l'aigua residual influent al decantador. D'aquesta manera, els components solubles produïts durant el procés de fermentació passen al corrent d'aigua i escapen per l'efluent del decantador. Els sòlids recirculats tornaran a sedimentar al decantador incrementant així el temps de retenció de sòlids al decantador. Aquest procés de "rentat" del fang per dilució i mescla amb el corrent d'aigua residual amb la finalitat d'extreure els àcids volàtils produïts s'anomena **elutriació**.

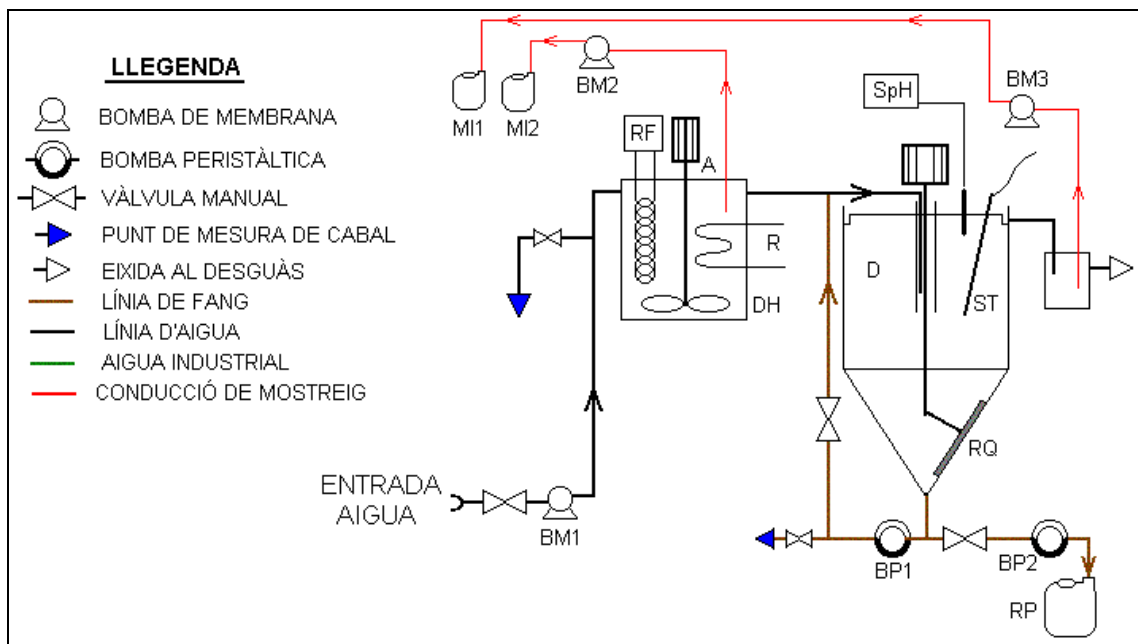


Figura 5.9. Esquema de funcionament utilitzat en la primera fase d'experimentació en planta pilot.

Els paràmetres d'operació més importants en aquest procés són el cabal de purga i el cabal de recirculació. El procés de fermentació es controla amb el temps de retenció de sòlids al decantador i aquest paràmetre es pot regular mitjançant el cabal de purga de sòlids del decantador. Pel que fa al procés d'elutriació dels àcids volàtils produïts, el cabal de recirculació és el paràmetre d'operació més important. Com més elevat siga aquest cabal, major quantitat d'àcids volàtils es podrà extreure. Tanmateix, aquest cabal pot afectar a la sedimentació dels sòlids al decantador i la seua compactació al fons del decantador. Cal recordar que la concentració de sòlids aconseguida al fons del decantador també afectarà al procés de fermentació que s'hi produeix.

Amb aquesta configuració es van realitzar tres experiments en condicions d'operació diferents. Amb una cabal d'entrada d'aigua constant de 40 l/h, es va operar la planta pilot amb valors de temps de retenció de sòlids de 7 i 8 dies, i cabals de recirculació del fang de 1.5 i 2 l/h. En la Taula 5.6 es mostren les condicions d'operació utilitzades en els tres estats estacionaris estudiats.

Experiment	TRS (d)	Q _{RE} (l/h)	Q _P (l/d)	TRH (h)
A1	7.1	1.5	1.75	6
A2	7.3	2.0	1.75	5
A3	8.2	2.0	1.50	5

Taula 5.6. Condicions d'operació estudiades en l'esquema de funcionament APT.

El càlcul del cabal de purga necessari per a cada experiment es va realitzar considerant que el temps de retenció de sòlids és la quantitat de sòlids existents al decantador dividida per la quantitat de sòlids purgats cada dia. Durant el seguiment del procés en la planta pilot es mesurava diàriament l'alçada del mant de fangs i la concentració de sòlids en el corrent de purga. Tenint en compte la geometria cònica del fons del decantador i considerant que la concentració del fang serà semblant al valor de la concentració de purga, el temps de retenció de sòlids es pot estimar de manera senzilla utilitzant l'equació següent:

$$TRS = \frac{V_{FANG}}{Q_P} \quad \text{Eq. 5.4}$$

Els sòlids suspesos que surten del decantador per l'efluent no es tenen en compte en aquest càlcul del temps de retenció de sòlids.

El temps de retenció hidràulic inclòs a les taules s'ha definit, en aquest esquema de funcionament, com el temps de permanència dels fangs en el volum de decantador on es produeix el procés de fermentació. D'aquesta manera, considerant que el volum de fermentació correspon al volum de decantador ocupat pels fangs, el temps de retenció hidràulic es pot calcular segons l'equació següent, a partir del volum ocupat pel fang i el cabal de recirculació utilitzat.

$$TRH = \frac{V_{FANG}}{Q_{RE}} \quad \text{Eq. 5.5}$$

En la Taula 5.7, la Taula 5.8 i la Taula 5.9 es mostren els valors mitjos dels paràmetres analitzats en cadascun dels estats estacionaris obtinguts. Aquestes dades s’han utilitzat per validar el model del decantador primari per simulació de l’estat estacionari assolit en les diferents condicions d’operació.

En la Taula 5.7 es mostren les dades corresponents a les característiques de l’aigua residual influent al decantador primari en els tres estats estacionaris obtinguts. Com es pot veure en aquesta taula, la qualitat de l’aigua residual influent varia molt d’un experiment a l’altre. L’experiment A2 presentava una aigua més carregada de sòlids que la resta d’experiments, la qual cosa suposava una major quantitat de DQO associada als sòlids disponible per a la fermentació en el fons del decantador. La temperatura en els tres experiments es va mantenir en 20 °C mitjançant el sistema de control implementat. El valor mig del pH en l’aigua residual estava al voltant de 7.7 en els tres experiments.

Paràmetre	A1	A2	A3
SS (mg.l ⁻¹)	205	298	227
SSV (mg.l ⁻¹)	139	203	138
DQO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	342	473	382
DQO _{SUSP} (mgO ₂ .l ⁻¹)	268	359	267
DQO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	74	114	115
% DQO _{SOL}	22	24	30
DBO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	190	372	276
DBO _{SUSP} (mgO ₂ .l ⁻¹)	149	311	186
DBO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	41	61	90
% DBO _{SOL}	22	16	33
P _T (mgP.l ⁻¹)	6,3	8,1	7,7
P _{SUSP} (mgP.l ⁻¹)	2,4	3,9	4,0
P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	3,9	4,2	3,4
N _T (mgN.l ⁻¹)	44,3	66,6	55,6
N _{TSUSP} (mgN.l ⁻¹)	7,7	25,7	18,1
N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	36,6	40,9	37,5
N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	34,6	37,7	34,5
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	8,5	16,2	5,8
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	406	404	418

Taula 5.7. Caracterització analítica de l’influent en els tres experiments realitzats.

En la Taula 5.8 es mostren les característiques de l'aigua residual obtinguda a l'efluent del decantador primari en els tres experiments realitzats. En aquesta taula s'observa el descens de la concentració de sòlids suspesos respecte de l'aigua d'entrada per la sedimentació de part dels sòlids suspesos. També es pot veure l'efecte de l'elutriació que ha incrementat la concentració dels components solubles de l'aigua residual, fonamentalment els AGV, DQO_{SOL} , amoni i ortofosfat.

En la Taula 5.9 es mostren les característiques del fang purgat del decantador. En aquesta taula s'observa l'elevada concentració de sòlids aconseguida al fons del decantador degut a la bona sedimentabilitat del fang (baixos valors de IVF) i els elevats temps de retenció de sòlids estudiats.

Paràmetre	A1	A2	A3
SS ($mg.l^{-1}$)	142	207	148
SSV ($mg.l^{-1}$)	96	137	94
DQO_T ($mgO_2.l^{-1}$)	265	391	315
DQO_{SUSP} ($mgO_2.l^{-1}$)	170	229	175
DQO_{SOL} ($mgO_2.l^{-1}$)	95	162	140
% DQO_{SOL}	36	41	44
DBO_T ($mgO_2.l^{-1}$)	150	250	256
DBO_{SUSP} ($mgO_2.l^{-1}$)	88	141	141
DBO_{SOL} ($mgO_2.l^{-1}$)	62	109	115
% DBO_{SOL}	41	44	45
P_T ($mgP.l^{-1}$)	5,9	7,0	6,9
P_{SUSP} ($mgP.l^{-1}$)	1,6	2,3	2,8
$P-PO_4$ ($mgP.l^{-1}$)	4,3	4,7	4,1
N_T ($mgN.l^{-1}$)	41,0	58,0	51,5
N_{TSUSP} ($mgN.l^{-1}$)	2,0	12,0	10,5
N_{TSOL} ($mgN.l^{-1}$)	39,0	46,0	41,0
$N-NH_3$ ($mgN.l^{-1}$)	34,9	41,5	35,3
AGV ($mgAcètic.l^{-1}$)	22,1	38,6	28,7
pH	7,59	7,56	7,56
ALC ($mgCaCO_3.l^{-1}$)	400	415	417

Taula 5.8. Caracterització analítica de l'efluent en els tres experiments realitzats.

Paràmetre	A1	A2	A3
ST (%)	3,85	3,93	4,29
STV (%)	2,44	2,43	2,45
DQO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	50195	41840	43716
DQO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	595	715	612
P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	10,1	10,4	9,9
N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	71,0	103,0	96,0
N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	66,9	98,1	91,8
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	426	503	476
pH	7,10	7,10	6,80
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	535	602	536

Taula 5.9. Caracterització analítica del fang purgat del decantador.

En la Taula 5.10 es mostren les produccions dels principals paràmetres implicats en el procés de fermentació i elutriació del fang primari. El concepte de producció es defineix com la diferència entre la concentració de cada paràmetre en el corrent d'efluent del decantador i el corrent d'aigua residual influent. D'aquesta manera, valors positius d'un paràmetre indiquen que ha augmentat la seua concentració, mentre que valors negatius indiquen que s'ha consumit aquest paràmetre durant el procés de fermentació i elutriació. Com es pot observar en aquesta taula, la major producció d'àcids volàtils correspon als experiments A2 i A3, on el cabal de recirculació és més elevat. Bouzas (2003) va estudiar en profunditat els resultats obtinguts amb la finalitat d'obtenir l'efecte del temps de retenció hidràulic i de sòlids en el procés de fermentació. L'experiment A2, malgrat tenir un temps de retenció de sòlids inferior, presenta una major producció de DQO_{SOL}, fòsfor i nitrogen que l'experiment A3 degut a què l'aigua residual influent en aquest experiment presentava un major contingut en matèria orgànica particulada (SSV). En el seu estudi, Bouzas (2003) apuntava que la hidròlisi d'aquesta matèria orgànica i la seua posterior elutriació explicaria el major augment d'aquests components solubles a l'efluent del decantador, en aquest experiment.

En la Figura 5.10 es mostra com a exemple l'evolució, fins arribar a l'estat estacionari, dels àcids volàtils, junt amb els sòlids totals i els totals volàtils, al fons del decantador. Aquest seguiment correspon a l'experiment A1, que es va iniciar després d'una parada de la planta pilot deguda a una punta de càrrega que va afectar el seu funcionament normal, augmentant el nivell del mant de fangs en el decantador excessivament. Després de

buidar parcialment el decantador, es va posar en marxa la planta pilot i es va fer el seguiment del procés durant 50 dies. Com es pot veure en aquesta figura, el procés va assolir l'estat estacionari als 40 dies de funcionament aproximadament.

Producció			
Paràmetre	A1	A2	A3
TRS (d)	7,1	7,3	8,2
TRH (h)	6	5	5
Q_{RE} (l.h ⁻¹)	1,5	2	2
ΔAGV (mgAcètic.l ⁻¹)	13,6	22,4	22,9
ΔDQO_{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	21	48	25
ΔP_T (mgP.l ⁻¹)	-0,4	-1,1	-0,8
$\Delta P-PO_4$ (mgP.l ⁻¹)	0,4	0,5	0,7
ΔN_T (mgN.l ⁻¹)	-3,3	-8,6	-4,1
ΔN_{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	2,4	5,1	3,5
$\Delta N-NH_3$ (mgN.l ⁻¹)	0,3	3,8	0,8
ΔpH	-0,11	-0,14	-0,14

Taula 5.10. Efecte de la fermentació – elutriació del fang primari sobre l'aigua residual influent al procés biològic. Produccions obtingudes en cada experiment.

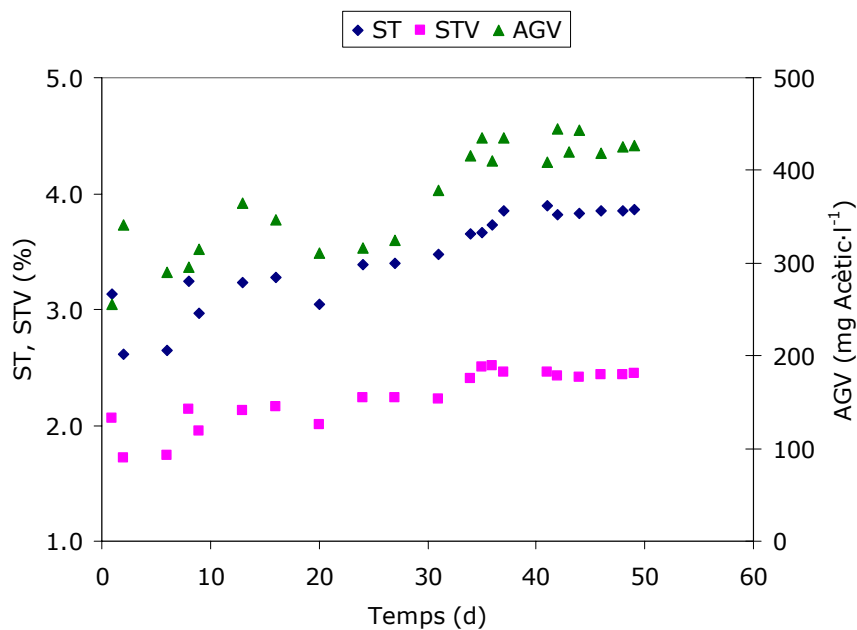


Figura 5.10. Evolució de l'experiment A1 fins arribar a condicions estacionàries.

5.4.3.2 Esquema amb decantador + fermentador

En la Figura 5.11 es mostra l'esquema de funcionament utilitzat durant el segon període d'experimentació en planta pilot. En aquest esquema de funcionament, l'aigua residual influent entra al decantador primari on es produeix la sedimentació de part dels sòlids suspesos que conté. Aquests sòlids són conduïts a un reactor de tanc agitat on es produeix la fermentació del fang primari en condicions anaeròbiques, amb la conseqüent producció d'àcids grassos volàtils. Per poder extraure els àcids volàtils produïts i incorporar-los al procés d'eliminació de nutrients, igual que en l'esquema de funcionament anterior, es recircula una part del fang per diluir-lo amb l'aigua residual influent al decantador. D'aquesta manera, els components solubles produïts durant el procés de fermentació passen al corrent d'aigua i escapen per l'efluent del decantador. Els sòlids recirculats tornen a sedimentar al decantador i són enviats de nou al fermentador, incrementant així el temps de retenció de sòlids. En aquest esquema, la major part de la fermentació del fang es realitza al fermentador ja que el mant de sòlids en el decantador es manté en una alçada mínima, suficient per aconseguir una concentració adequada dels sòlids al fons del decantador.

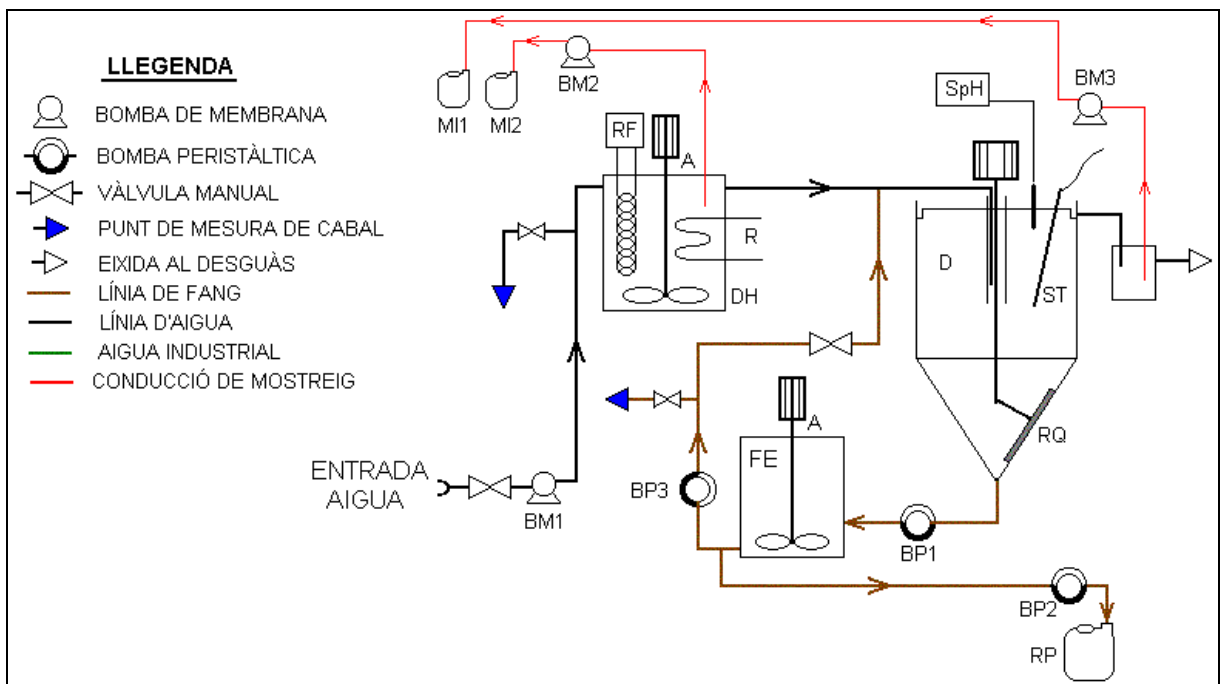


Figura 5.11. Esquema de funcionament utilitzat en la segona fase d'experimentació en planta pilot.

En aquest cas, la purga de sòlids es realitzava a la sortida del fermentador, per assegurar un corrent de purga amb una concentració homogènia. La purga del fons del decantador, com en el cas anterior, no ens asseguraria una purga constant de sòlids en tot moment, ja que en algunes ocasions el decantador podia arribar a diluir-se molt. D'aquesta manera s'evita la possibilitat de purgar aigua en compte de sòlids, s'aconsegueix una purga més homogènia i es facilita l'evolució del procés cap a l'estat estacionari.

Amb aquest esquema de funcionament es van realitzar un total de 10 experiments per a temps de retenció de sòlids al fermentador de 4, 6 i 8 dies, i temps de residència hidràulic al fermentador de 4, 6, 9 i 12 hores. En la Taula 5.11 es mostren les condicions d'operació utilitzades en els 10 estats estacionaris estudiats.

Experiment	TRS (d)	TRH (h)	Q_p (l/d)	Q_{RE} (l/h)
B1	4	4	4.8	4.5
B2	4	6	4.8	3.0
B3	4	9	4.8	1.9
B4	4	12	4.8	1.4
B5	6	4	3.2	4.6
B6	6	6	3.2	3.1
B7	6	9	3.2	2.0
B8	6	12	3.2	1.5
B9	8	4	2.4	4.6
B10	8	12	2.4	1.5

Taula 5.11. Condicions d'operació estudiades en l'esquema amb fermentador.

Per les condicions de funcionament d'aquest procés, tant el temps de retenció de sòlids, com el temps de residència hidràulic del fang es poden referir únicament al fermentador com a primera aproximació, ja que el volum de fangs al decantador es pot considerar menyspreable. Així, el càlcul dels cabals de purga i recirculació necessaris per conduir el procés a les condicions d'operació desitjades es pot realitzar fent ús del volum de fangs que hi ha únicament al fermentador i les Equacions 5.6 i 5.7, respectivament. El volum útil de fermentador es va mantenir en 19 litres en tots els experiments.

$$TRS = \frac{V_{FERMENTADOR}}{Q_P} \quad \text{Eq. 5.6}$$

$$TRH = \frac{V_{FERMENTADOR}}{Q_{RE} + Q_P} \quad \text{Eq. 5.7}$$

En la Taula 5.12, la Taula 5.13 i la Taula 5.14 es mostren els valors mitjos dels paràmetres analitzats en cadascun dels estats estacionaris obtinguts. Aquestes dades s'han utilitzat per validar el model del decantador primari, junt amb el model biològic de fermentació, per simulació de l'estat estacionari assolit en les diferents condicions d'operació.

En la Taula 5.12 es mostren les característiques de l'aigua residual influent a la planta pilot en els diferents experiments realitzats. Com es pot veure en aquesta taula, l'aigua residual influent presenta una variabilitat important en les seues característiques, fet aquest que afectarà tant al procés biològic com a la sedimentació de sòlids en el decantador primari.

Paràmetre	B1	B2	B3	B4	B5	B6	B7	B8	B9	B10
SS (mg.l ⁻¹)	240	190	186	186	225	210	199	190	240	212
SSV (mg.l ⁻¹)	167	137	135	131	164	153	139	136	184	163
DQO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	400	294	346	341	390	362	365	352	460	445
DQO _{SUSP} (mgO ₂ .l ⁻¹)	296	209	252	214	288	252	232	252	320	289
DQO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	104	85	94	127	102	110	133	100	140	156
% DQO _{SOL}	26	29	27	37	26	30	36	28	32	35
DBO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	270	225	223	202	248	210	250	276	334	280
DBO _{SUSP} (mgO ₂ .l ⁻¹)	216	161	157	126	194	160	146	201	222	159
DBO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	54	64	66	76	54	50	104	75	112	121
% DBO _{SOL}	20	28	30	38	22	24	42	27	34	43
P _T (mgP.l ⁻¹)	5,2	5,3	5,9	4,9	6,4	6,3	6,0	5,7	7,1	5,6
P _{SUSP} (mgP.l ⁻¹)	2,2	2,3	3,5	2,1	2,9	3,6	2,5	3,1	2,6	2,2
P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	3,0	3,0	2,4	2,8	3,5	2,7	3,5	2,6	4,5	3,4
N _T (mgN.l ⁻¹)	44,5	44,0	40,8	44,9	41,5	50,4	55,4	42,7	51,6	50,3
N _{TSUSP} (mgN.l ⁻¹)	12,0	8,5	11,3	10,3	11,1	9,7	9,9	12,4	10,0	9,3
N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	32,5	35,5	29,5	34,6	30,4	40,7	45,5	30,3	41,6	41,0
N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	28,0	24,7	23,3	21,9	23,0	33,8	37,2	22,0	36,2	33,0
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	2,0	7,0	2,7	2,5	1,4	1,0	4,0	6,4	2,5	5,6
pH	7,70	7,70	7,70	7,85	7,66	7,65	7,67	7,70	7,66	7,72
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	370	313	351	357	309	311	393	370	352	371

Taula 5.12. Caracterització analítica de l'influent en els 10 experiments realitzats.

En la Taula 5.13 es mostren les característiques de l'aigua residual obtinguda a l'efluent del decantador primari en els diferents experiments realitzats. En aquesta taula s'observa l'efecte de l'elutriació del fang fermentat, que ha incrementat la concentració dels components solubles de l'aigua residual, fonamentalment els AGV, DQO_{SOL} , amoni i ortofosfat.

Paràmetre	B1	B2	B3	B4	B5	B6	B7	B8	B9	B10
SS (mg.l ⁻¹)	101	70	71	65	125	117	126	92	151	140
SSV (mg.l ⁻¹)	74	55	58	53	93	86	105	71	118	108
DQO_T (mgO ₂ .l ⁻¹)	266	199	169	170	295	273	289	247	380	380
DQO_{SUSP} (mgO ₂ .l ⁻¹)	121	79	50	26	157	133	135	116	198	205
DQO_{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	145	120	119	144	138	140	154	131	182	175
% DQO_{SOL}	55	60	70	85	47	51	53	53	48	46
DBO_T (mgO ₂ .l ⁻¹)	163	146	110	104	177	152	125	217	210	210
DBO_{SUSP} (mgO ₂ .l ⁻¹)	68	57	19	17	87	72	32	111	70	75
DBO_{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	95	89	91	87	90	80	93	106	140	135
% DBO_{SOL}	58	61	83	84	51	53	74	49	67	64
P_T (mgP.l ⁻¹)	4,7	4,8	4,5	4,5	5,9	5,9	5,4	4,9	6,8	5,2
P_{SUSP} (mgP.l ⁻¹)	1,0	1,4	1,6	1,3	1,9	2,7	1,6	1,8	1,9	1,5
$P-PO_4$ (mgP.l ⁻¹)	3,7	3,4	2,9	3,2	4,0	3,2	3,8	3,1	4,9	3,7
N_T (mgN.l ⁻¹)	39,0	41,0	36,5	39,0	37,5	48,0	52,0	41,0	48,5	47,0
N_{TSUSP} (mgN.l ⁻¹)	3,0	3,0	5,5	2,5	4,5	5,0	5,5	9,0	4,5	4,0
N_{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	36,0	38,0	31,0	36,5	33,0	43,0	46,5	32,0	44,0	43,0
$N-NH_3$ (mgN.l ⁻¹)	31,8	27,3	24,2	23,6	25,8	36,2	38,3	23,1	38,9	34,5
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	28,7	30,8	23,3	18,3	37,5	24,0	21,5	21,9	35,6	24,3
pH	7,50	7,50	7,65	7,80	7,50	7,50	7,60	7,60	7,51	7,52
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	380	352	350	365	324	333	391	384	378	393

Taula 5.13. Caracterització analítica de l'efluent en els 10 experiments realitzats.

En la Taula 5.14 es mostren les característiques del fang purgat del fermentador. En aquesta taula s'observa l'increment en la concentració de sòlids totals a mesura que augmenta el temps de retenció de sòlids.

En la Taula 5.15 es mostren les produccions dels principals paràmetres implicats en el procés de fermentació i elutriació del fang primari. Igual que en l'esquema de funcionament anterior, valors positius d'un paràmetre indiquen que ha augmentat la seua concentració, mentre que valors negatius indiquen que s'ha consumit aquest paràmetre durant el procés de fermentació i elutriació. Com es pot observar en aquesta taula, la

major producció d'àcids volàtils correspon als experiments on el cabal de recirculació era major (treballant amb un temps de residència hidràulic de 4 hores). De tots els experiments realitzats, cal destacar l'experiment B8 que, malgrat tenir una producció de DQO_{SOL} elevada, comparada amb els altres experiments realitzats amb TRH de 12 hores (B4 i B10), no presenta una major producció d'àcids volàtils. Aquest fet es pot considerar indicatiu d'una inhibició del procés de fermentació de la matèria orgànica soluble.

Paràmetre	B1	B2	B3	B4	B5	B6	B7	B8	B9	B10
T (°C)	20,0	21,7	20,0	20,0	20,8	20,0	20,0	20,0	20,6	20,0
ST (%)	1,95	1,80	2,02	2,20	2,26	2,15	1,85	2,69	2,26	2,18
STV (%)	1,17	1,09	1,19	1,21	1,43	1,34	1,19	1,53	1,48	1,47
DQO_T (mgO ₂ .l ⁻¹)	21321	19149	20452	22735	24803	22628	20415	28682	24706	27165
DQO_{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	523	582	720	700	535	530	659	870	510	815
P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	5,9	6,8	9,5	8,7	8,1	7,2	9,8	9,0	7,6	8,8
N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	52,0	63,0	58,3	61,0	50,0	63,0	75,0	82,0	61,0	81,0
N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	49,2	49,7	48,9	45,2	41,4	52,9	65,6	59,6	51,1	61,9
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	265	359	434	437	333	327	376	477	338	541
pH	7,24	7,17	7,10	7,10	7,10	7,18	7,10	6,90	7,14	7,10
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	503	441	476	466	410	465	502	483	392	432

Taula 5.14. Caracterització analítica del fang purgat del fermentador.

Producció										
Paràmetre	B1	B2	B3	B4	B5	B6	B7	B8	B9	B10
TRS (d)	4	4	4	4	6	6	6	6	8	8
TRH (h)	4	6	9	12	4	6	9	12	4	12
Q _{RE} (l.h ⁻¹)	4,5	3,0	1,9	1,4	4,6	3,1	2,0	1,5	4,6	1,5
T (°C)	20,0	21,7	20,0	20,0	20,8	20,0	20,0	20,0	20,6	20,0
Δ AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	26,7	23,8	20,6	15,8	36,1	23,0	17,5	15,5	33,1	18,7
Δ DQO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	-134	-95	-177	-171	-95	-89	-76	-105	-80	-65
Δ DQO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	41	35	25	17	36	30	21	31	42	19
Δ P _T (mgP.l ⁻¹)	-0,5	-0,5	-1,4	-0,4	-0,5	-0,4	-0,6	-0,8	-0,3	-0,4
Δ P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	0,7	0,4	0,5	0,4	0,5	0,5	0,3	0,5	0,4	0,3
Δ N _T (mgN.l ⁻¹)	-5,5	-3,0	-4,3	-5,9	-4,0	-2,4	-3,4	-1,7	-3,1	-3,3
Δ N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	3,5	2,5	1,5	1,9	2,6	2,3	1,0	1,7	2,4	2,0
Δ N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	3,8	2,6	0,9	1,7	2,8	2,4	1,1	1,1	2,7	1,5
Δ pH	-0,20	-0,20	-0,05	-0,05	-0,16	-0,15	-0,07	-0,1	-0,15	-0,2

Taula 5.15. Efecte de la fermentació – elutriació del fang primari sobre l'aigua residual influent al procés biològic. Produccions obtingudes en cada experiment.

VALIDACIÓ DEL MODEL

6 VALIDACIÓ DEL MODEL

La validació del model matemàtic desenvolupat, aplicat al procés de fermentació i elutriació del fang primari, s'ha realitzat mitjançant l'ús de les dades experimentals obtingudes en la planta pilot.

En una primera fase es va realitzar la comprovació de la capacitat del model de sedimentació per a representar conjuntament els processos biològics i de sedimentació que tenen lloc en els decantadors, mitjançant la simulació de les dades obtingudes en l'esquema de funcionament APT (Ribes *et al.*, 2002).

Posteriorment, el model de sedimentació desenvolupat en aquesta tesi va ser utilitzat per Bouzas (2003) per a simular els resultats experimentals obtinguts amb l'esquema de funcionament decantador + fermentador. Els resultats d'aquestes simulacions van fer palesa la necessitat de modificar l'estructura del model.

Per tal d'aconseguir un model general, aplicable als processos de fermentació – elutriació en qualsevol condició de funcionament, es va modificar la seua estructura introduint un nou procés de transformació dels components particulats, com es descriu més endavant en aquest apartat.

A continuació es descriuen, en diferents apartats, les fases seguides en la validació i posterior modificació del model general desenvolupat.

6.1 Simulació de la planta pilot amb l'esquema APT

A partir dels valors analítics de l'aigua influent en els diferents experiments realitzats s'ha caracteritzat l'aigua d'entrada al decantador d'acord amb el model de qualitat utilitzat. Posteriorment s'ha implementat l'esquema de funcionament característic de cada experiment en el programa DESASS i s'han assignat les condicions d'operació assajades (cabals de purga i recirculació en el sistema i dimensions dels elements). Finalment, s'han obtingut els paràmetres del model de sedimentació i del model biològic que millor aproximen les dades experimentals de cada experiment, mirant d'utilitzar un únic vector de paràmetres vàlid per a tots els experiments.

6.1.1 Caracterització de l'aigua residual influent

Una de les etapes fonamentals en la simulació de la planta pilot consisteix en la caracterització de l'aigua residual influent per tal de conèixer el valor de concentració de tots els components considerats pel model.

A partir de les dades mitges mostrades en l'apartat anterior (Taula 5.7, per a la configuració APT i Taula 5.12, per a la configuració amb fermentador), s'ha caracteritzat l'aigua residual influent tenint en compte les següents consideracions:

- Es consideren components particulats el material no filtrable en filtres de 1.2 μm . La resta constitueixen els components solubles.
- Les concentracions dels diferents components del model que representen la matèria orgànica s'han obtingut tenint en compte les següents equacions:

$$\text{DQO}_{\text{SUSP}} = X_{\text{I}} + X_{\text{S}} \quad \text{Eq. 6.1}$$

$$\text{DBO}_{\text{SUSP}} = X_{\text{S}} \quad \text{Eq. 6.2}$$

$$\text{DQO}_{\text{SOL}} = S_{\text{I}} + S_{\text{F}} + S_{\text{A}} + S_{\text{PRO}} \quad \text{Eq. 6.3}$$

$$\text{DBO}_{\text{SOL}} = S_{\text{F}} + S_{\text{A}} + S_{\text{PRO}} \quad \text{Eq. 6.4}$$

- S'assumeix que no es produeix matèria orgànica soluble inert durant el procés de fermentació, de manera que es pot obtenir el valor de S_{I} a partir de la DQO soluble i la DBO límit soluble en l'efluent del decantador com:

$$S_{\text{I}} = \text{DQO}_{\text{SOL}} (\text{ef}) - \text{DBO}_{\text{SOL}} (\text{ef}) \quad \text{Eq. 6.5}$$

- S'ha considerat que els AGV en l'aigua d'entrada estaven en forma de S_{A} únicament.

En la Taula 6.1 es mostra la caracterització de l'aigua residual influent en cadascun dels experiments realitzats per a la configuració APT.

Paràmetre	A1	A2	A3
TRS (d)	7,1	7,3	8,2
TRH (h)	6	5	5
QR (l.h ⁻¹)	1,5	2,0	2,0
T (°C)	20	20	20
S _F (mgO ₂ .l ⁻¹)	32	43	84
S _A (mgO ₂ .l ⁻¹)	9.1	17.3	6.2
S _I (mgO ₂ .l ⁻¹)	33	53	25
S _{NH4} (mgN.l ⁻¹)	34.6	37.7	34.5
S _{PO4} (mgP.l ⁻¹)	3.9	4.2	3.4
X _I (mgO ₂ .l ⁻¹)	119	48	81
X _S (mgO ₂ .l ⁻¹)	149	301	186
X _{NV} (mgSST.l ⁻¹)	66	100	89
X _{TSS} (mgSST.l ⁻¹)	205	297	227
pH	7.7	7.7	7.7

Taula 6.1. Components de l'aigua residual influent utilitzats en les simulacions dels experiments realitzats segons la configuració APT.

A partir de les analítiques de fósfor total i soluble, nitrogen total i soluble i sòlids suspesos volàtils i no volàtils s'han determinat els continguts en nitrogen i fósfor en els distints components orgànics, així com la relació sòlids – DQO, necessaris per al càlcul dels factors de conversió ($i_{c,i}$). Pel que fa al contingut en nitrogen i fósfor de la matèria orgànica s'han utilitzat les següents equacions:

$$P_T = X_I \cdot i_{P,XI} + X_S \cdot i_{P,XS} + S_I \cdot i_{P,SI} + S_F \cdot i_{P,SF} + S_{PO4} \quad \text{Eq. 6.6}$$

$$P_{SUSP} = X_I \cdot i_{P,XI} + X_S \cdot i_{P,XS} \quad \text{Eq. 6.7}$$

$$N_T = X_I \cdot i_{N,XI} + X_S \cdot i_{N,XS} + S_I \cdot i_{N,SI} + S_F \cdot i_{N,SF} + S_{NH4} \quad \text{Eq. 6.8}$$

$$N_{TSUSP} = X_I \cdot i_{N,XI} + X_S \cdot i_{N,XS} \quad \text{Eq. 6.9}$$

Els valors dels factors de conversió, per a cada experiment realitzat, es mostren a la Taula 6.2. Per als factors de conversió corresponents al contingut en nitrogen, fósfor i carboni de la biomassa s'han utilitzat els valors proposats en el model ASM2 (Henze et al., 1995), que assumeix que la composició química de la biomassa, per a qualsevol grup de bacteris, és C₅H₇NO₂P_{0.09}.

Material	Factor	A1	A2	A3
Nitrogen (g N / g DQO)	i_{NSI}	0.050	0.055	0.080
	i_{NSF}	0.010	0.007	0.012
	i_{NXI}	0.005	0.030	0.005
	i_{NXS}	0.048	0.090	0.097
	i_{NBM}	0.07	0.07	0.07
Fósfor (g P / g DQO)	i_{PSI}	0	0	0
	i_{PSF}	0.005	0.005	0.008
	i_{PXI}	0.006	0.019	0.020
	i_{PXS}	0.010	0.009	0.013
	i_{PBM}	0.02	0.02	0.02
Carboni (g C / g DQO)	i_{CSI}	0,030	0,030	0,030
	i_{CSF}	0,027	0,027	0,027
	i_{CXI}	0,030	0,030	0,030
	i_{CXS}	0,030	0,030	0,030
	i_{CBM}	0,031	0,031	0,031
Sòlids (g SST / g DQO)	i_{TSSXI}	0.53	0.60	0.55
	i_{TSSXS}	0.51	0.56	0.50
	i_{TSSBM}	0.70	0.70	0.70

Taula 6.2. Factors de conversió ($i_{c,i}$) utilitzats en les simulacions dels experiments realitzats segons la configuració APT.

Els valors del contingut en sòlids de la matèria orgànica suspesa biodegradable i no biodegradable ($i_{TSS,XS}$ i $i_{TSS,XI}$) s'han estimat a partir de la DQO suspesa i el valor mig dels sòlids suspesos volàtils obtinguts en el corrent de purga, que pel seu major temps de residència en el sistema es considera més estable front a les variacions en la qualitat de l'entrada d'aigua. Pel que fa al contingut en sòlids de la biomassa s'ha utilitzat el valor proposat en el model ASM2 (Henze et al., 1995).

6.1.2 Modelació del decantador de la planta pilot

La simulació de la planta pilot es va realitzar discretitzant el decantador en 10 capes: la capa d'entrada, 2 capes per a la zona de clarificació, superiors a la capa d'entrada, i 7 capes per a la zona de sedimentació. En la Figura 6.1 es mostra l'esquema del decantador amb les dimensions de cada capa, en funció de la seua localització. Les capes inferiors, dins la zona cònica del decantador es van modelar considerant la forma troncocònica invertida de l'esquema. Com es pot veure en aquest esquema, la divisió en capes dona una major precisió a les capes inferiors que a les superiors amb la finalitat de poder simular millor la posició del mant de fangs, donat que la major part dels processos biològics es produïen en aquesta part del decantador.

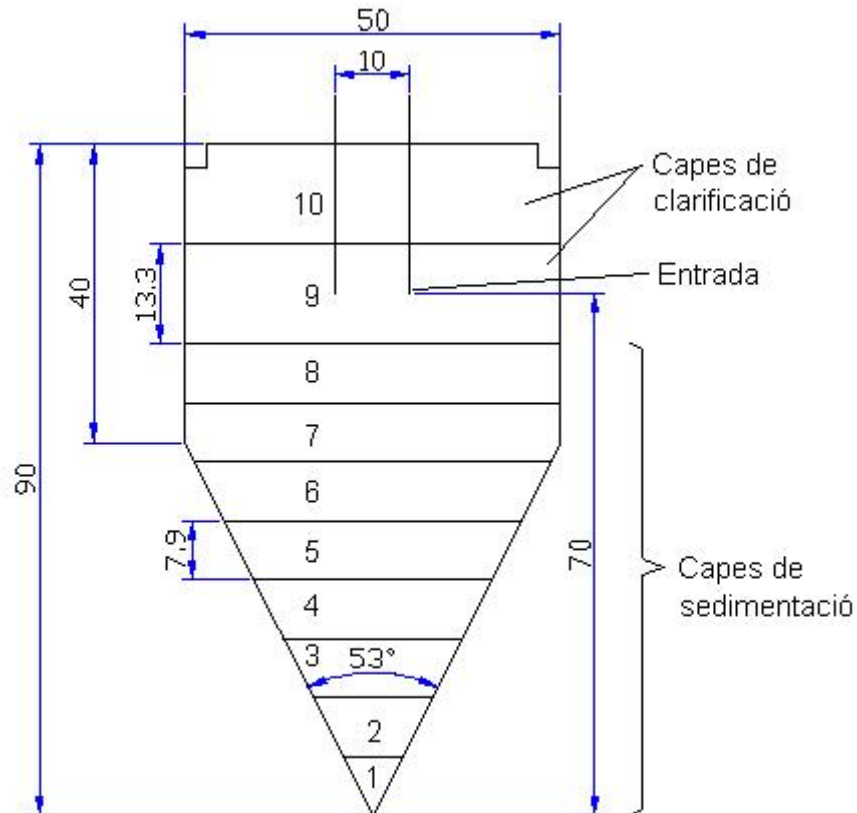


Figura 6.1. Esquema del decantador utilitzat en les simulacions segons el model de sedimentació.

6.1.3 Calibració dels paràmetres per simulació

Una vegada caracteritzada l'aigua residual influent, per a cada experiment es van realitzar simulacions mitjançant l'ús del programa DESASS i es van calibrar els paràmetres del model per tal de minimitzar les diferències entre els valors experimentals i els valors simulats.

La calibració amb el mètode prova – error d'un model on intervenen tant processos de sedimentació com processos biològics no resulta senzilla. El grau d'èxit depèn de dos factors fonamentals: l'experiència o grau de coneixement del model, que permet prendre decisions sobre els paràmetres que s'han de modificar en cada moment, i la metodologia seguida en el procés de calibració. Aquest procés es podria definir com l'aproximació progressiva del comportament del model a les condicions experimentals estudiades en tots els experiments, tenint en compte tant les condicions de sedimentació com les de

fermentació de la matèria orgànica. En aquest treball es va seguir la següent metodologia:

1. Ajust del model de sedimentació: El primer pas consistia en la calibració dels paràmetres de sedimentació de cada experiment, mantenint fixes els paràmetres del model de qualitat, fins aconseguir que el model represente correctament les concentracions de sòlids i l'alçada del mant de fangs.
2. Ajust simultani del model biològic i de sedimentació: Una vegada aconseguida una primera aproximació dels paràmetres de sedimentació, es calibrava el model de qualitat fins aconseguir ajustar les concentracions de DQO, AGV, nitrogen i fósfor en les diferents corrents. En aquesta etapa era necessari recalibrar contínuament el model de sedimentació per tenir en compte les variacions en els sòlids suspesos degudes al procés de fermentació.

Aquesta calibració es va realitzar tenint en compte tots els experiments, amb la finalitat d'obtenir un únic vector de paràmetres que permetés ajustar totes les dades experimentals en qualsevol de les condicions d'operació assajades. En els casos on va resultar impossible igualar els paràmetres es va buscar la causa d'aquestes diferències tenint en compte la informació històrica de l'evolució de l'experiment.

6.1.3.1 Paràmetres de sedimentació

Les dades experimentals més importants utilitzades per calibrar el model de sedimentació són les concentracions de sòlids en l'efluent i la purga del decantador i l'alçada del mant de fangs. Per saber si el model representa perfectament el perfil de sòlids en el decantador s'hauria de mesurar la concentració a diferents alçades del decantador i en diferents punts d'aquest, per obtenir una concentració representativa per a cada alçada. Aquestes mesures serien pràcticament inviabilitats i, a més, el grau de precisió requerit al model tampoc les justificarien. Per tant, el que es va fer per tractar de simular el comportament a l'interior del decantador va ser mesurar diàriament l'alçada del mant de fangs. Aquest és el paràmetre més important, junt amb la concentració de sòlids en el corrent de purga del decantador, ja que amb aquests dos valors es pot estimar la quantitat de sòlids que existeix al decantador per baix del mant de fangs, que és on es produeixen majoritàriament els processos biològics de fermentació.

El model de sedimentació utilitzat consta dels 6 paràmetres definits en la descripció del model (apartat 4.1): V_0 , r_h , r_p , V_0' , f_{ns} i IVF.

El paràmetre IVF, junt amb el paràmetre r_h , s'utilitzen per obtenir el factor de compressió, per tant, el seu valor té una gran influència sobre l'alçada del mant de fangs i la concentració de sòlids al fons del decantador.

El paràmetres r_h i V_0 , corresponents al model exponencial de sedimentació zonal, influiran en el càlcul del flux de sòlids en la zona del decantador on les concentracions són superiors als 3000 mg/l, és a dir, la zona on es troba el mant de fangs en el decantador. La modificació d'aquests paràmetres també afecta a l'alçada del mant de fangs i la concentració de sòlids en el fons del decantador.

El paràmetre r_p tenia un efecte mínim sobre la concentració de sòlids en l'efluent, donat que el decantador de la planta pilot estava bastant sobredimensionat per a les condicions de treball estudiades (càrrega hidràulica i càrrega sobre el vessador). El flux ascendent per arrossegament era bastant inferior al flux de sedimentació a baixes concentracions, i pràcticament tots els sòlids que escapaven del decantador eren sòlids no sedimentables. Per tant, l'únic paràmetre que tenia realment efecte en la concentració de sòlids a l'efluent era la fracció de sòlids no sedimentables (f_{ns}). El valor de r_p es va fixar en un ordre de magnitud superior al de r_h , com recomana la bibliografia (Ekama *et al.*, 1997). Tanmateix, la sensibilitat del model respecte d'aquest paràmetre en les condicions d'operació de la planta era molt baixa i qualsevol valor d'aquest ordre de magnitud hauria resultat adequat.

El paràmetre V_0' també es va mantenir constant en el valor obtingut en els experiments de sedimentació discontinua (200 m/d).

El primer que es va ajustar va ser la sedimentació dels sòlids i la producció de fangs del decantador. En un primer moment es va simular el decantador amb els valors dels paràmetres obtinguts experimentalment en els assaigs de sedimentació discontinua (V_0 , r_h , IVF, V_0'). Tanmateix, el model no va ser capaç de simular les elevades concentracions obtingudes en el fons del decantador i l'alçada del mant de fangs obtinguda. Açò es degut a que el model de compressió, basat en el valor del IVF del fang, és un model semi-empíric proposat a partir de dades obtingudes en el funcionament de decantadors a escala industrial (Härtel i Pöpel, 1992) on la secció del fons del decantador es pot considerar constant. En canvi, per al decantador de la planta pilot el fons és clarament

cònic amb un pendent del 173%, la qual cosa suposa una major compressió addicional deguda a la reducció de la secció del decantador.

Per tenir en compte aquest efecte de compressió addicional i poder simular les concentracions de purga i l'alçada del mant de fangs s'ha hagut d'utilitzar valors del IVF inferiors als obtinguts en els assaigs de sedimentació discontinua. Els paràmetres V_0 i r_h es van modificar en la mateixa proporció, utilitzant la correlació proposada per Härtel i Pöpel (1992) mostrada a la Taula 1.6.

En la Taula 6.3 es mostren els valors utilitzats per als paràmetres de sedimentació en la simulació dels tres punts experimentals. Posteriorment, en l'apartat 6.3, es discutiran els resultats obtinguts.

Paràmetres de sedimentació				
Experiment	IVF ($\text{ml}\cdot\text{g}^{-1}$)	V_0 ($\text{m}\cdot\text{d}^{-1}$)	r_h ($\text{m}^3\cdot\text{g}^{-1}$)	f_{ns} (%)
A1	30.0	391.9	0.000220	63.4
A2	34.0	378.7	0.000240	67.0
A3	27.0	402.1	0.000200	63.7

Taula 6.3. Paràmetres de sedimentació utilitzats en les simulacions de l'esquema APT.

6.1.3.2 Paràmetres cinètics i estequiomètrics

Per a la simulació dels diferents punts s'han utilitzat els paràmetres estequiomètrics i cinètics mostrats en la Taula 6.4 i la Taula 6.5, respectivament. En aquestes taules es mostra la font bibliogràfica utilitzada per als paràmetres que no s'han hagut de modificar durant les simulacions.

L'únic paràmetre estequiomètric que es va fixar fou la fracció d'acètic i propiònic que es forma a partir de la fermentació de la S_F (f_{Ac} i f_{PRO}). Per tal de fixar el seu valor es va considerar que la fracció d'hidrogen formada (f_{H_2}) era la mateixa que la proposada per Siegrist *et al.* (1993) en la degradació dels aminoàcids, sucres i àcids grassos per donar àcid acètic i propiònic. Coneixent el percentatge d'hidrogen, la resta de DQO s'ha repartit per igual entre l'àcid acètic i el propiònic i s'ha calibrat el procés d'acetogènesi per tal de representar la proporció de cadascun dels àcids obtinguda experimentalment.

Paràmetre	Unitats	Valor utilitzat	Font
Hidròlisi			
f_{SI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0	Fixat
Bacteris acidogènics			
Y_{ACID}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.15	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
f_{AC}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.39	Fixat
f_{H2}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.22	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
f_{PRO}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.39	calculat: (1 - f_{AC} - f_{H2})
f_{XI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.2	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
Bacteris acetogènics			
Y_{ACET}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.05	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
f_{AC}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.568	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
f_{H2}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.432	calculat: (1 - f_{AC})
f_{XI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.2	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
Bacteris hidrogenotròfics			
Y_{MH2}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.045	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
f_{XI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.2	Siegrist <i>et al.</i> (1993)

Taula 6.4. Paràmetres estequiomètrics del model de qualitat utilitzats en les simulacions de l'esquema APT.

Fent ús, en les simulacions realitzades, dels paràmetres proposats per Siegrist *et al.* (1993), es va observar que els bacteris metanogènics acetotròfics no podien créixer en les condicions de funcionament estudiades. Per aquest motiu, en els resultats de les simulacions, no s'ha inclòs els valors dels paràmetres cinètics i estequiomètrics d'aquest grup de microorganismes.

Com es mostra en la Taula 6.5, els únics paràmetres cinètics que s'han modificat per tal d'ajustar les dades experimentals són els paràmetres d'hidròlisi (k_H i K_X), les velocitats màximes de creixement i mort dels diferents microorganismes, i les constants de semisaturació o inhibició per als components que actuen com a substrat o producte principal en els diferents processos. La resta de paràmetres s'han mantingut en els valors proposats per la bibliografia.

Paràmetre	unitats	Valor utilitzat	Font
Hidròlisi			
K_H	d^{-1}	42	Ajustat
K_X	$g\ DQO \cdot g^{-1}\ DQO$	286	Ajustat
$K_{S,pH}$	$mol\ H^+ \cdot m^{-3}$	$2.3 \cdot 10^{-7}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
$K_{I,pH}$	$mol\ H^+ \cdot m^{-3}$	$4.35 \cdot 10^{-3}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
Bacteris acidogènics			
μ_{ACID}	d^{-1}	1.05	Ajustat
b_{ACID}	d^{-1}	0.33	Ajustat
$K_{S,F}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	9	Ajustat
$K_{I,A}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	6500	Ajustat
$K_{S,NH4}$	$g\ N \cdot m^{-3}$	0.05	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,PO4}$	$g\ P \cdot m^{-3}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,pH}$	$mol\ H^+ \cdot m^{-3}$	$2.3 \cdot 10^{-7}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
$K_{I,pH}$	$mol\ H^+ \cdot m^{-3}$	$4.35 \cdot 10^{-3}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
Bacteris acetogènics			
μ_{ACET}	d^{-1}	0.59	Ajustat
b_{ACET}	d^{-1}	0.028	Ajustat
$K_{S,PRO}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	3.7	Ajustat
$K_{I,A}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	2700	Ajustat
$K_{I,H2}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	3.3	Ajustat
$K_{S,NH4}$	$g\ N \cdot m^{-3}$	0.05	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,PO4}$	$g\ P \cdot m^{-3}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,pH}$	$mol\ H^+ \cdot m^{-3}$	10^{-5}	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
$K_{I,pH}$	$mol\ H^+ \cdot m^{-3}$	$6.3 \cdot 10^{-4}$	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
Bacteris hidrogenotròfics			
μ_{MH2}	d^{-1}	0.76	Ajustat
b_{MH2}	d^{-1}	0.112	Ajustat
$K_{S,H2}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	0.1	Ajustat
$K_{S,NH4}$	$g\ N \cdot m^{-3}$	0.05	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,PO4}$	$g\ P \cdot m^{-3}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,pH}$	$mol\ H^+ \cdot m^{-3}$	10^{-5}	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
$K_{I,pH}$	$mol\ H^+ \cdot m^{-3}$	$6.3 \cdot 10^{-4}$	Siegrist <i>et al.</i> (1993)

Taula 6.5. Paràmetres cinètics del model de qualitat utilitzats en les simulacions de l'esquema APT.

6.1.4 Comparació de les dades experimentals i simulades

En la Taula 6.6 i la Taula 6.7 es mostren els resultats obtinguts en les simulacions, comparats amb els valors experimentals per als diferents experiments realitzats.

Experiment	A1		A2		A3	
TRS (d)	7		7		8	
TRH (h)	6		5		5	
Q _R (l.h ⁻¹)	1.5		2.0		2.0	
Paràmetre	EXP	SIM	EXP	SIM	EXP	SIM
SS (mg.l ⁻¹)	142	130	207	200	148	145
SSV (mg.l ⁻¹)	96	87	137	132	94	83
DQO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	265	267	391	393	315	312
DQO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	94.5	94	162	150	140	142
DBO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	150	145	250	292	256	219
DBO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	62	61	109	97	115	117
P _T (mgP.l ⁻¹)	5.9	5.7	7.0	7.3	6.9	6.5
P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	4.3	4.1	4.7	4.6	4.1	3.8
N _T (mgN.l ⁻¹)	41.0	42.3	58.0	61.0	51.5	50.9
N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	39.0	37.8	46.0	44.6	41.0	40.4
N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	34.9	35.8	43.1	41.4	35.3	37.4
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	22.1	23.0	38.6	41.5	28.7	29.3
pH	7.59	7.65	7.56	7.61	7.56	7.54
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	400	411	415	414	417	422

Taula 6.6. Valors experimentals i simulats per a l'efluent del decantador amb la configuració APT.

Experiment	A1		A2		A3	
TRS (d)	7		7		8	
TRH (h)	6		5		5	
Q _R (l.h ⁻¹)	1.5		2.0		2.0	
Paràmetre	EXP	SIM	EXP	SIM	EXP	SIM
ST (mg.l ⁻¹)	38510	38331	39290	39408	42915	42033
STV (mg.l ⁻¹)	24377	24285	24321	24443	24547	23981
DQO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	50195	47225	41840	43911	43716	46751
DQO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	595	595	715	766	612	641
P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	10.1	10.2	10.4	10.6	9.9	10.4
N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	71.0	69.1	103.0	106.9	96.0	93.9
N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	66.9	67.1	98.1	103.6	91.8	91.7
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	426.0	419.1	503.0	507.5	476.0	479.1
% Acètic	73.8	74.7	73.8	73.8	73.8	75.5
% Propiònic	26.2	25.3	26.2	26.2	26.2	24.5
pH	7.10	7.11	7.10	7.09	6.80	6.73
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	535	511	602	580	536	484

Taula 6.7. Valors experimentals i simulats per a la purga de fang del decantador amb la configuració APT.

Com es pot observar en aquestes taules, per a l'esquema de funcionament APT, s'ha obtingut una bona concordança entre els valors simulats i els experimentals per als tres punts estudiats. El model ha sigut capaç de simular la generació d'àcids volàtils que es produeix en el decantador primari amb errors bastant baixos, tenint en compte que l'aliment al decantador era molt variable. L'única desviació que es pot apreciar en els tres experiments és una lleugera diferència en la concentració d'àcids volàtils en l'efluent. En els tres experiments simulats, el valor experimental és lleugerament inferior al que prediu el model. Aquestes diferències poden ser degudes a la pèrdua d'àcids per volatilització o la seua assimilació per altres microorganismes no considerats pel model.

6.2 Simulació de l'esquema decantador + fermentador

Bouzas (2003) va simular els resultats experimentals obtinguts amb l'esquema de funcionament de decantador + fermentador, utilitzant el model de sedimentació desenvolupat en aquesta tesi. Els resultats d'aquestes simulacions, per als 10 estats estacionaris experimentats en la planta pilot, varen resultar molt satisfactoris, és a dir, el model va ser capaç d'ajustar tots els punts experimentals amb un únic vector de paràmetres. Únicament per a un experiment (el B8) va ser necessari modificar els valors d'alguns paràmetres per poder representar la possible inhibició del procés per la entrada d'un tòxic, segons ho explica Bouzas en el seu treball.

Per a la simulació d'aquest esquema de funcionament, Bouzas va utilitzar els mateixos paràmetres estequiomètrics del model de qualitat mostrats en la Taula 6.4. Els valors dels paràmetres cinètics utilitzats es mostren en la Taula 6.8.

Pel que fa als paràmetres del model de sedimentació, en la Taula 6.9 es mostren els valors utilitzats per Bouzas (2003) en les simulacions de cada experiment.

Paràmetre	unitats	Valor utilitzat
Hidròlisi		
k_H	d^{-1}	40
K_X	$g \text{ DQO} \cdot g^{-1} \text{ DQO}$	153
Bacteris acidogènics		
μ_{ACID}	d^{-1}	0.98
b_{ACID}	d^{-1}	0.33
$K_{S,F}$	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	31
$K_{I,A}$	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	6500
Bacteris acetogènics		
μ_{ACET}	d^{-1}	0.58
b_{ACET}	d^{-1}	0.028
$K_{S,PRO}$	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	5
$K_{I,A}$	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	2700
K_{I,H_2}	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	3
Bacteris hidrogenotròfics		
μ_{MH_2}	d^{-1}	0.76
b_{MH_2}	d^{-1}	0.112
K_{S,H_2}	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	0.1

Taula 6.8. Paràmetres cinètics del model de qualitat utilitzats en les simulacions de l'esquema decantador + fermentador (Adaptada de Bouzas, 2003).

Paràmetres de sedimentació				
Experiment	IVF ($ml \cdot g^{-1}$)	V_0 ($m \cdot d^{-1}$)	r_h ($m^3 \cdot g^{-1}$)	f_{ns} (%)
B1	18.0	435.1	0.000157	45.0
B2	18.0	435.1	0.000157	35.5
B3	22.5	418.2	0.000180	37.0
B4	20.4	426.0	0.000170	34.3
B5	19.3	430.1	0.000164	53.8
B6	20.2	426.7	0.000168	55.7
B7	20.2	426.7	0.000168	61.0
B8	18.0	435.1	0.000157	47.5
B9	19.8	428.2	0.000166	62.2
B10	22.5	418.2	0.000180	66.0

Taula 6.9. Paràmetres de sedimentació utilitzats per Bouzas (2003) en les simulacions de l'esquema decantador + fermentador.

Com es pot observar en aquesta taula, els valors de IVF, V_0 i r_h es mantenen pràcticament constants per a tots els experiments simulats. En canvi, el valor de la fracció de sòlids no sedimentable (f_{ns}) varia bastant d'un experiment a l'altre. En l'apartat següent es discuteix la variabilitat d'aquest paràmetre.

6.3 Discussió dels resultats obtinguts en les calibracions

La discussió dels resultats obtinguts en la calibració i validació del model, aplicat al procés de fermentació – elutriació de fang primari, s’ha centrat en explicar les diferències observades en els paràmetres cinètics i de sedimentació obtinguts per als dos esquemes de funcionament assajats.

6.3.1 Paràmetres cinètics

Pel que fa als paràmetres cinètics, si es compara els valors de la Taula 6.5, obtinguts per a l’esquema APT, amb els de la Taula 6.8, obtinguts en la simulació del fermentador agitat, s’observa l’efecte d’aquest canvi d’esquema de funcionament sobre el procés de fermentació del fang primari. Els paràmetres que mostren majors diferències són la semisaturació del procés d’hidròlisi (K_X) i la semisaturació del procés de fermentació ($K_{S,F}$). El paràmetre de semisaturació per al propiònic, en el creixement dels microorganismes acetogènics, també és lleugerament diferent a l’obtingut amb el sistema de funcionament APT, encara que en menor diferència que els paràmetres anteriors. A continuació s’expliquen les possibles causes d’aquestes diferències:

- Al realitzar la fermentació del fang en el fons del decantador primari, la concentració de S_F disponible per als microorganismes era menor que en el sistema de mescla completa (fermentador agitat). Així, els microorganismes predominants en el sistema APT presenten una major afinitat pel substrat que els del sistema decantador + fermentador. D’aquesta manera, el valor de $K_{S,F}$ serà inferior en el primer esquema.
- Pel que fa al procés d’hidròlisi, el valor de K_X és superior en el sistema APT que en el sistema de mescla completa, la qual cosa indica una menor afinitat. Com s’ha comentat en la introducció, el procés d’hidròlisi es pot entendre com un procés superficial dut a terme pels enzims extracel·lulars segregats pels microorganismes acidogènics. El procés d’agitació en el fermentador podria afavorir la hidròlisi pel fet d’homogeneïtzar les concentracions d’enzims extracel·lulars i de substrat orgànic particulat en tot el volum de reacció.

6.3.2 Paràmetres de sedimentació

Els valors de IVF obtinguts per als experiments realitzats amb l'esquema APT són lleugerament superiors als de l'esquema decantador + fermentador. L'ús del fermentador sembla que millora la sedimentabilitat del fang, possiblement per l'efecte de la major agitació del fang en aquest element. Aquesta agitació podria eliminar la possible formació de gasos i homogeneïtzar el fang, la qual cosa afavoreix la seua sedimentació i compressió en el decantador. En l'esquema APT el fang es manté en condicions més estàtiques i la formació de gasos podria impedir la compressió del fang.

Pel que fa al paràmetre f_{ns} , aquest presenta una gran variabilitat. Com ja s'ha comentat, aquest paràmetre es va obtenir de l'ajust de la concentració de sòlids en l'efluent, és a dir, de l'eliminació de sòlids en el decantador. D'aquests resultats es pot deduir que el procés de fermentació i elutriació del fang afecta a la capacitat d'eliminació de sòlids del decantador. En un primer moment es va pensar que el cabal de recirculació del fang podia empitjorar la capacitat de sedimentació del decantador. Observant les condicions d'operació de cada experiment, es va rebutjar aquesta hipòtesi, perquè experiments realitzats a cabals superiors, com ara el B1, presentaven eliminacions de sòlids superiors a altres amb cabals de recirculació inferiors (B6, B7, B10).

Per poder observar l'efecte de les condicions d'operació del sistema, en la Figura 6.2 s'ha representat el valor d'aquest paràmetre en funció del temps de retenció de sòlids en el sistema. Com es pot veure en aquesta gràfica, l'augment del temps de retenció de sòlids porta associat un augment de la fracció de sòlids no sedimentables en el fang. Aquest comportament podria ser degut a tres motius:

- L'augment del mant de fangs, associat a un augment en el TRS, podria provocar una resuspensió dels sòlids en el decantador per arrossegament amb el cabal de l'efluent.
- La variació del percentatge de sòlids volàtils en l'aigua residual d'entrada podria afectar a la sedimentació, ja que els sòlids volàtils solen tenir una densitat inferior als no volàtils i sedimenten pitjor.
- El material particulat complex podria patir un procés de disgregació, donant partícules menors i més simples, que formarien part de la fracció no sedimentable dels sòlids suspesos.

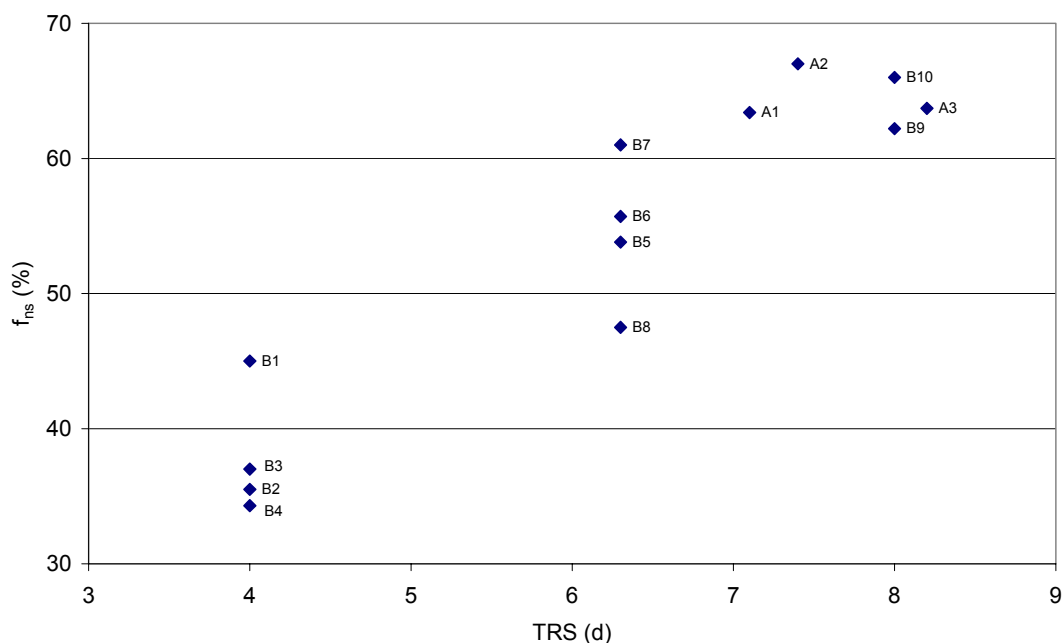


Figura 6.2. Variació de la fracció de sòlids no sedimentables (f_{ns}) en les diferents condicions d'operació de la planta pilot.

Els dos primers motius es poden descartar, ja que el mant de fangs es trobava bastant baix com per a fer possible la resuspensió de sòlids, i no es va observar que percentatges elevats de sòlids volàtils es correspongueren amb eliminacions de sòlids suspesos baixes.

Per tant, en aquest treball s'ha optat per l'explicació del tercer punt, ja que el procés de disgregació es veuria afavorit per un major temps de residència de la matèria orgànica particulada en el sistema.

6.4 Modificacions del model

En les dades experimentals d'eliminació de sòlids suspesos en el decantador, mostrades en l'apartat anterior, s'observa que a mesura que augmenta el temps de retenció dels sòlids en el sistema disminueix l'eficàcia en la separació de sòlids del decantador primari.

Per poder representar la disminució de l'eficàcia en la separació de sòlids observada en el procés de fermentació – elutriació a escala pilot, s'ha modificat el model mitjançant la incorporació d'un procés de disgregació dels sòlids sedimentables. Aquest procés permet simular el trencament dels flocs que es produeix en la planta per diversos processos

biològics i/o físics, i s'ha abordat com un procés cinètic extracel·lular mitjançant una cinètica de primer ordre. El resultat d'aquesta disgregació és l'augment de la fracció de sòlids no sedimentables, amb el consegüent augment de la concentració de sòlids a l'efluent del decantador.

En aquest apartat es descriu la modificació realitzada en el model i en l'apartat següent es mostren els resultats de les simulacions realitzades tenint en compte aquesta modificació.

6.4.1 Incorporació del procés de disgregació

La modificació realitzada en el model consisteix en la introducció d'un nou procés cinètic de disgregació de la matèria orgànica particulada sedimentable, donant com a resultat material orgànic particulat no sedimentable. Per incloure aquest nou procés és necessari la separació de la matèria orgànica particulada (X_I i X_S) i el material particulat no volàtil (X_{NV}) en dues fraccions, una sedimentable i l'altra no sedimentable. A efectes dels processos biològics on intervien els components X_I i X_S , s'ha considerat que aquests processos no es veuen afectats per la forma en què es troben aquests components (sedimentable o no sedimentable). Pel que fa al component X_{NV} , com que aquest no intervé en cap procés biològic, la seua divisió en sedimentable i no sedimentable tampoc afectarà al model de qualitat.

Així, el procés de disgregació introduït en el model implica la divisió del material particulat en fracció sedimentable i no sedimentable amb la fi de poder distingir la fracció que no sedimenta de cada component. Per als components que corresponen a la concentració de biomassa no s'ha introduït aquest procés de disgregació ja que la seua concentració en un decantador primari és menyspreable. La disgregació aplicada a aquests components no tindria gaire efecte en els resultats obtinguts i, en canvi, suposaria incrementar el model en 7 variables d'estat (la fracció no sedimentable de cada grup de microorganismes), augmentant considerablement la seua complexitat.

Per a la introducció d'aquest procés de disgregació s'ha conservat els components X_{NV} , X_I i X_S en el model biològic, tal i com estaven anteriorment, i s'ha afegit únicament els components X_{NVd} (X_{NV} disgregat), X_{Id} (X_I disgregat) i X_{Sd} (X_S disgregat) com a components particulats no sedimentables. Amb aquesta modificació, el balanç de X_{NV} , de X_I i de X_S en les diverses capes en què es discretitza el decantador s'aplica considerant que únicament la fracció sedimentable es mou d'una capa a l'altra d'acord amb els cabals calculats per

als components sedimentables. Per la seua banda, les fraccions no sedimentables de X_{NV} , X_I i X_S , és a dir, X_{NVd} , X_{Id} i X_{Sd} , es mouen d'una capa a l'altra d'acord amb els cabals obtinguts per als components solubles.

Els fenòmens que afavoreixen el procés de disgregació poden ser diversos, però l'efecte del temps de retenció de sòlids observat en la planta pilot fa pensar que es podria tractar d'un procés biològic d'atac enzimàtic previ a l'assimilació de la matèria orgànica suspesa unit a altres processos de trencament per esforços tallants que es produeixen en el sistema. A mesura que augmenta el temps de residència del fang en el sistema, la disgregació dels flòculs seria major.

El model ADM1 (Batstone, *et al.*, 2002), per poder representar la lisi del material cel·lular produït en la mort dels microorganismes i també dels materials complexes, incorpora un procés semblant, anomenat desintegració del material orgànic complex. Aquest model defineix el procés de desintegració com el conjunt de processos extracel·lulars, biològics i no biològics, que provoquen el trencament o disgregació del material orgànic complex per a donar material orgànic particulat (carbohidrats, proteïnes i lípids), material inert particulat i material inert soluble. Els productes orgànics de la desintegració, és a dir, carbohidrats, proteïnes i lípids, són transformats en monosacàrids, aminoàcids i àcids grassos de cadena llarga mitjançant el procés d'hidròlisi enzimàtica.

Tanmateix, aquest model no es preocupa per l'efecte que té la desintegració en la sedimentabilitat del fang, ja que l'ADM1 fou desenvolupat per a processos de digestió anaeròbia de fangs, on la sedimentació del fang no és important. Altres autors també han utilitzat aquesta aproximació per als processos de digestió de fangs biològics i fangs primaris (Pavlostathis i Gossett, 1986, 1988; Vavilin *et al.*, 1999).

A continuació es descriu la modificació realitzada en el model per poder incorporar aquest procés.

6.4.1.1 Estequiometria del procés de disgregació

Com s'ha comentat anteriorment, aquest procés consisteix en la transformació del material particulat complex (sedimentable) en material disgregat (no sedimentable).

De l'anàlisi de les dades experimentals de sòlids suspesos totals i sòlids suspesos volàtils en els corrents de purga de fang i efluent del decantador primari s'ha deduït que la

velocitat de disgregació dels sòlids no volàtils era menor que la dels sòlids volàtils. Per tenir en compte aquest efecte, la disgregació del material particulat sedimentable s'ha modelat mitjançant dos processos cinètics diferents, un per als sòlids volàtils i l'altre per als sòlids no volàtils.

Disgregació del material particulat volàtil

El material complex volàtil, representat per X_{CV} (en mg SST/l), correspon a la suma de les fraccions sedimentables de X_I i X_S , que en principi estan subjectes al procés de disgregació, és a dir:

$$X_{CV} = (X_I - X_{Id}) \cdot i_{TSS, XI} + (X_S - X_{Sd}) \cdot i_{TSS, XS} \quad \text{Eq. 6.10}$$

on X_{CV} representa el material particulat volàtil sedimentable subjecte al procés de disgregació, i X_I i X_S representen el total (sedimentable + no sedimentable) de material particulat orgànic inert i biodegradable, respectivament. X_{Id} i X_{Sd} representen les fraccions disgregades d'aquests components, és a dir, les fraccions de X_I i X_S que no sedimenten, mesurades en unitats de DQO.

El model assumeix que tots els flòculs tenen la mateixa proporció de X_I i X_S existent en el medi de reacció (composició homogènia dels flòculs) i, per tant, la disgregació dels flòculs donarà unes quantitats de X_{Id} i X_{Sd} proporcionals a les quantitats relatives de cada component en el medi. D'aquesta manera es manté la proporció de cada component existent en els flòculs. Així, la quantitat de X_{Id} i X_{Sd} que es forma per unitat de X_{CV} que es disgrega ve donada per les següents expressions:

$$f_{XId} = \frac{(X_I - X_{Id}) \cdot i_{TSS, XI}}{X_{CV}} \quad \text{Eq. 6.11}$$

$$f_{XSd} = \frac{(X_S - X_{Sd}) \cdot i_{TSS, XS}}{X_{CV}} = 1 - f_{XId} \quad \text{Eq. 6.12}$$

on:

f_{XId} quantitat de X_{Id} que es forma per unitat de X_{CV} que es disgrega.

f_{XSd} quantitat de X_{Sd} que es forma per unitat de X_{CV} que es disgrega.

Disgregació del material particulat no volàtil

El material complex no volàtil, representat per X_{CNV} (en mg SST/l), correspon a la fracció sedimentable de X_{NV} , que en principi està subjecta al procés de disgregació, és a dir:

$$X_{CNV} = X_{NV} - X_{NVd} \quad \text{Eq. 6.13}$$

on X_{CNV} representa el material particulat no volàtil sedimentable subjecte al procés de disgregació, X_{NV} representa el total (sedimentable + no sedimentable) de material particulat no volàtil, i X_{NVd} representa la fracció disgregada d'aquest component, és a dir, la fracció de X_{NV} que no sedimenta. Per cada unitat de X_{CNV} que es disgrega, apareixerà una unitat de X_{NVd} , augmentant la fracció no sedimentable d'aquest component en el fang.

6.4.1.2 Cinètica del procés de disgregació

Tenint en compte que la disgregació és un procés extracel·lular que no depèn de la concentració de microorganismes en el sistema, la velocitat d'aquest procés, tant per als sòlids volàtils com per als no volàtils, s'ha modelat mitjançant una cinètica de primer ordre respecte de la quantitat de material particulat sedimentable subjecte al procés de disgregació. El valor de les constants de velocitat per a cada procés s'ha determinat per ajust de les dades experimentals.

Les equacions següents mostren les expressions cinètiques utilitzades per als processos de disgregació del material complex volàtil i el material complex no volàtil, respectivament:

$$r_j = k_{DisV} \cdot X_{CV} \quad \text{Eq. 6.14}$$

$$r_j = k_{DisNV} \cdot X_{CNV} \quad \text{Eq. 6.15}$$

on:

- k_{DisV} velocitat de disgregació de material particulat volàtil sedimentable (d^{-1}).
- X_{CV} material particulat volàtil sedimentable (mg SST/l).
- k_{DisNV} velocitat de disgregació de material particulat no volàtil sedimentable (d^{-1}).
- X_{CNV} material particulat no volàtil sedimentable (mg SST/l).

En aquestes equacions, X_{CV} i X_{CIV} no representen variables d'estat noves sinó que es poden calcular a partir de les variables existents (Equacions 6.10 i 6.13, respectivament).

L'ús d'aquesta cinètica de primer ordre resulta raonable, donada la diversitat de processos que poden estar implicats en la disgregació dels flocs. A més, tots els models existents en la bibliografia que inclouen el procés de disgregació utilitzen aquesta cinètica.

6.4.2 Efecte de la disgregació en la sedimentació dels fangs

La disgregació del fang té un efecte directe sobre la fracció de sòlids no sedimentables en el sistema i , per tant, afectarà a la concentració de sòlids suspesos que s'obtinga a l'efluent del decantador primari. Així, l'eliminació de sòlids en el decantador empitjorarà, degut a aquest procés cinètic, a mesura que augmente el temps de retenció dels sòlids en el sistema.

Per tenir en compte aquest augment en la fracció de sòlids no sedimentables, el balanç de X_{NV} , de X_I i de X_S que s'aplicava a totes les capes del decantador s'ha modificat, incorporant la contribució de cadascuna de les fraccions (sedimentable i no sedimentable).

En l'Equació 6.16 es mostra, com a exemple, el balanç en estat estacionari (escrit en notació matricial) que s'aplicaria al component X_I en totes les capes del decantador ($X_{I,i}$) tenint en compte aquesta modificació.

$$\begin{pmatrix} a_{1,1} + c_{I,1} & a_{1,2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & a_{2,2} + c_{I,2} & a_{2,3} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & a_{3,3} + c_{I,3} & a_{3,4} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & a_{f,f} + c_{I,f} & 0 & 0 & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & a_{n-1,n-2} & a_{n-1,n-1} + c_{I,n-1} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & a_{n,n-1} & a_{n,n} + c_{I,n} \end{pmatrix} \times \begin{pmatrix} X_{I,1} \\ X_{I,2} \\ X_{I,3} \\ X_{I,f} \\ \dots \\ X_{I,n-1} \\ X_{I,n} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} -d_{I,1} \\ -d_{I,2} \\ -d_{I,3} \\ b_{I,f} - d_{I,f} \\ \dots \\ -d_{I,n-1} \\ -d_{I,n} \end{pmatrix} \quad \text{Eq. 6.16}$$

De manera anàloga a l'Equació 4.43, en aquesta equació, $c_{I,i}$ i $d_{I,i}$ corresponen als termes dependent i independent, respectivament, de les equacions de generació de X_I en la capa i del decantador, calculats com s'ha explicat en l'apartat 4.3.4 (Equació 4.42). El terme independent $b_{I,f}$ representa el flux màssic de X_I que entra al decantador per la capa d'alimentació (capa f).

La modificació del model es basa en la forma d'obtenir els coeficients del flux de X_I (representats pels coeficients $a_{i,j}$ en l'Equació 6.16). Aquests coeficients es poden obtenir a partir de la següent expressió:

$$a_{i,j} = \frac{X_{I,i} - X_{Id,i}}{X_{I,i}} \cdot q_{T,i} + \frac{X_{Id,i}}{X_{I,i}} \cdot q_{B,i} \quad \text{Eq. 6.17}$$

on $q_{T,i}$ i $q_{B,i}$ representen en aquest exemple els coeficients de cabal de component X_I sedimentable i no sedimentable, respectivament, calculats segons s'ha explicat en l'apartat 4.3.4 (Figura 4.16).

Com es pot observar en aquesta equació, la contribució als fluxos d'entrada i sortida de cada capa és doble:

- la que correspon a la X_I sedimentable ($X_I - X_{Id}$), fracció que es mou junt amb els flocs de sòlids suspesos, governada pel flux total de sòlids (J_T), i
- la que correspon a la X_I no sedimentable (X_{Id}), fracció que es mou lliurement amb l'aigua, governada pel flux per arrossegament (J_B).

Com es mostra en l'Equació 6.16, el balanç dels components X_{NV} , X_I i X_S al decantador es realitza únicament per als seus valors totals i no per a cada fracció per separat. Així, la modificació del model afectarà únicament a la manera de moure's en l'interior del decantador de les diferents fraccions de X_{NV} , X_I i X_S , però no afecta per a res als processos biològics on participen aquests components. Les noves variables d'estat (X_{NVd} , X_{Id} i X_{Sd}) han sigut introduïdes en el model únicament per poder representar com afecta la seua formació als processos de sedimentació.

6.5 Simulació de la planta pilot amb el nou model

L'esquema decantador + fermentador s'ha simulat amb el model modificat, obtenint una bona aproximació de les dades experimentals amb l'ús d'un mateix conjunt de paràmetres per a tots els experiments. A continuació es mostren els valors dels paràmetres del model obtinguts de l'ajust de les dades experimentals.

Paràmetres de sedimentació:

En la Taula 6.10 es mostren els valors dels paràmetres de sedimentació utilitzats per simular les dades de l'esquema de funcionament decantador + fermentador.

Paràmetre	unitats	Valor utilitzat
IVF	$\text{ml}\cdot\text{g}^{-1}$	22
V_o	$\text{m}\cdot\text{d}^{-1}$	420
r_h	$\text{m}^3\cdot\text{g}^{-1}$	0.00018
V_o'	$\text{m}\cdot\text{d}^{-1}$	200
r_p	$\text{m}^3\cdot\text{g}^{-1}$	0.002

Taula 6.10. Paràmetres de sedimentació utilitzats en les simulacions de l'esquema decantador + fermentador amb el model modificat.

Pel que fa al paràmetre f_{ns} de l'aigua d'entrada, anteriorment a la modificació del model, el seu valor s'ajustava per simulació amb la finalitat d'ajustar els sòlids suspesos a l'efluent del decantador. Tanmateix, amb la modificació del model, els sòlids suspesos que s'obtenen a l'efluent s'ajusten mitjançant les velocitats de disgregació del material complex sedimentable volàtil i no volàtil. Així, la f_{ns} ha deixat de ser un paràmetre a ajustar i passa a ser un valor que es pot mesurar analíticament de manera senzilla.

Aquests valors es van determinar experimentalment deixant decantar una mostra d'un litre d'aigua residual d'entrada durant el temps suficient com per assegurar la sedimentació de tots els sòlids sedimentables. El valor de f_{ns} s'obté com la concentració de sòlids existent en la suspensió clarificada dividida per la concentració de sòlids existent abans de la decantació, expressat en tant per cent, és a dir:

$$f_{ns} = \frac{SS_f}{SS_0} \cdot 100 \quad \text{Eq. 6.18}$$

on:

SS_f concentració de sòlids en el sobrenadant després de decantar un litre d'aigua residual influent durant 8 hores (mg SST/l).

SS_0 concentració de sòlids en l'aigua residual influent (mg SST/l).

La Taula 6.11 mostra els valors de f_{ns} de l'aigua d'entrada utilitzats en les simulacions. Com que aquest valor era bastant variable d'un dia a l'altre, s'han utilitzat els valors mitjos obtinguts durant els dies en què es trobava el sistema en estat estacionari.

Experiment	B1	B2	B3	B4	B5	B6	B7	B8	B9	B10
f_{ns} (%)	26	26	17	10	26	26	32	18	31	26

Taula 6.11. Valors de f_{ns} de l'aigua d'entrada utilitzats en les simulacions de l'esquema decantador + fermentador amb el model modificat.

En aquesta taula es pot observar com el valor de f_{ns} de l'aigua d'entrada es manté en un 26% en la major part dels punts experimentals. Tanmateix, per als experiments B3, B4 i B8, la fracció de sòlids no sedimentables en l'aigua d'entrada baixa a valors de 17%, 10% i 18%, respectivament. Aquests experiments corresponen als mesos de febrer i març de 2002, mesos en els quals es van donar una sèrie de condicions que podrien afavorir la sedimentabilitat dels sòlids. Durant aquests mesos es van produir pluges intenses i continuades, modificant les característiques de l'aigua residual influent a la planta. A més, durant aquest període es van produir també recirculacions esporàdiques de fang digerit a capçalera de la planta industrial, degut a problemes puntuals d'evacuació del fang. Aquest fang contenia un excés de clorur fèrric, utilitzat en la planta industrial com a reactiu segrestant dels compostos de sofre en forma de sulfur de ferro per evitar la formació de sulfur d'hidrogen en la digestió anaeròbia. La barreja d'aquest fang amb l'aigua d'entrada afavoriria la sedimentació dels sòlids, per l'acció floculant del clorur fèrric, disminuint la fracció de sòlids no sedimentables de l'aigua residual influent a la planta pilot.

Paràmetres del model de qualitat:

En la Taula 6.12 es mostren els valors dels paràmetres cinètics del model de qualitat utilitzats en les simulacions. En aquesta taula s'han afegit els paràmetres de velocitat corresponents al procés de disgregació dels sòlids volàtils (k_{DisV}) i dels sòlids no volàtils (k_{DisNV}). Aquest paràmetres s'han ajustat amb la finalitat de simular les concentracions de sòlids suspesos (tant volàtils com no volàtils) obtingudes en els corrents purga de fang i efluent del decantador.

Com es pot veure en aquesta taula, la velocitat de disgregació dels sòlids no volàtils és aproximadament la meitat que la disgregació dels sòlids volàtils. Aquest fet sembla lògic

ja que els sòlids no volàtils són més resistents als esforços tallants que els sòlids volàtils i, a més, no estan subjectes als processos bioquímics de desintegració que sí afecten als sòlids volàtils.

Paràmetre	unitats	Valor utilitzat
Disgregació		
k_{DesV}	d^{-1}	0.29
k_{DesNV}	d^{-1}	0.13
Hidròlisi		
k_H	d^{-1}	41.5
K_X	$g\ DQO \cdot g^{-1}\ DQO$	170
Bacteris acidogènics		
μ_{ACID}	d^{-1}	1.02
b_{ACID}	d^{-1}	0.33
$K_{S,F}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	99.0
$K_{I,A}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	6500
Bacteris acetogènics		
μ_{ACET}	d^{-1}	0.52
b_{ACET}	d^{-1}	0.03
$K_{S,PRO}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	10.0
$K_{I,A}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	2500
$K_{I,H2}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	1.6
Bacteris hidrogenotròfics		
μ_{MH2}	d^{-1}	0.75
b_{MH2}	d^{-1}	0.12
$K_{S,H2}$	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	0.3

Taula 6.12. Paràmetres cinètics del model de qualitat utilitzats en les simulacions de l'esquema decantador + fermentador.

La taula també mostra els paràmetres de creixement dels microorganismes que han sigut ajustats en aquestes simulacions. Tots els experiments han sigut ajustats amb el mateix conjunt de paràmetres cinètics, a excepció de l'experiment B8. Per poder simular aquest punt s'ha hagut d'augmentar el valor dels paràmetres de mort per als diferents grups de microorganismes considerats i disminuir la velocitat d'hidròlisi. La modificació d'aquests paràmetres es justifica per la possible entrada d'un tòxic durant la realització de l'experiment F8. Per tant, aquest experiment ha sigut simulat amb els següents valors de la velocitat d'hidròlisi i de lisi dels microorganismes:

Paràmetre	unitats	Valor utilitzat
k_H	d^{-1}	23.7
b_{ACID}	d^{-1}	0.43
b_{ACET}	d^{-1}	0.04
b_{MH2}	d^{-1}	0.23

Taula 6.13. Paràmetres cinètics utilitzats en la simulació de l'experiment B8.

La resta de paràmetres utilitzats en la simulació d'aquest experiment s'han mantingut en els valors mostrats en la Taula 6.12.

En tots els punts experimentals s'ha mantingut els paràmetres estequiomètrics en els valors mostrats en la Taula 6.4.

6.5.1 Comparació de les dades experimentals i simulades

En la Taula 6.14 i la Taula 6.15 es mostren els resultats obtinguts en les simulacions, comparats amb els valors experimentals per als distints experiments realitzats a 4 dies de temps de retenció de sòlids.

Experiment	B1	B2	B3	B4
TRS (d)	4	4	4	4
TRH (h)	4	6	9	12
Q_R ($l \cdot h^{-1}$)	4.5	3.0	1.9	1.4
T ($^{\circ}C$)	20.0	21.7	20.0	20.0

Paràmetre	EXP	SIM	EXP	SIM	EXP	SIM	EXP	SIM
SS ($mg \cdot l^{-1}$)	101	105	70	71	71	71	65	66
SSV ($mg \cdot l^{-1}$)	74	73	55	53	58	55	52	51
DQO_T ($mgO_2 \cdot l^{-1}$)	266	274	199	198	169	226	170	231
DQO_{SOL} ($mgO_2 \cdot l^{-1}$)	145	146	110	116	119	124	138	147
P_T ($mgP \cdot l^{-1}$)	4.7	4.4	4.8	4.5	4.5	4.5	4.5	4.0
$P-PO_4$ ($mgP \cdot l^{-1}$)	3.7	3.4	3.4	3.3	2.9	2.8	3.2	3.0
N_T ($mgN \cdot l^{-1}$)	39.0	39.9	41.0	40.6	36.5	35.8	39.0	39.9
N_{TSOL} ($mgN \cdot l^{-1}$)	36.0	35.1	38.0	37.7	31.0	30.9	36.5	35.6
$N-NH_3$ ($mgN \cdot l^{-1}$)	31.8	30.3	27.3	28.2	24.2	24.5	23.6	22.7
AGV ($mgAcètic \cdot l^{-1}$)	28.7	28.6	30.8	29.1	23.3	22.3	18.3	16.4
pH	7.40	7.61	7.50	7.62	7.65	7.63	7.80	7.78
ALC ($mgCaCO_3 \cdot l^{-1}$)	380	379	352	320	350	355	365	361

Taula 6.14. Valors experimentals i simulats de l'efluent del decantador per als punts realitzats a 4 dies de temps de retenció de sòlids amb la configuració decantador + fermentador.

Experiment	B1		B2		B3		B4	
TRS (d)	4		4		4		4	
TRH (h)	4		6		9		12	
Q _R (l.h ⁻¹)	4.5		3.0		1.9		1.4	
T (°C)	20.0		21.7		20.0		20.0	
Paràmetre	EXP	SIM	EXP	SIM	EXP	SIM	EXP	SIM
ST (mg.l ⁻¹)	19489	20499	18039	17617	20198	18680	21956	20418
STV (mg.l ⁻¹)	11732	12370	10859	10473	11876	11506	12098	12159
DQO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	21321	22283	19149	16627	20452	22233	22735	20709
DQO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	523	505	582	534	720	744	700	706
P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	5.9	6.8	6.8	6.9	9.5	11.6	8.7	9.7
N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	52.0	57.6	63.0	67.5	58.3	61.2	61.0	64.3
N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	49.2	50.3	49.7	48.0	48.9	50.0	45.2	47.0
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	265.0	264.2	359.0	339.8	434.0	442.5	437.0	423.3
% Acètic	95.0	94.6	96.0	95.9	84.9	84.4	86.5	86.5
% Propiònic	5.0	5.4	4.0	4.1	15.1	15.6	13.5	13.5
pH	7.24	7.22	7.17	7.18	7.10	7.11	7.10	7.09
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	503	453	441	426	476	448	466	448

Taula 6.15. Valors experimentals i simulats de la purga de fang del fermentador per als punts realitzats a 4 dies de temps de retenció de sòlids amb la configuració decantador + fermentador.

En la Taula 6.16 i la Taula 6.17 es poden comparar els resultats obtinguts en les simulacions amb els valors experimentals per als diferents experiments realitzats a 6 dies de temps de retenció de sòlids.

Experiment	B5		B6		B7		B8	
TRS (d)	6		6		6		6	
TRH (h)	4		6		9		12	
Q _R (l.h ⁻¹)	4.6		3.1		2.0		1.5	
T (°C)	20.8		20.0		20.0		20.0	
Paràmetre	EXP	SIM	EXP	SIM	EXP	SIM	EXP	SIM
SS (mg.l ⁻¹)	125	119	117	118	126	121	92	92
SSV (mg.l ⁻¹)	93	83	86	85	105	83	71	69
DQO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	295	294	273	280	289	296	247	255
DQO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	138	147	140	141	154	158	131	128
P _T (mgP.l ⁻¹)	5.9	5.7	5.9	5.4	5.4	5.5	4.9	4.7
P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	4.0	4.3	3.2	3.2	3.8	3.8	3.6	2.9
N _T (mgN.l ⁻¹)	37.5	38.5	48.0	47.7	52.0	52.8	41.0	38.3
N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	33.0	33.3	43.0	42.3	46.5	47.2	32.0	32.0
N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	25.8	25.4	36.2	35.2	38.3	38.6	23.1	23.4
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	37.5	36.0	24.0	23.6	21.5	21.2	21.9	22.2
pH	7.50	7.52	7.50	7.57	7.60	7.61	7.60	7.62
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	324	318	333	318	391	399	384	374

Taula 6.16. Valors experimentals i simulats de l'efluent del decantador per als punts realitzats a 6 dies de temps de retenció de sòlids amb la configuració decantador + fermentador.

Experiment	B5		B6		B7		B8	
TRS (d)	6		6		6		6	
TRH (h)	4		6		9		12	
Q _R (l.h ⁻¹)	4.6		3.1		2.0		1.5	
T (°C)	20.8		20.0		20.0		20.0	
Paràmetre	EXP	SIM	EXP	SIM	EXP	SIM	EXP	SIM
ST (mg.l ⁻¹)	22550	21716	21465	20980	18545	18152	26866	25394
STV (mg.l ⁻¹)	14342	13729	13373	13176	11906	11065	15314	15079
DQO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	24803	24467	22628	22286	20415	19123	28682	28771
DQO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	535	530	530	534	659	655	870	876
P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	8.1	8.1	7.2	9.2	9.8	9.8	9.0	10.9
N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	50.0	57.8	63.0	63.6	75.0	81.4	82.0	78.5
N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	41.4	46.2	52.9	53.5	65.6	67.7	59.6	60.6
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	333.0	334.7	327.0	320.3	376.0	379.3	477.0	482.4
% Acètic	94.0	94.1	90.0	90.2	89.7	89.4	72.0	71.9
% Propiònic	6.0	5.9	10.0	9.8	10.3	10.6	28.0	28.1
pH	7.10	7.07	7.18	7.14	7.10	7.14	6.90	6.95
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	410	395	465	412	502	505	483	469

Taula 6.17. Valors experimentals i simulats de la purga de fang del fermentador per als punts realitzats a 6 dies de temps de retenció de sòlids amb la configuració decantador + fermentador.

La Taula 6.18 i la Taula 6.19 mostren els resultats obtinguts en les simulacions, comparats amb els valors experimentals per als diferents experiments realitzats a 8 dies de temps de retenció de sòlids.

Experiment	B9		B10	
TRS (d)	8		8	
TRH (h)	4		12	
Q _R (l.h ⁻¹)	4.6		1.5	
T (°C)	20.6		20.0	
Paràmetre	EXP	SIM	EXP	SIM
SS (mg.l ⁻¹)	151	149	140	137
SSV (mg.l ⁻¹)	118	111	108	106
DQO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	380	375	380	367
DQO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	175	186	170	180
P _T (mgP.l ⁻¹)	6.8	6.6	5.2	5.2
P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	4.9	4.9	3.7	3.6
N _T (mgN.l ⁻¹)	48.5	49.4	47.0	48.2
N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	44.0	43.5	43.0	42.4
N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	38.9	38.2	34.5	34.1
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	35.6	37.5	24.3	24.1
pH	7.51	7.56	7.52	7.66
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	378	359	393	374

Taula 6.18. Valors experimentals i simulats de l'efluent del decantador per als punts realitzats a 8 dies de temps de retenció de sòlids amb la configuració decantador + fermentador.

Experiment	B9		B10	
TRS (d)	8		8	
TRH (h)	4		12	
Q _R (l.h ⁻¹)	4.6		1.5	
T (°C)	20.6		20.0	
Paràmetre	EXP	SIM	EXP	SIM
ST (mg.l ⁻¹)	22593	22667	21763	21811
STV (mg.l ⁻¹)	14821	14983	14668	14890
DQO _T (mgO ₂ .l ⁻¹)	24706	25903	27165	27170
DQO _{SOL} (mgO ₂ .l ⁻¹)	510	510	815	814
P-PO ₄ (mgP.l ⁻¹)	7.6	8.0	8.8	9.6
N _{TSOL} (mgN.l ⁻¹)	61.0	59.9	81.0	73.3
N-NH ₃ (mgN.l ⁻¹)	51.1	54.9	61.9	62.6
AGV (mgAcètic.l ⁻¹)	338.0	338.7	541.0	542.5
% Acètic	92.7	92.8	91.5	91.5
% Propiònic	7.3	7.2	8.5	8.5
pH	7.14	7.15	7.10	7.07
ALC (mgCaCO ₃ .l ⁻¹)	392	414	432	454

Taula 6.19. Valors experimentals i simulats de la purga de fang del fermentador per als punts realitzats a 8 dies de temps de retenció de sòlids amb la configuració decantador + fermentador.

Com es pot observar en aquestes taules, les simulacions on es troben majors discrepàncies entre les dades experimentals i les simulades són les dels punts B3 i B4, on s'observa una major diferència entre els valors de DQO_T tant en el corrent de purga (Taula 6.15) com en el de l'efluent (Taula 6.14). En aquests punts, la DQO_T simulada per a l'efluent ha resultat al voltant d'un 30% superior al valor experimental, mentre que, pel que fa al corrent de purga, el valor de DQO_T simulat és un 8.7% inferior a l'experimental en el punt B3 i un 8.9% superior en el punt B4. Aquestes diferències poden ser degudes a un major error experimental en la determinació d'aquest paràmetre, sobre tot en el corrent de fang, ja que l'elevada concentració de sòlids del fang afecta significativament a la mesura degut al factor de dilució aplicat. Pel que fa al corrent d'efluent, aquests dos punts són els que presentaven una menor fracció de sòlids no sedimentables, com s'ha comentat en l'apartat anterior. Aquesta millor sedimentabilitat de l'aigua d'entrada podria afectar al valor de la DQO_T en l'efluent del decantador, observant-se experimentalment un valor menor a l'esperat en comparació amb els altres punts. Si observem la Taula 5.15 de l'efecte de la fermentació – elutriació del fang primari en cada experiment, la major disminució de DQO_T respecte de l'aigua residual influent es produeix en aquests dos punts.

El corrent de purga del punt B2 també mostra valors experimentals de DQO_T, DQO_{SOL} i AGV lleugerament superiors als obtinguts per simulació. Tanmateix, en aquest punt no

s'observen diferències importants entre els valors experimentals i simulats en l'efluent del decantador.

Els valors de fósfor i nitrogen soluble també presenten algunes discrepàncies en el corrent de purga en alguns punts experimentals (principalment els punts B3, B6 i B8 per al fósfor i els punts B1, B5 i B7 per al nitrogen). Aquestes diferències poden ser degudes al major error experimental de l'analítica en el fang concentrat, ja que en el corrent d'efluent del decantador no apareix cap diferència important en aquests punts.

Malgrat aquestes diferències concretes, de manera general, es pot afirmar que s'ha obtingut una bona concordança entre els valors simulats i els experimentals per a tots els punts estudiats utilitzant un mateix conjunt de paràmetres cinètics i estequiomètrics. Com s'ha comentat en l'apartat anterior, únicament en el punt B8 ha sigut necessari augmentar la velocitat de mort dels distints grups de microorganismes. El model ha sigut capaç de simular tant la generació d'àcids volàtils que es produeix en el fermentador i la seua elutriació en el decantador, com la pèrdua d'eficàcia en l'eliminació de sòlids suspesos observada en el decantador primari a mesura que augmenta el temps de retenció de sòlids. Aquesta disminució en l'eliminació de sòlids s'ha pogut simular mitjançant el procés de disgregació dels sòlids, que afecta directament a la fracció de sòlids no sedimentables del model de sedimentació. Amb aquesta modificació s'obté un model més general, aplicable als processos de fermentació – elutriació en qualsevol condició de funcionament.

AVALUACIÓ DEL MODEL

7 AVALUACIÓ DEL MODEL

Amb el model global desenvolupat i implementat en DESASS és possible simular el funcionament de tots els elements d'una EDAR, incloent decantadors primaris, secundaris i espessidors. A més a més, el model permet considerar conjuntament els processos de sedimentació dels sòlids amb els processos bioquímics que també s'hi produeixen (desnitricació en decantadors secundaris, fermentació del fang primari, elutriació dels AGV generats, solta de fósfor en espessidors per lisi dels microorganismes PAO, etc.)

Per tal d'avaluar el funcionament del model i observar els resultats obtinguts en la simulació dels processos esmentats anteriorment, s'han realitzat, mitjançant el programa DESASS, una sèrie de simulacions d'una planta completa que es mostren a continuació.

7.1 Funcionament en estat estacionari

En la Figura 7.1 es mostra l'esquema de flux de la planta utilitzat en les simulacions. Es tracta d'una EDAR completa que inclou els processos de fermentació del fang primari, eliminació biològica de nitrogen i fósfor de l'aigua residual (esquema UCT) i tractament dels fangs per digestió anaeròbia. El sobrenadant de la deshidratació dels fangs es recircula a capçalera de planta.

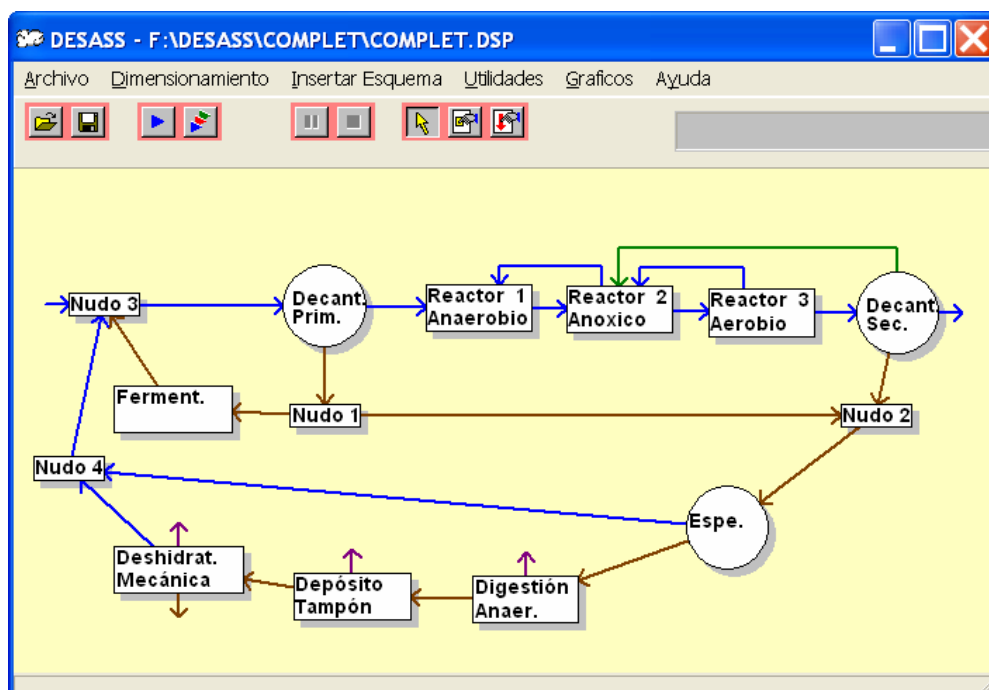


Figura 7.1. Esquema de la planta utilitzat en les simulacions amb DESASS

L'avantatge fonamental del model BNRM1 és que permet simular tots els elements mostrats en la figura amb l'ús d'un únic model, sense necessitat de fer les transformacions de variables que s'hauria de fer en cas d'utilitzar models diferents, per exemple, en la línia d'aigua i la de fangs.

Aquest treball s'ha centrat en l'estudi del funcionament dels decantadors i l'espessor de fangs. La Figura 7.2 mostra el perfil de sòlids obtingut en els diferents elements en condicions estacionàries. Com es pot veure, el decantador secundari és el que menor concentració del fang pot aconseguir, degut a les característiques de sedimentabilitat del fang biològic. Tanmateix, la concentració de sòlids a l'efluent del decantador secundari és bastant inferior que la de la resta d'elements. L'espessor és l'element que sol acumular major quantitat de sòlids en condicions normals de funcionament, com mostra l'elevada alçada del mant de fangs i la seua elevada concentració en aquest element.

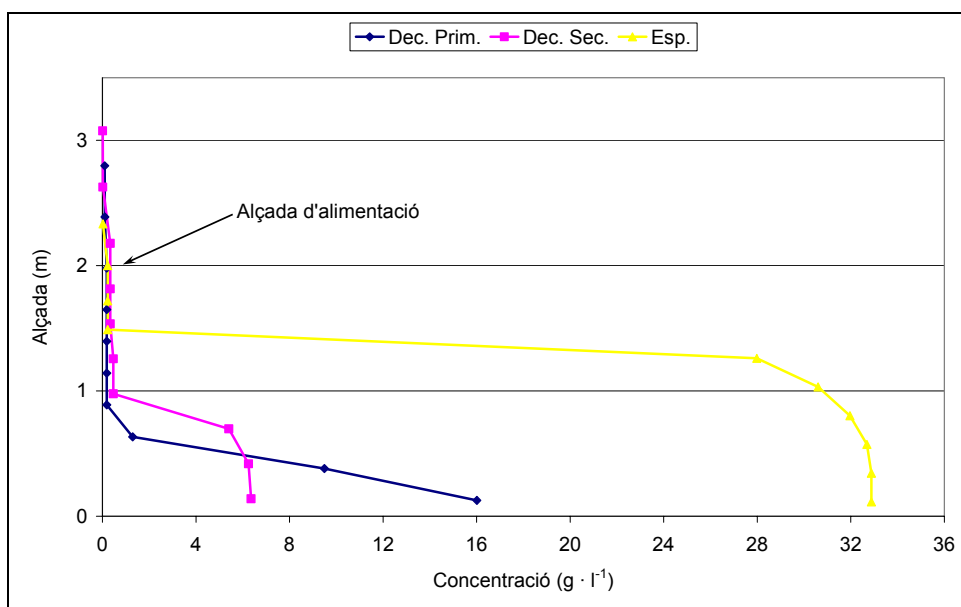


Figura 7.2. Perfil de sòlids per als decantadors primari i secundari i l'espessor

Per saber si un decantador està correctament dissenyat, la solució estacionària ha de presentar un perfil amb semblant als de la Figura 7.2, és a dir, amb el mant de fangs per baix de l'alçada d'alimentació i una concentració de sòlids la zona de clarificació suficientment baixa com per a què el flux total de sòlids siga ascendent, és a dir, el flux de sedimentació siga inferior al flux per arrossegament (veure apartat 4.3.3.2).

El programa també ens dona el perfil dels components solubles i suspesos del model de qualitat. D'aquesta manera es pot observar com han anat consumint-se o generant-se els diferents components durant la sedimentació degut als processos biològics.

La Figura 7.3 mostra el perfil de pH i àcids grassos volàtils obtinguts en el decantador primari. Com es pot veure en aquesta figura, en les capes més baixes del decantador augmenta la concentració d'àcids grassos per fermentació del fang primari acumulat i disminueix el pH per l'augment d'aquests àcids.

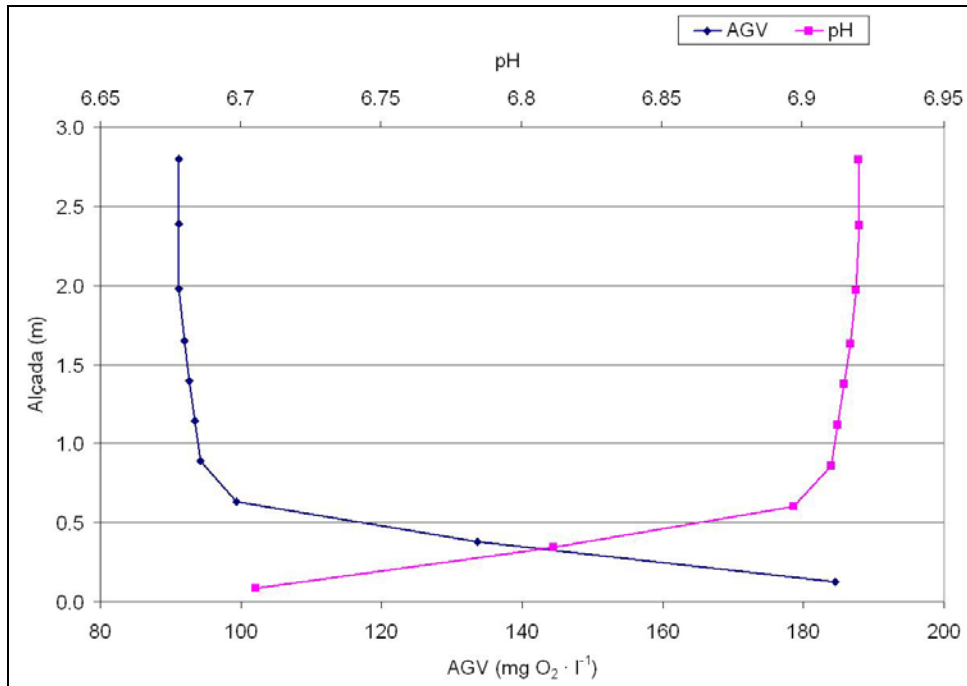


Figura 7.3. Perfil de pH i àcids grassos volàtils obtinguts en el decantador primari.

Amb l'objectiu d'observar la desnitrificació que s'hi produeix en el decantador secundari, la Figura 7.4 mostra el perfil de concentracions de nitrat junt amb el de sòlids suspesos. Com es pot observar en aquesta figura, la desnitrificació és completa per a la zona del decantador on es troba el mant de fangs, degut a la major concentració de la biomassa.

La Figura 7.5 mostra el perfil de concentracions de fòsfor i amoni, junt amb el de sòlids suspesos, en l'espessidor. En aquesta figura es pot observar el lliurament de nitrogen i fòsfor soluble que es produeix en aquests elements degut entre altres processos a la lisi cel·lular. El lliurament de fòsfor és superior al de nitrogen degut al procés biològic d'eliminació de fòsfor existent en la línia d'aigua. En aquest cas, el lliurament de fòsfor es veu afavorit per l'existència d'àcids grassos volàtils en l'espessidor, procedents del fang primari fermentat, i les condicions anaeròbiques del sistema. Com s'ha explicat en la introducció, en aquestes condicions els microorganismes PAO lliuren polifosfat intracel·lular per emmagatzemar el substrat. La barreja de fang primari i secundari en plantes com aquesta podria provocar una excessiva recirculació de fòsfor a cap de planta

si no s'elimina aquest fósfor del sobrenadant de la deshidratació. Tanmateix, si l'objectiu és recuperar el fósfor acumulat en els fangs biològics en forma d'estruvita, per al seu ús posterior com a fertilitzant, per exemple, la barreja dels fangs primari i secundari podria ser fins i tot molt convenient.

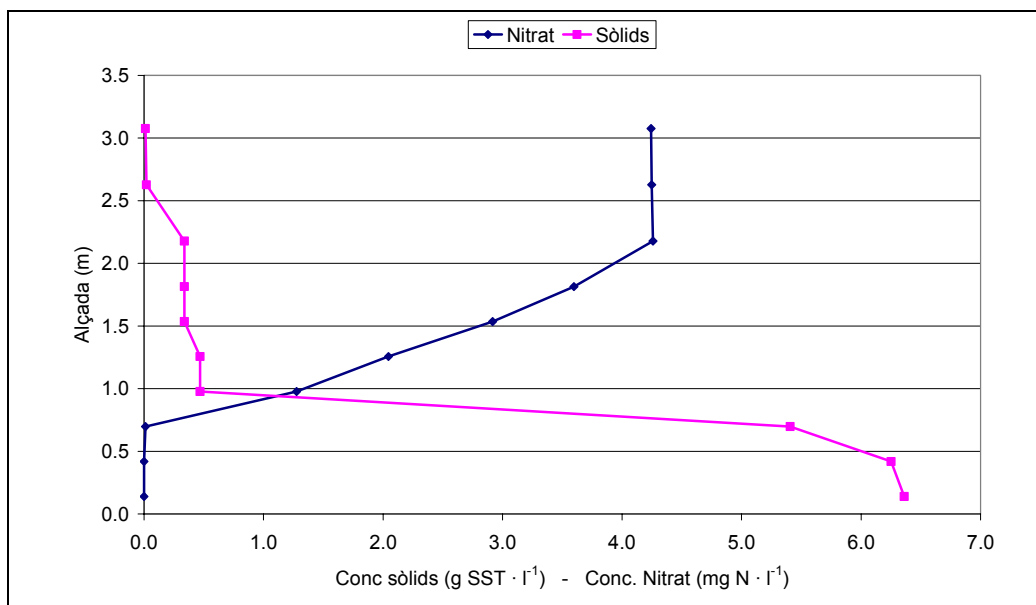


Figura 7.4. Perfil de concentracions de nitrat i sòlids suspesos obtinguts en el decantador secundari.

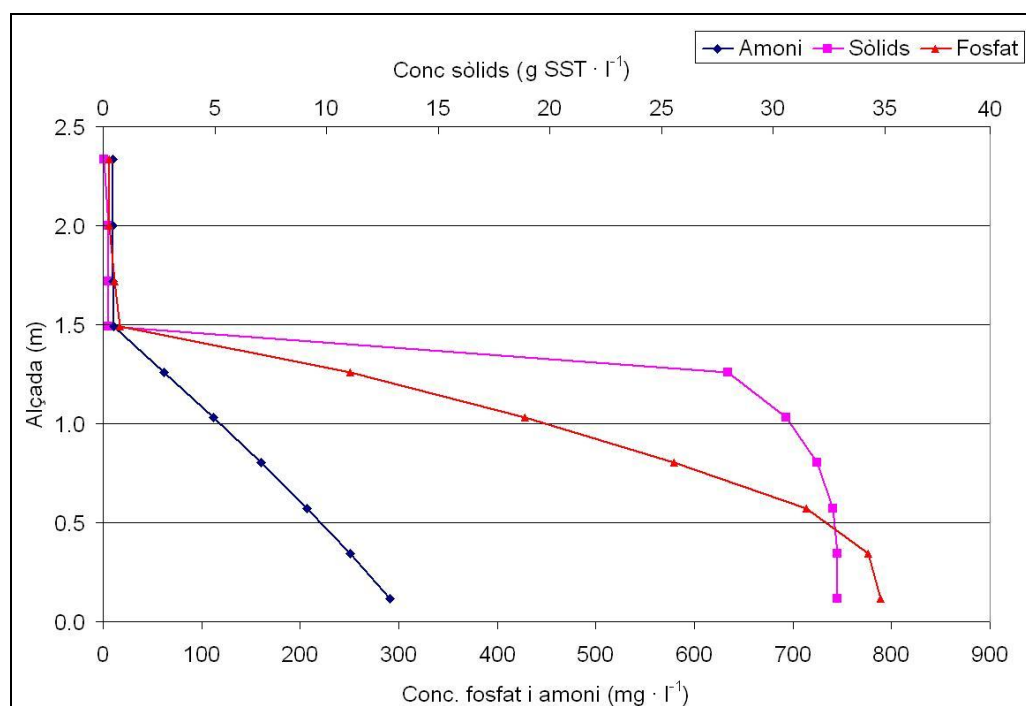


Figura 7.5. Perfil de concentracions de fosfat, amoni i sòlids suspesos obtinguts en l'espessidor.

Com es pot observar en les gràfiques anteriors, el model desenvolupat permet simular correctament els processos biològics que es produeixen en els decantadors i espessidors. Aquest model és molt útil en la presa de decisions de disseny i operació de plantes considerant el seu funcionament global, és a dir, permet tenir en compte els efectes del funcionament d'un element concret sobre la resta d'operacions de la planta, així com l'efecte de la recirculació a capçalera de planta del sobrenadant de la deshidratació dels fangs, després de la digestió, on les concentracions de nitrogen i fósfor soluble poden ser molt elevades.

7.2 Simulació amb entrada d'aigua variable

Per avaluar el model desenvolupat en condicions transitòries, s'ha simulat el funcionament de la EDAR de l'exemple anterior quan les condicions de l'aigua d'entrada varien amb el temps. La corba de variació de l'aigua d'entrada utilitzada en aquesta simulació s'ha basat en la variació proposada per Copp (2001) en el *COST Simulation Benchmark*. La Figura 7.6 mostra, com a exemple, la corba de variació del cabal i la dels components S_F i X_{TSS} del model de qualitat.

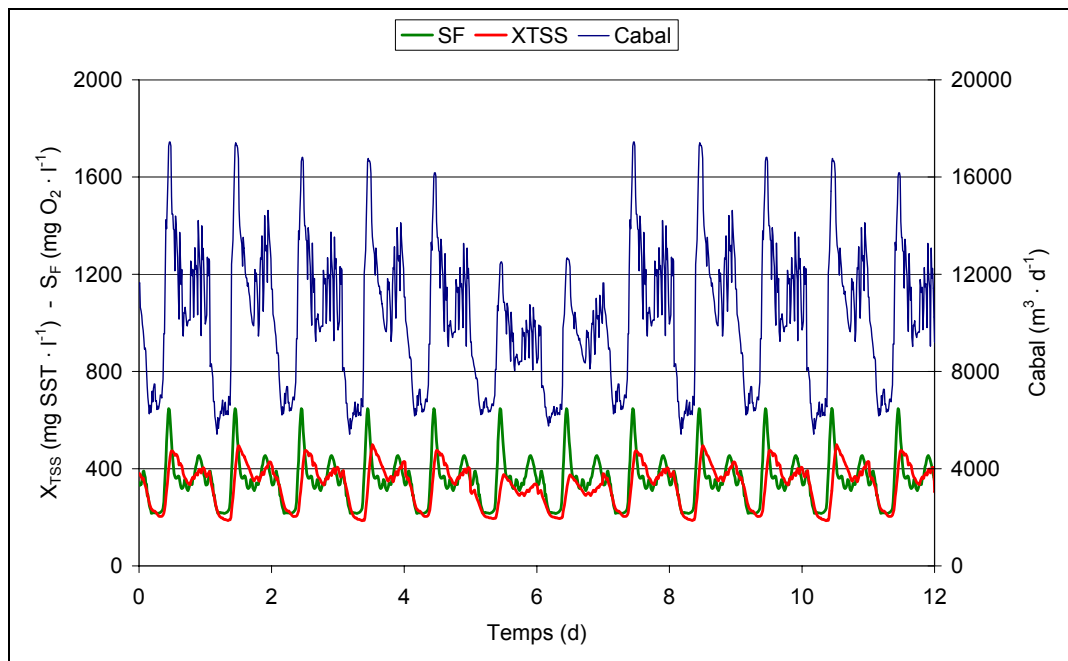


Figura 7.6. Corbes de variació de cabal i la composició (S_F i X_{TSS}) utilitzades en l'aigua d'entrada a la planta.

En la Figura 7.7 i la Figura 7.8 es mostra l'evolució del perfil de sòlids durant els 12 dies de simulació en els decantadors primari i secundari respectivament. Com es pot veure en aquestes figures, els decantadors poden mantenir el mant de fangs en una alçada pràcticament constant durant tot el període simulat. A més, la concentració del fang purgat es manté en tot moment al voltant dels 17 g/l en el decantador primari i els 7 g/l en el secundari. Durant el cap de setmana (dies 6 i 7), on la càrrega de sòlids que entra a la planta era inferior a la resta de la setmana, la concentració de sòlids en la purga disminueix lleugerament. Aquesta representació ens indica que el decantador es troba correctament dissenyat per a les condicions d'entrada "normals" (sense pluja), proposades per Copp (2001).

La Figura 7.9 mostra l'evolució del perfil de sòlids en l'espessidor. En aquest cas també es mantenen les condicions de funcionaments al voltant de l'estat estacionari, però s'observa un lleuger i progressiu augment en l'alçada del mant de fangs degut probablement a l'augment de la concentració del fang secundari (uns 1000 mg/l) respecte de les condicions estacionàries. En aquesta figura es pot observar també que les variacions durant la simulació són menys brusques que en els decantadors degut a l'efecte esmorteïdor de les variacions de l'entrada a la planta produït pels decantadors primari i secundari en la línia de fangs.

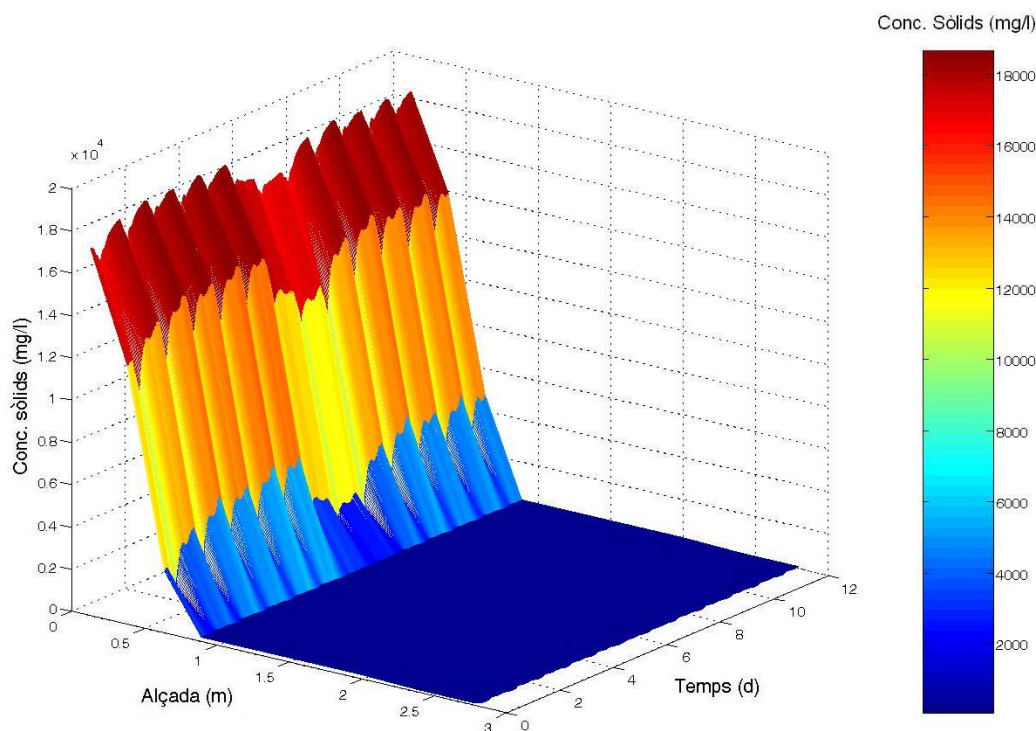


Figura 7.7. Variació del perfil de sòlids en el decantador primari durant la simulació amb l'entrada variable proposada per Copp (2001).

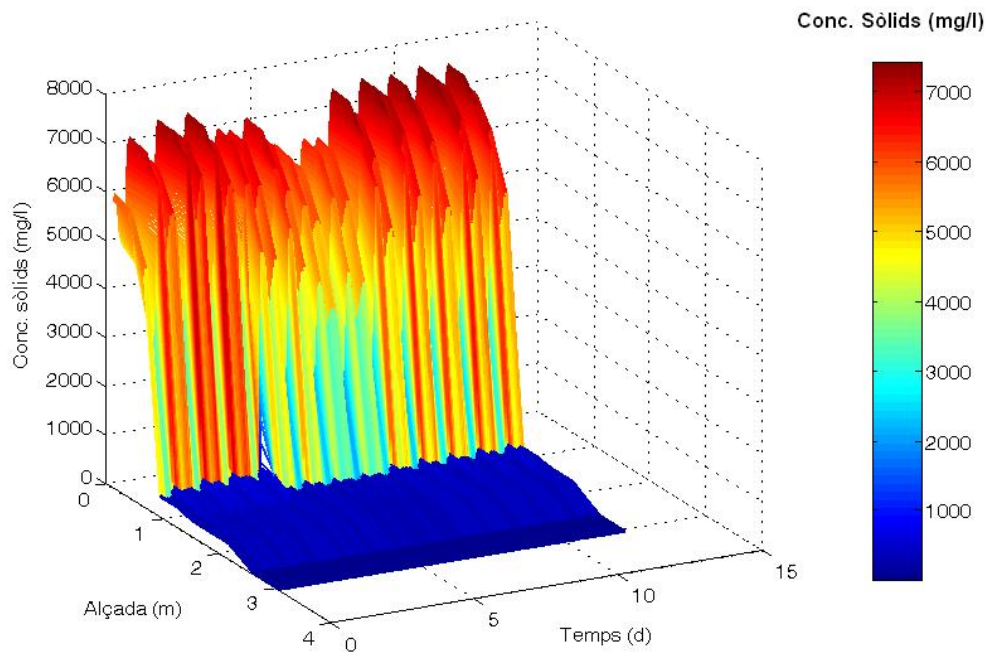


Figura 7.8. Variació del perfil de sòlids en el decantador secundari durant la simulació amb l'entrada variable proposada per Copp (2001).

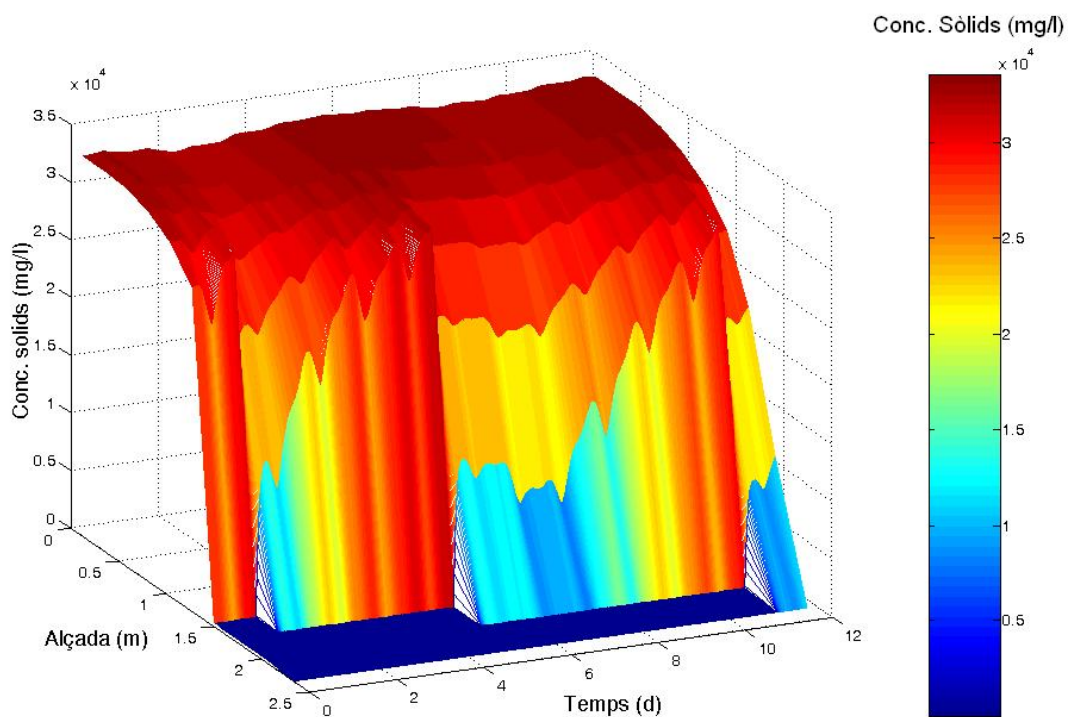


Figura 7.9. Variació del perfil de sòlids en l'espessoridur durant la simulació amb l'entrada variable proposada per Copp (2001).

Per tal d'observar com respondrien els decantadors i l'espessor front a un augment del cabal mig de funcionament en la planta s'ha realitzat una simulació amb una entrada en esglaó en el cabal. A partir de les 6 primeres hores de simulació s'ha augmentat el cabal en 3 vegades el cabal de disseny, mantenint la qualitat de l'aigua constant. En les figures següents es mostra l'evolució del perfil de sòlids en el decantador primari, decantador secundari i espessor (Figura 7.10, Figura 7.11 i Figura 7.12, respectivament). En aquestes simulacions s'ha mantingut els cabals de purga i recirculació dels decantadors constants.

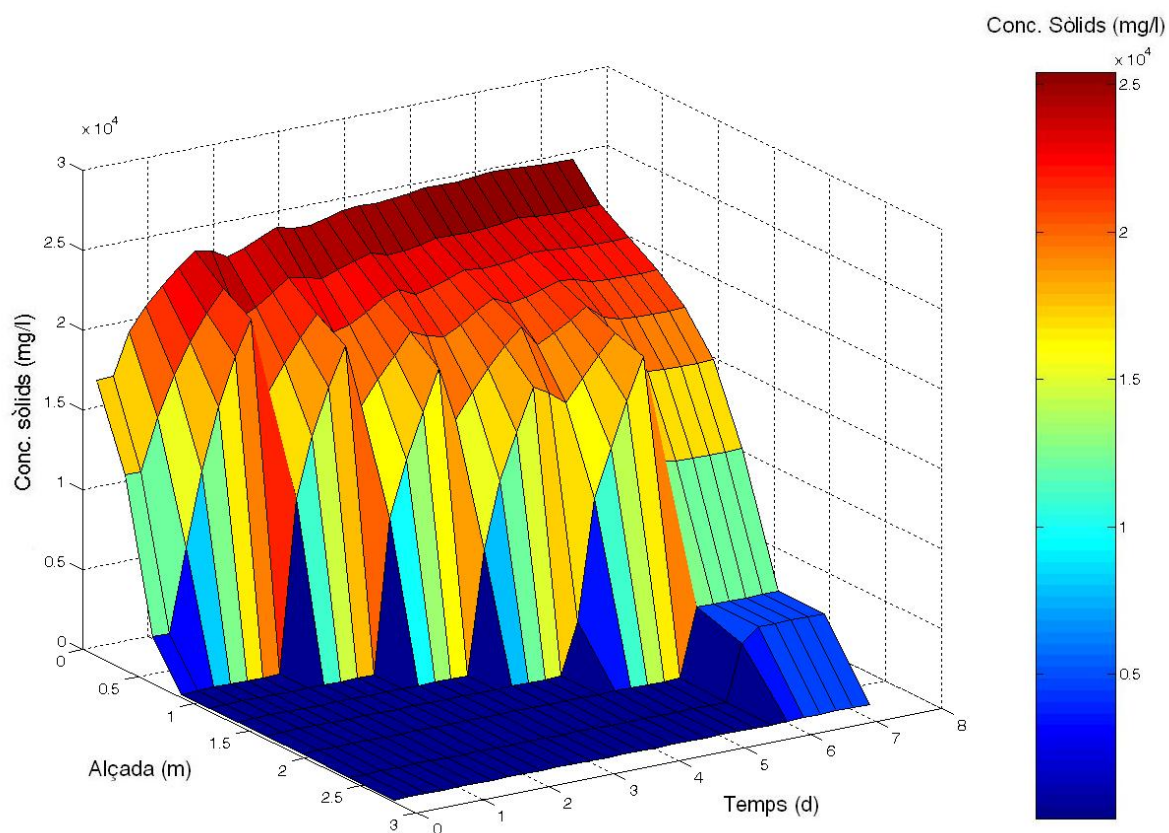


Figura 7.10. Variació del perfil de sòlids en el decantador primari durant la simulació amb entrada en esglaó en el cabal.

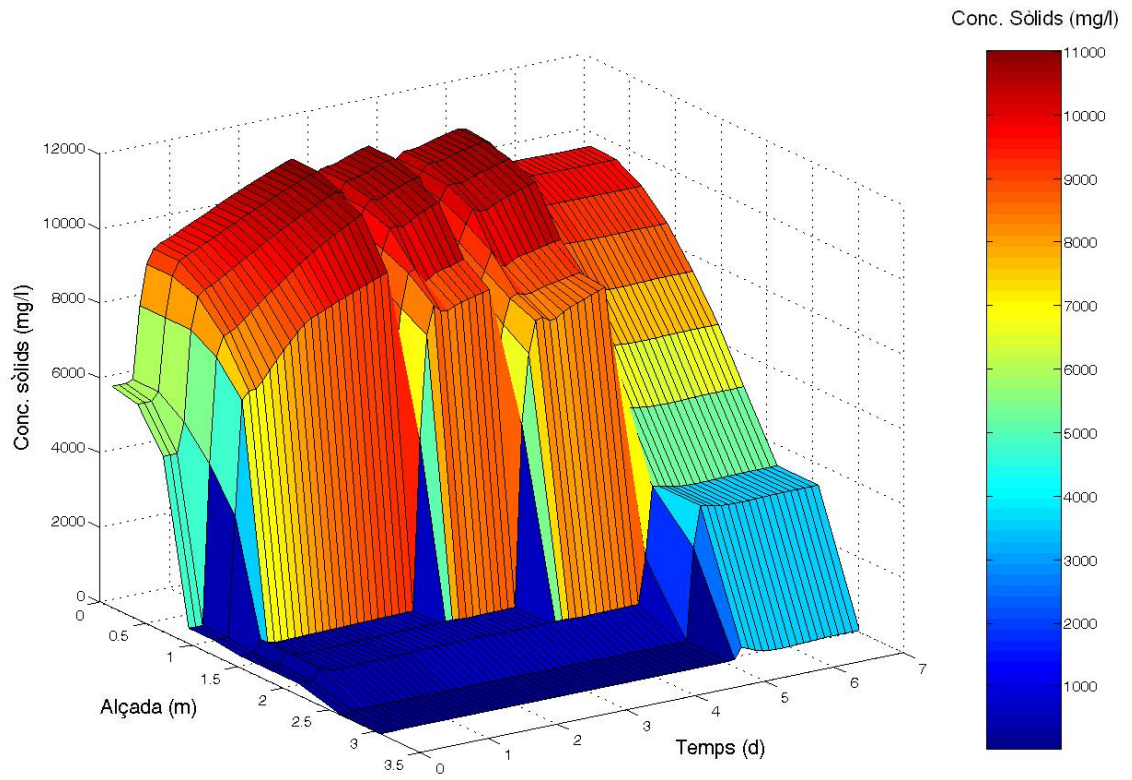


Figura 7.11. Variació del perfil de sòlids en el decantador secundari durant la simulació amb entrada en esglaió en el cabal.

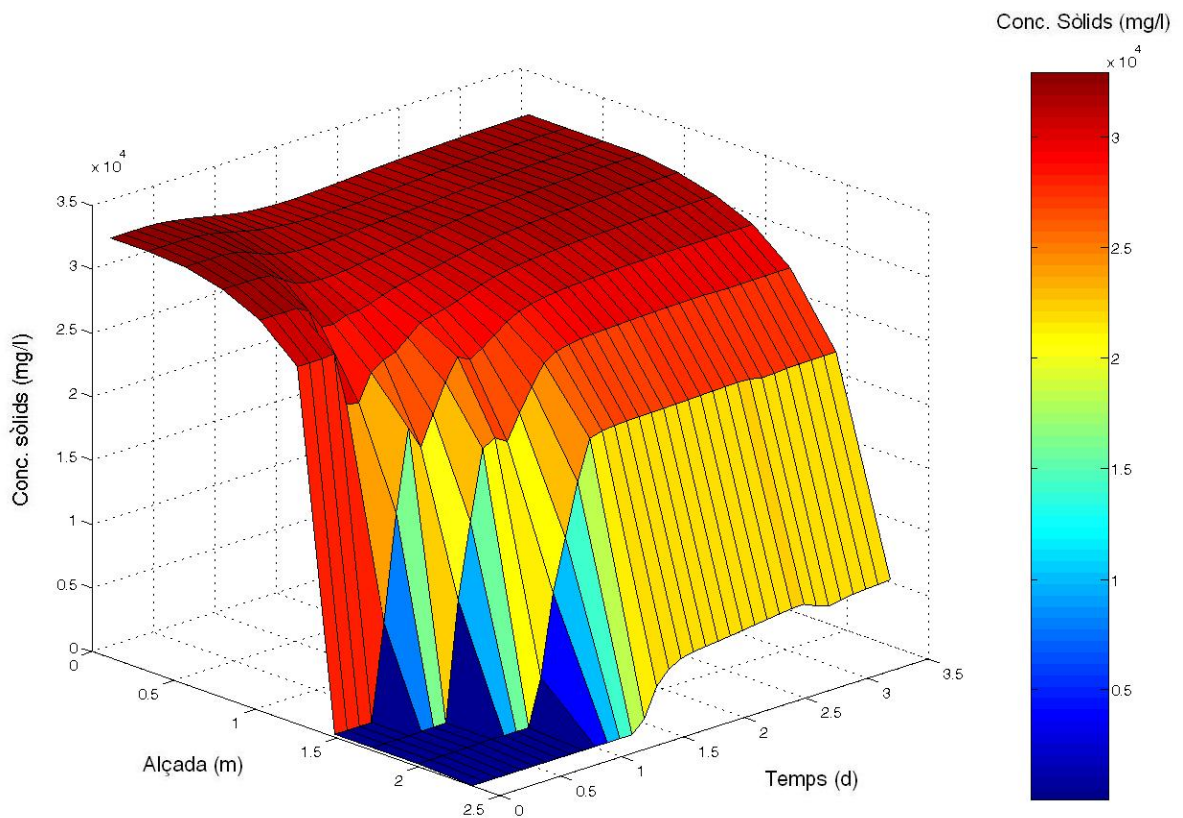


Figura 7.12. Variació del perfil de sòlids en l'espessor durant la simulació amb entrada en esglaió en el cabal.

Com es pot observar en aquestes figures, els decantadors primari i secundari van augmentant l'alçada del mant de fangs des de la posició de l'estat estacionari fins que arriba a l'alçada d'alimentació i el decantador es desborda, augmentant ràpidament la concentració de l'efluent. El desbordament del decantador primari es produeix en el dia 6 de la simulació, mentre que el secundari desborda un dia abans aproximadament. En la Figura 7.13 es mostra l'evolució de l'efluent en els decantadors primari i secundari.

Pel que fa a la concentració de purga dels decantadors, en el decantador primari augmenta ràpidament des dels 18 g/l fins als 24 g/l en el primer dia de simulació, per acabar en els 25 g/l. En el decantador secundari, com que també està influenciat pel que passa al reactor biològic, primer augmenta ràpidament la concentració de purga degut a l'augment del cabal d'entrada, però després es manté en els 10 g/l degut a la dilució del reactor provocada per aquest augment del cabal. Quan el decantador secundari es desborda, s'observa com la pèrdua de sòlids del sistema també afecta a la concentració de purga, que disminueix lleugerament fins als 9 g/l.

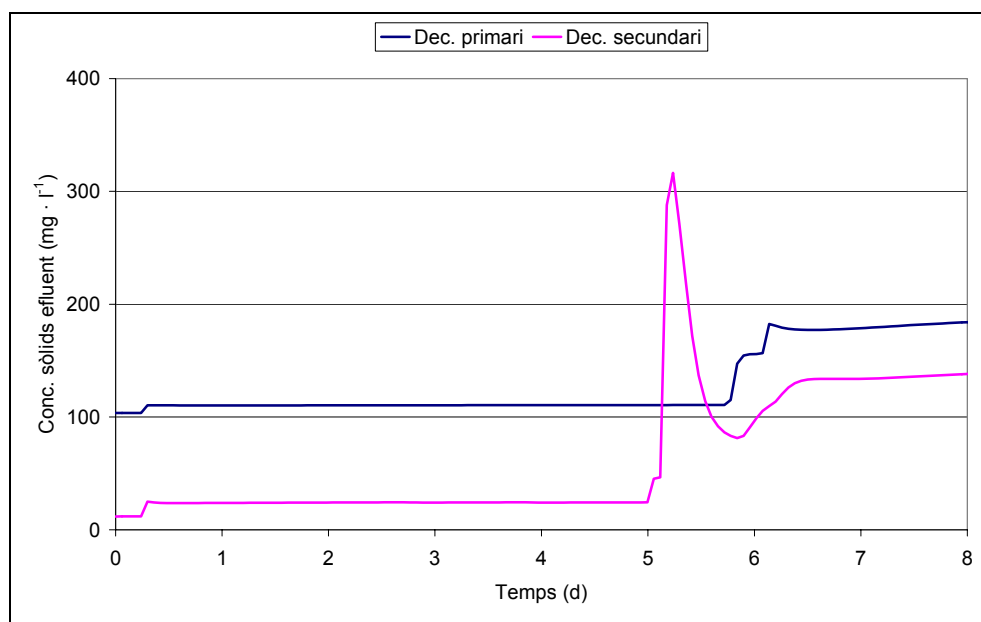


Figura 7.13. Evolució de la concentració de sòlids a l'efluent dels decantadors primari i secundari front a una entrada en esglaió en el cabal d'entrada a la planta

Pel que fa a l'espessor, com que en estat estacionari estava bastant ple, l'augment de la concentració dels fangs primari i secundari que li entren provoca el seu desbordament al segon dia de simulació.

CONCLUSIONS

8 CONCLUSIONS

A continuació es presenten les conclusions més rellevants que es poden extraure d'aquest treball de tesi:

- S'ha desenvolupat un model de sedimentació general, basat en la teoria del flux de sòlids de Kynch i la funció de sedimentació doble exponencial de Takács. El model permet simular el funcionament de decantadors primaris, secundaris i espessidors, ja que incorpora els processos de sedimentació floculada, sedimentació zonal i compressió.
- S'ha determinat, mitjançant un estudi de sensibilitat, la importància relativa dels diferents paràmetres del model de sedimentació, així com la seua identificabilitat pràctica mitjançant experiments de sedimentació discontinua. S'ha obtingut matemàticament un disseny d'aquests experiments i s'ha proposat una metodologia per a l'obtenció dels paràmetres basada en localitzar els punts experimentals en la zona de major sensibilitat.
- El model ha sigut aplicat a la simulació de decantadors i espessidors mitjançant la discretització del sistema en diferents capes horitzontals, considerades com una sèrie de reactors de mescla completa interconnectats mitjançant els fluxos de matèria obtinguts a partir del model de sedimentació.
- El model de sedimentació s'ha combinat amb el model de qualitat desenvolupat pel grup d'investigació per obtenir un model general de flux que incorpora els processos bioquímics de transformació que tenen lloc en decantadors i espessidors.
- S'ha proposat un mètode iteratiu de resolució del sistema d'equacions format per les diferents capes en que es discretitza el sedimentador.
- El model ha sigut utilitzat per simular el funcionament d'una planta pilot dissenyada per a l'estudi de la fermentació – elutriació de fang primari. Aquest procés constitueix un bon exemple pràctic per poder validar el funcionament del model desenvolupat, ja que intervenen processos biològics i químics íntimament associats al procés de sedimentació en un decantador primari.
- S'han realitzat assaigs de sedimentació discontinua i s'han obtingut els paràmetres de sedimentació per al fang primari estudiat, comprovant que aquest segueix el model de sedimentació exponencial utilitzat.

- La capacitat del model de sedimentació per a representar conjuntament els processos biològics i de sedimentació que tenen lloc en els decantadors ha sigut comprovada mitjançant la simulació de les dades obtingudes en la planta pilot amb l'esquema de funcionament APT.
- Amb l'estudi del procés de fermentació – elutriació del fang primari a diferents temps de retenció de sòlids, mitjançant l'esquema de funcionament de decantador + fermentador, s'ha observat una pèrdua d'eficàcia en la separació de sòlids del decantador primari.
- Per poder simular la disminució de l'eficàcia en la separació de sòlids observada en el procés de fermentació – elutriació a escala pilot, s'ha modificat el model de qualitat mitjançant la incorporació d'un procés de disgregació del material particulat. Aquest procés afecta a la sedimentabilitat del fang obtingut, ja que es considera que els sòlids disgregats passen a formar part de la fracció de sòlids no sedimentables.
- Aquesta modificació suposa la incorporació de dues constants cinètiques: la velocitat específica de disgregació del material particulat volàtil i la de disgregació del material particulat no volàtil.
- El model modificat ha permès representar els punts experimentals obtinguts per als diferents temps de retenció de sòlids en el sistema. D'aquesta manera, el paràmetre f_{ns} (fracció de sòlids no sedimentables) del model de sedimentació esdevé una variable experimental a mesurar i deixa de ser un paràmetre a estimar per simulació. El resultat obtingut és un model general, aplicable als processos de fermentació – elutriació en qualsevol condició de funcionament.
- El model ha sigut implementat en el software de simulació DESASS, que permet el disseny i simulació de plantes de tractament d'aigües residuals completes.
- S'ha comprovat el funcionament i la utilitat del model mitjançant la simulació d'una planta completa on s'inclouen els processos més importants que es poden donar en una EDAR: eliminació biològica de nutrients, fermentació del fang primari i digestió dels fangs. El model permet considerar conjuntament els processos de sedimentació dels sòlids amb els processos bioquímics que també s'hi produeixen (desnitrificació en decantadors secundaris, fermentació del fang primari, elutriació dels AGV generats, solta de fòsfor en espessidors per lisi dels microorganismes PAO, etc.).
- El model desenvolupat suposa un avanç important en la investigació dels processos de tractament d'aigües residual, ja que permet abordar problemes d'optimització del procés global, mitjançant la simulació de les plantes i l'observació dels efectes d'una

modificació en les condicions de funcionament d'un element qualsevol sobre el funcionament de la resta d'elements de la EDAR.

- L'estructura del model de flux permet la seua extensió a qualsevol procés on intervinguen partícules sòlides suspeses en l'aigua residual. Així, aquest model obri les portes al camp de la investigació de nous processos de depuració mitjançant la simulació de nous elements on no es pot assumir la mescla completa, com ara reactors UASB, SBR amb l'etapa de sedimentació inclosa, etc, i la seua combinació amb els elements tradicionals.

BIBLIOGRAFIA

9 BIBLIOGRAFIA

- Allison J.D., Brown D.S. i Novo-Gradac K.J. (1991) MINTEQA2/PRODEFA2, A Geochemical Assessment Model for Environmental Systems: Version 3.0. EPA/600/3-91/021, USEPA, Washington, D.C., USA.
- American Public Health Association, American Water Works Association and Water Environmental Federation. (1998) Standard methods for the examination of water and wastewater. 20th Ed., Washington, D.C., USA.
- Anthonisen A.C., Loehr R.C., Prakasam T.B.S. i Srinath E.G. (1976) Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. *Journal of Water Pollution Control Federation*, 48, 835-852.
- Arun V., Mino T. i Matsuo T. (1988) Biological mechanism of acetate uptake mediated by carbohydrate consumption in excess phosphorus removal systems. *Water Research*, 22(5), 565-570.
- ATV (AbwasserTechnische Vereinigung) (1976) Erläuterungen und Ergänzungen zum Arbeitsbericht des ATV-Fachausschusses 2.5 Absetzverfahren. Die Bemessung der Nachklärbecken von Belebungsanlagen. *Korrespondenz Abwasser*, 23(8), 231-235.
- Banerjee A., Elefsiniotis P. i Tuhtar D. (1998) Effect of HRT and temperature on the acidogenesis of municipal primary sludge and industrial wastewater. *Water Science and Technology*, 38(8-9), 417-423.
- Barker P.S. i Dold P.L. (1996) Denitrification behaviour in biological phosphorus removal activated sludge. *Water Research*, 30, 769-780.
- Barker P.S. i Dold P.L. (1997) General model for biological nutrient removal activated sludge systems: model presentation. *Water Environment Research*, 69(5), 969-984.
- Barnard J.L. (1984) Activated primary tanks for phosphate removal. *Water SA*, 10(3), 121-126.
- Baronofsky J., Schreurs W.J.A. i Kashket E.R. (1984) Uncoupling by acetic acid limits growth of and acetogenesis by *Clostridium thermoaceticum*. *Applied and Environmental Microbiology*, 48, 1134-1139.
- Batstone D.J. i Keller J. (2003) Industrial applications of the IWA anaerobic digestion model No. 1 (ADM1). *Water Science and Technology*, 47(12), 199-206.

Batstone D.J., Keller J., Angelidaki I., Kalyuzhnyi S.V., Pavlostathis S.G., Rozzi A., Sanders W.T.M., Siegrist H. i Vavilin V.A. (2002) Anaerobic Digestion Model No. 1. IWA Scientific and Technical Report No. 13, IWA, London.

Beccari M., Majone M. i Torrisi L. (1998) Two-reactor system with partial phase separation for anaerobic treatment of olive oil mill effluents. *Water Science and Technology*, 38(4-5), 53-60.

Beun J.J., van Loosdrecht M.C.M. i Heijnen J.J. (2000) Aerobic granulation. *Water Science and Technology*, 41(4-5), 41 – 48.

Bhargava D.S. i Rajagopal K. (1989) Modeling for class-I sedimentation. *ASCE Journal of the Environmental Engineering Division*, 115(EE6), 1191-1198.

Bodík I., Herdová B. i Dřitl M. (2000) Anaerobic treatment of the municipal wastewater under psychrophilic conditions. *Bioprocess Engineering*, 22, 385-390.

Bretscher U., Krebs P. i Hager W.H. (1992) Improvement of flow in final settling tanks. *ASCE Journal of Environmental Engineering*, 118(3), 307-321.

Bordacs K. i Chiesa S.C. (1989) Carbon flow patterns in enhanced biological phosphorus accumulating activated sludge cultures. *Water Science and Technology*, 21(4-5), 387-396.

Bouzas A. (2003) Optimización de la fermentación de fango primario para la producción de ácidos grasos volátiles necesarios para la eliminación biológica de fósforo en EDARs. Tesis doctoral. Departament d'Enginyeria Hidràulica i Medi Ambient, Universitat Politècnica de València.

Bouzas A., Gabaldón C., Marzal P., Peña-Roja J.M. i Seco A. (2002) Fermentation of municipal primary sludge: Effect of SRT and solids concentration on volatile fatty acid production. *Environmental Technology*, 23(8), 863-875.

Brinch P.P., Rindel K. i Kalb K. (1994) Upgrading to nutrient removal by means of internal carbon from sludge hydrolysis. *Water Science and Technology*, 29(12), 31-40.

Bye C.M. i Dold P.L. (1998) Sludge volume index settleability measures: effect of solids characteristics and test parameters. *Water Environment Research*, 70(1), 87-93.

Cacossa K.F. i Vaccari D.A. (1994) Calibration of a compressive gravity thickening model from a single batch settling curve. *Water Science and Technology*, 30(8), 107-116.

Camp T.R. (1936) A study of the rational design of settling tanks. *Sewage Works Journal*, 8(5), 742-758.

Camp T.R. (1946) Sedimentation and the design of settling tanks. *ASCE Transactions*, 111, 895- 958.

- Catalan J.G. (1990) Química del Agua. 2ª Ed. Bellisco. Madrid.
- Cairó J.J. i París J.M. (1988) Microbiología de la digestión anaerobia. Metanogénesis. Actes del 4th seminari de Depuració Anaeròbia d'Aigües Residuals, Valladolid, 23-25 Novembre 1988.
- Cashion B.S. i Keinath T.M. (1983) Influence of three factors on clarification in the activated sludge process. *Journal of Water Pollution and Control Federation*, 55(11), 1331-1337.
- Chao A.C. i Keinath T.M. (1979) Influence of process loading intensity on sludge clarification and settling characteristics. *Water Research*, 13(12), 1213-1224.
- Chapman D.T. (1983) The influence of process variables on secondary clarification. *Journal of Water Pollution and Control Federation*, 55(12), 1425-1434.
- Cho S.H., Colin F., Sardin M. i Prost C. (1993) Settling velocity model of activated sludge. *Water Research*, 27(7), 1237-1242.
- Chuang S.H., Ouyang C.F., Yuang H.C. i You S.J. (1996) Kinetic competition between phosphorus release and denitrification on sludge under anoxic conditions. *Water Research*, 30(12), 2961-2968.
- Coe H.S. i Clevenger G.H. (1916) Methods for determining the capacity of slimesettling tanks, *AIME Transactions*, 55, 356-385.
- Coleman T.F. i Li Y. (1996) An interior, trust region approach for nonlinear minimization subject to bounds. *SIAM Journal on Optimization*, 6, 418-445.
- Comeau Y., Hall K.J., Handcock R.E.W. i Oldham W.K. (1986) Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal. *Water Research*, 20, 1511-1521.
- Concha F. i Bürger R. (2002) A century of research in sedimentation and thickening. *KONA Powder and Particle*, 20, 38-69.
- Concha F. i Bustos M.C. (1987) A modification to Kynch theory of sedimentation, *AIChE Journal*, 33, 312-315.
- Contois D.E. (1959) Kinetics of bacterial growth: relationship between population density and specific growth rate of continuous culture. *Journal of General Microbiology*, 21, 40-50.
- Copp J.B. (2001) *The COST Simulation Benchmark: Description and Simulator Manual*, J.B. Copp Ed., Office for Official Publications of the European Communities, Luxembourg.
- Costa E., Calleja G., Ovejero G., De Lucas A., Aguado J. i Uguina M.A. (1985) *Ingeniería Química. Volum 3: Flujo de fluidos*. Alhambra, Madrid.

Costello D.J., Greenfield P.F. i Lee P.L. (1991) Dynamic modelling of a single-stage high-rate anaerobic reactor - I. Model derivation. *Water Research*, 25(7), 847-858.

Crabtree H.E. (1983) Some observations on denitrification in activated sludge final settlement tanks. *Water Pollution and Control*, 82(3), 315-329.

Curds C.R. (1963) The flocculation of suspended matter by *Paramecium caudatum*. *Journal of General Microbiology*, 33, 357 – 363.

Daigger G.T. (1995) Development of refined clarifier operating diagrams using an updated settling characteristics database. *Water Environment Research*, 67(1), 95–100.

Daigger G.T. i Roper R.E. (1985) The relationship between SVI and activated sludge settling characteristics. *Journal of Water Pollution Control Federation*, 57, 859–66.

Das D., Keinath T.M., Parker D.S. i Wahlberg E.J. (1993) Floc breakup in activated sludge plants. *Water Environment Research*, 65(2), 138-145.

de Clercq B. (2004) Computational fluid dynamics of settling tanks: development of experiments and rheological, settling, and scraper submodels. PhD thesis, Universitat de Gent, Bèlgica.

Dick R.I. (1970) Role of activated sludge final settling tanks. *ASCE Journal of the Sanitary Engineering Division*, 96(SA2), 423-436.

Dick R.I. i Ewing B.B. (1967) Evaluation of activated sludge thickening theories. *ASCE*, 93(SA4), 9-29.

Dick R.I. i Young K.W. (1972) Analysis of thickening performance of final settling tanks. *Proceedings of the 27th Industrial Waste Conference*, Purdue University, Lafayette, Indiana, USA.

Diehl S. i Jeppsson U. (1998) A model of the settler coupled to the biological reactor. *Water Research*, 32(2), 331-342.

Dochain D. i Vanrolleghem P.A. (2001) *Dynamical modelling and estimation in wastewater treatment processes*. IWA Publishing, London, UK.

Dongarra J., Bunch C.M. i Stewart G.W. (1979) *Linpack Users' Guide*. SIAM, 1979.

Dupont R i Henze M. (1992) Modelling of the secondary clarifier combined with the activated aludge model no. 1. *Water Science and Technology*, 25(6), 285-300.

Eastman J.A. i Ferguson J.F. (1981) Solubilization of particulate organic matter during the acid-phase of anaerobic digestion. *Journal of Water Pollution and Control Federation*, 53, 352-366.

- Eckenfelder W.W. i Melbinger N. (1957) Settling and compaction characteristics of biological sludges. *Sewage and Industrial Wastes*, 29(10), 1114-1122.
- Ekama G.A., Barnard J.L., Günthert F.W., Krebs P., McCorquodale J.A., Parker D.S i Wahlberg E.J. (1997) Secondary settling tanks: theory, modelling, design and operation. IAWQ Scientific and technical report No. 6, IAWQ, London.
- Ekama G.A, Pitman A.R., Smollen M. i Marais G.v.R. (1984) Secondary settling tanks. Theory, design and operation of nutrient removal activated sludge processes. Ed. H.N.S. Wiechers, Water Research Commission, Pretoria, pp.8.1-8.14.
- Elefsiniotis P. i Oldham W.K. (1994) Effect of HRT on acidogenic digestion of primary sludge. *Journal of Environmental Engineering*, 120(3), 645-660.
- Etterer T i Wilderer P.A. (2001) Generation and properties of aerobic granular sludge. *Water Science and Technology*, 43(3), 19 – 26.
- EPA (Environmental Protection Agency) (1993) Manual Nitrogen Control. EPA/625/R-93/010.311.
- Fang H.P. i Yu H.Q. (2000) Effect of HRT on mesophilic acidogenesis of dairy wastewater. *Journal of Environmental Engineering*, 126(12), 1145-1148.
- Ferrer J. i Seco A. (1997) *Tratamientos de las aguas residuales. Tratamientos físico-químicos (Tomo II)*. Servei de publicacions de la Universitat Politècnica de València, València, Espanya.
- Ferrer J., Seco A., Serralta J., Ribes J., Manga J., Asensi E., Morenilla J.J. i Llavador F. (2004) DESASS: una herramienta informática para el diseño, simulación y optimización de EDARs. Enviat a la revista *Tecnología del Agua*.
- Filipe C.D.M. i Daigger G.T. (1999) Evaluation of the capacity of phosphorus-accumulating organisms to use nitrate and oxygen as final electron acceptors: A theoretical study on population dynamics. *Water Environment Research*, 71(6), 1140-1150.
- Filipe C.D.M., Daigger G.T. i Leslie Grady Jr., C.P. (2001) pH as a key factor in the competition between glycogen-accumulating organisms and phosphorus-accumulating organisms. *Water Environment Research*, 73(2), 223-232.
- Fitch B. (1993) Thickening Theories – an Analysis. *AIChE Journal*, 39(1), 27-36.
- Fletcher P. (1982). *Quasi-uniform spaces*. William F. Lindgren, New York, USA.
- Font R. (1988) Compression zone effect in batch sedimentation. *AIChE Journal*, 34(2), 229-238.

Fröhlich A.P. (2003). Sanitation concepts for separate treatment of urine, faeces and greywater – Recycling of nutrients. Proceedings of the Water Middle East International Exhibition and Conference for Water Technology. Bahrain, 6-8 d'Octubre de 2003.

Fukase T., Shibata M., Miyaji Y. (1985) Role of anaerobic stage on biological phosphorus removal. *Water Science Technology*, 17(2-3), 69-80.

Gajurel D.R., Li Z. i Otterpohl R. (2002) Investigation of the effectiveness of source control sanitation concepts including pretreatment with Rotterbehälter. Proceedings of the International Conference "From Nutrient removal to recovery" Amsterdam, 2-4 Octubre 2002, 241-248.

García-Usach F. (2002) Efecto del tiempo de retención celular y la temperatura en los procesos de eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes de las aguas residuales. Tesis doctoral, Departament d'Enginyeria Hidràulica i Medi Ambient, Universitat Politècnica de València.

Gerber A., Mostert E.S., Winter C.T. i de Villiers R.H. (1986) The effect of acetate and other short chain carbon compounds on the kinetics of biological nutrient removal. *Water SA*, 12, 7.

GLUMRB (1968) Recommended standards for sewage works. Great-Lakes-Upper Mississippi River Board of State Sanitary Engineers, Health Education Services Inc., Albany, New York, USA.

Godunov S.K. (1959) Finite differences methods for numerical computations of discontinuous solutions of equations of fluid dynamics. *Sbornik Mathematics*, 47, 271-290.

Gonçaves R.F., Charlier A.C. i Sammut F. (1994) Primary Fermentation of Soluble and Particulate Organic Matter for Wastewater Treatment, *Water Science and Technology*, 30(6), 53-62.

Grady C.P.L. Jr., Gujer W., Henze M., Marais G.v.R. i Matsuo T. (1986). A model for single-sludge wastewater treatment systems. *Water Science and Technology*, 18(6), 47-61.

Grady C.P.L. Jr., Daigger G.T. i Lim H.C. (1999) *Biological Wastewater Treatment*. 2nd Edition. Marcel Dekker, New York.

Grijpspeerdit K., Vanrolleghem P. i Verstraete W. (1995) Selection of one-dimensional sedimentation: models for on-line use. *Water Science and Technology*, 31(2), 193-204.

Guimet V., Savoye P., Audic J.M. i Do-Quang Z. (2004) Advanced CFD Tool for wastewater: Today complex modelling and tomorrow easy-to-use interface. Proceedings

of the 2nd IWA Leading-Edge Conference on Water and Wastewater Treatment Technologies. Praga, República Txeca, 1-4 juny 2004, pp. 80-82.

Gujer W., Henze M., Mino T. i van Loosdrecht M.C.M. (1999) Activated Sludge Model No.3. *Water Science and Technology*, 39(1), 183-193.

Gujer W. i Zehnder A.J.B. (1983) Conversion processes in anaerobic digestion. *Water Science and Technology*, 15(8-9), 127-167.

Hamilton J., Jain R., Antoniou P., Svoronos S.A., Koopman B. i Lyberatos G. (1992) Modelling and pilot-scale experimental verification for predenitrification process, *Journal of Environmental Engineering*, 118(1), 38-55.

Härtel L. i Pöpel H.J. (1992) A dynamic secondary clarifier model including processes of sludge thickening. *Water Science and Technology*, 25(6), 267-84.

Hazen A. (1904) On sedimentation. *ASCE Transactions*, 53, 45-71.

Hellinga C., Schellen A.A.J.C., Mulder J.W., Van Loosdrecht M.C.M. i Heijnen J.J. (1998) The SHARON process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich waste water. *Water Science and Technology*, 37(9), 135-142.

Henze M., Dupont R., Grau P. i De la Sota A. (1993) Rising sludge in secondary settlers due to denitrification, *Water Research*, 27(2), 231-236.

Henze M., Grady C.P.L. Jr., Gujer W., Marais G.v.R. i Matsuo T. (1987) Activated Sludge Model No.1. IAWPRC Scientific and Technical Report No.1, IAWPRC, London.

Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M.C. i Marais G.v.R. (1995) Activated Sludge Model No.2. IAWQ Scientific and Technical Report No.2. IAWQ, London.

Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M.C., Marais G.v.R. i van Loosdrecht M.C.M. (1999) Activated Sludge Model No.2d, ASM2d. *Water Science and Technology*, 39(1), 165-182.

Henze M., Harremoës P., LaCour Jansen J. i Arvin E. (1997) *Wastewater treatment: biological and chemical processes*. Springer Verlag, Heidelberg, Berlin.

Hesselmann R.P.X., Von Rummell R., Resnick S.M., Hany R., Zehnder A.J.B. (2000) Anaerobic metabolism of bacteria performing enhanced biological phosphate removal. *Water Research*, 34(14), 3487-3494.

Higgins M.J. i Novak J.T. (1997) The effect of cations on the settling and dewatering of activated sludges: laboratory results. *Water Environment Research*, 69, 215 - 224.

Hultman B. i Hultgren J. (1980) Deviations from the Kynch theory in thickening sludges from wastewater treatment plants. *Tribune du Cebedeau*, 33(441-442), 375-389.

Ingersoll A.C., McKee J.E. i Brooks N.H. (1955) Fundamental concepts of rectangular settling tanks. *ASCE*, 81, 590.

IWPC (1973) A guide to the design of sewage purification works. Water Institute of Southern Africa, South Africa.

Jenkins D., Richards M.G. i Daigger G.T. (1993) The Causes and Cures of Activated Sludge Bulking and Foaming, 2nd ed., Lewis Publishers, Ann Arbor, Michigan, USA.

Jetten M.S.M., Strous M., van de Pas-Schoonen K.T., Schalk J., van Dongen U.G.J.M., van de Graaf A.A., Logemann S., Muyzer G., van Loosdrecht M.C.M. i Kuenen J.G. (1998) The anaerobic oxidation of ammonium. *FEMS Microbiology Reviews*. 22(5), 421-437.

Jeon C.O. i Park J.M. (2000) Morphological characteristics of microbial sludge performing enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor fed with glucose as sole carbon source. *Water Science and Technology*, 41(12), 79-84.

Jeppsson U. (1996) Modelling Aspects of Wastewater Treatment Processes. PhD Thesis. Lund University, Lund, Sweden.

Jeppsson U. i Diehl S. (1996) On the modelling of the dynamic propagation of biological components in the secondary clarifier. *Water Science and Technology*, 34(5-6), 85-92.

Keinath T.M., Ryckman M.D., Dana C.H. i Hofer D.A. (1977) Activated sludge-unified system design and operation. *ASCE Journal of the Environmental Engineering Division*, 103(EE5), 829-849.

Koch G., Pianta R., Krebs P. i Siegrist H. (1999) Potential of denitrification and solids removal in the rectangular clarifier, *Water Research*, 33(2), 309-318.

Konicek Z. i Burdych J. (1988) Effects of activated sludge processes on secondary settling tank efficiencies. *Water Science and Technology*, 20(4-5), 153-163.

Koopman B. i Cadee K. (1983) Prediction of thickening capacity using diluted sludge volume index. *Water Research*, 17(10), 1427-1431.

Kornberg A. (1995) Inorganic polyphosphate: toward making a forgotten polymer unforgettable. *Journal of Bacteriology*, 177, 491-496.

Krebs P. (1991) The hydraulics of final settling tanks. *Water Science and Technology*, 23(4-6), 1037-1046.

Kuba T., Murnleitner E., van Loosdrecht M.C.M. i Heijnen J.J. (1996b) A metabolic model for the biological phosphorus removal by denitrifying organisms. *Biotechnology and Bioengineering*, 52, 685-695.

- Kuba T., Smolders G., van Loosdrecht M.C.M. i Heijnen J.J. (1993) Biological phosphorus removal from wastewater by anaerobic-anoxic sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, 27(5), 241-252.
- Kuba T., van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. (1996a) Phosphorus and nitrogen removal with minimal COD requirement by integration of denitrifying dephosphatation and nitrification in a two-sludge system. *Water Research*, 30(7), 1702-1710.
- Kynch G.J. (1952). A theory of sedimentation. *Transactions of the Faraday Society*, 48, 166-176.
- Laikari H. (1989) Simulation of the sludge blanket of a vertical clarifier in an activated sludge process, *Water Science Technology*, 21, 621-629.
- Lax P.D. i Wendroff B. (1960) Systems of conservation laws, *Communications on Pure and Applied Mathematics*, 13, 217-237.
- Le Roux A.Y. (1976) On the convergence of the Godunov's Scheme for first order quasi linear equations. *Proceedings of the Japan Academy, Series A, Mathematical Sciences*, 52, 488-491.
- Lema J.M. i Méndez R.J. (1988) Diseño y operación de digestores anaerobios basados en conceptos cinéticos. *Actes del 4^{rt} seminari de Depuració Anaeròbia d'Aigües Residuals, Valladolid, 23-25 Novembre 1988.*
- Lens P.N.L., O'Flaherty V., Dijkema C., Colleran E. i Stamps A.J.M. (1996) Propionate degradation by mesophilic anaerobic sludge: degradation pathways and effects of other volatile fatty acids. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 82(4), 387-391.
- Lessard P. i Beck M.B. (1993) Dynamic modelling of the activated sludge process: a case study. *Water Research*, 27(6), 963-978.
- Lindeborg C., Wiberg N. i Seyf A. (1996) Studies of the dynamic behaviour of a primary sedimentation tank, *Water Science Technology*, 34(3-4), 213-222.
- Liu W.T., Nakamura K., Matsuo T. i Mino T. (1997) Internal energy-based competition between polyphosphate and glycogen-accumulating bacteria in biological phosphorus removal reactors – Effect of P/C feeding ratio. *Water Research*, 31(6), 1430-1438.
- Lokshina L.Y. i Vavilin V.A. (1999) Kinetic analysis of the key stages of low temperature methanogenesis. *Ecological Modelling*, 117, 285-303.
- Lötter L.H. i Pitman A.R. (1992) Improved biological phosphorus removal resulting from the enrichment of reactor feed with fermentation products. *Water Science Technology*, 26(5-6), 943-953.

Lyn D.A., Stamou A.I. i Rodi W. (1992) Density currents and shear-induced flocculation in sedimentation tanks. *ASCE Journal of Hydrodynamic Engineering*, 118(6), 849-867.

Madigan M., Martinko J. i Parker J. (2000) *Brock Biology of Microorganisms*, 9a edició. Prentice Hall, New Jersey.

Marais G.v.R., Loewenthal R.E. i Siebritz I. (1983) Review: Observation supporting phosphate removal by biological excess uptake. *Water Science Technology*, 15, 15-41.

Matsuo Y.J. (1994) Effect of the anaerobic solids retention time on enhanced biological phosphorus removal. *Water Science and Technology*, 30(6), 193-202.

Maurer M., Abramovich D., Siegrist H. i Gujer W. (1999). Kinetics of biologically induced phosphorus precipitation in waste-water treatment. *Water Research*. 33(2), 484-493.

Maurer M. i Gujer W. (1995) Monitoring of microbial phosphorus release in batch experiments using electric conductivity. *Water Research*, 29(11), 2613-2617.

Maurer M. i Gujer W. (1998) Dynamic modelling of enhanced biological phosphorus and nitrogen removal in activated sludge systems. *Water Science and Technology*, 38(1), 203-210.

Maurer M., Gujer W., Hany R. i Bachmann S. (1997) Intracellular carbon flow in phosphorus accumulating organisms from activated sludge system. *Water Research*, 31(4), 907-917.

McClintock S.A., Sherrard J.H, Novak J.T. i Randall C.W. (1988) Nitrate versus oxygen respiration in the activated sludge process. *Journal Water Pollution Federation*, 60, 342-350.

McInerney M.J. (1999) Anaerobic metabolism and its regulation. En: H.-J. Rehm, G. Reed, A. Pühler and P. Stadler (ed.), *Environmental processes-Wastewater and waste treatment*. Vol. 11a. Biotechnology, 2nd Edition. VCH, Weinheim, Germany.

McKinney R.E. (1962) Mathematics of complete mixing activated sludge. *ASCE Journal of the Sanitary Engineering Division*, SA3, 87-113.

Meinhold J., Filipe C.D.M., Daigger G.T. i Isaacs S. (1999) Characterization of the denitrifying fraction of phosphate accumulating organisms in biological phosphate removal. *Water Science and Technology*, 39(1), 31-42.

Merkel W. (1971) Untersuchungen über das Verhalten des belebten Schlammes im System Belebungsbecken-Nachklärbecken. *Gewässerschutz, Wasser-Abwasser*. (Ed. B. Böhnke) Institut für Siedlungswasserwirtschaft, Technischen Hochschule Aachen, Aachen.

Merkel W. i Krauth K. (1999) Mass transfer of carbon dioxide in anaerobic reactors under dynamic substrate loading conditions. *Water Research*, 33 (9), 2011-2020.

- Metcalf i Eddy, Inc. (1995) Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización. 3ª Edició. McGraw-Hill, New York, USA.
- Michaels A.S. i Bolger J.C. (1962) Settling rates and sediment volumes of flocculated kaolin suspensions. *Industrial and Engineering Chemical Foundation*, 1(1), 24-33.
- Mines Jr. R.O., Vilagos J.L., Echelberger Jr. W.F. i Murphy R.J. (2001) Conventional and AWT mixed-liquor settling characteristics. *ASCE Journal of Environmental Engineering*, 127(3), 249-58.
- Mino T., Kawakami T. i Matsuo T. (1984) Behaaviour of intracellular polyphosphate in the biological phosphate removal process. *Water Science and Technology*, 17(11-12), 11-21.
- Mino T., Liu W.T., Kurisu F. i Matsuo T. (1995) Modelling glycogen storage and denitrification capability of microorganisms in enhanced biological phosphate removal process. *Water Science and Technology*, 31(2), 25-34.
- Mino T., Satoh H. i Matsuo T. (1993) Metabolism of different bacterial populations in enhanced biological phosphate removal processes. *Water Science Technology*, 29(7), 67-70.
- Mino T., van Loosdrecht M.C.M. i Heijnen J.J. (1998). Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. *Water Research*, 32(11), 3193-3207.
- Miron Y., Zeeman G., van Lier J.B. i Lettinga G. (2000) The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. *Water Research*, 34(5), 1705-1713.
- Mishler R.T. (1912) Settling slimes at the Tigre Mill. *Engineering and Mining Journal*, 94, 643-646.
- Mohlman F.W. (1934) The sludge index. *Sewage Works Journal*, 6, 119-122.
- Monod J. (1942) Recherches sur la croissance des cultures bactériennes. Hermann et Cie, Paris, France.
- Moosbrugger R.E., Wentzel M.C., Ekama G.A. i Marais G.v.R. (1992) Simple titration procedures to determine $H_2CO_3^*$ alkalinity and short-chain fatty acids in aqueous solutions containing known concentrations of ammonium, phosphate and sulphide weak acid/bases. *Water Research Commission, Report No. TT 57/92. University of Cape Town, Research Report W74, Pretoria, Republic of South Africa.*
- Moser-Engeler R., Kühni M., Bernhard C. i Siegrist H. (1999) Fermentation of raw sludge on an industrial scale and applications for elutriating its dissolved products and non-sedimentable solids. *Water Research*, 33(16), 3503-3511.

Mosey F. (1983) Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose. *Water Science and Technology*, 15, 209-232.

Murnleitner E., Kuba T., van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. (1997) An integrated model for the aerobic and denitrifying biological phosphorus process. *Biotechnology and Bioengineering*, 54, 434-450.

Nagase M. i Matsuo T. (1982) Interactions between amino acid degrading bacteria and methanogenic bacteria in anaerobic digestion. *Biotechnology and Bioengineering*, 24, 2227-2239.

Negri E. D., Mata-Álvarez J., Sans C. i Cecchi F. (1993) A mathematical model of volatile fatty acids (VFA) production in a plug-flow reactor treating the organic fraction of municipal solid waste (MSW). *Water Science and Technology*, 27(2), 201-208.

Olsson G. i Newell B. (1999) *Wastewater Treatment Systems. Modelling, Diagnosis and Control*. IWA Publishing, London, UK.

Orhon D., Sözen S. i Artan N. (1996) The effect of heterotrophic yield on the assessment of the correction factor for anoxic growth. *Water Science and Technology*, 34(5-6), 67-74.

Otterpohl R. i Freund M. (1992) Dynamic models for clarifiers of activated sludge plants with dry and wet weather flows. *Water Science Technology*, 26(5-6), 1391-1400.

Ozinsky A.E., Ekama G.A. i Reddy B.D. (1994) Mathematical simulation of dynamic behaviour of secondary settling tanks. Research Report W85, Department of Civil Engineering, University of Cape Town, Cape, South Africa.

Parker D.S. (1983) Assessment of secondary clarification design concepts. *Journal of Water Pollution Control Federation*, 55(4), 349-359.

Parker D.S., Kaufman W.J. i Jenkins D. (1970) Characteristics of biological flocs in turbulent flows. SERL Report No. 70-5, University of California, Berkeley, USA.

Parker D.S., Kaufman W.J. i Jenkins D. (1971) Physical conditioning of activated sludge. *Journal of Water Pollution Control Federation*, 43, 1817-1833.

Patry G.G. i Takács I. (1992) Settling of Flocculent Suspensions in Secondary Clarifiers. *Water Research*, 26(4), 473-479.

Pattarkine V.M. i Randall C.W. (1999) The requirement of metal cations for enhanced biological phosphorus removal by activated sludge. *Water Science and Technology*, 40(2), 159-165.

Pavlostathis S.G. i Giraldo-Gomez E. (1991) Kinetics of anaerobic treatment: a critical review. *Critical Reviews in Environmental Control*, 21, 441-490.

- Pavlostathis S.G. i Gossett J.M. (1986). A kinetic model for anaerobic digestion of biological sludge. *Biotechnology and Bioengineering*, 28, 1519–1530.
- Pavlostathis S.G. i Gossett J.M. (1988). Preliminary conversion mechanisms in anaerobic digestion of biological sludges. *ASCE Journal of Environmental Engineering*, 114, 575–592.
- Pavoni J.L., Tenney M.W. i Eckelberger Jr. W.F. (1972) Bacterial exocellular polymers and biological flocculation. *Journal of Water Pollution and Control Federation*, 44, 414 – 431.
- Pflanz P. (1969) Performance of (activated sludge) secondary sedimentation basins. En: *Advances in water pollution research* (Ed. S.H. Jenkins), pp. 569-581, Pergamon Press, London.
- Perot P., Sergent M., Richard P., Phan Tan Luu R. i Millot N. (1988) The effects of pH, temperature and agitation speed on sludge anaerobic hydrolysis-acidification. *Environmental Technology Letters*, 9, 742-752.
- Pitman A.R. (1984) Settling of nutrient removal activated sludges. *Water Science and Technology*, 17, 493–503.
- Pitman A.R. (1991) Design considerations for nutrient removal activated sludge plants. *Water Science Technology*, 23(4-6), 781-790.
- Pitman A.R. i Lötter L.H. (1986) Volatile acid production in the activated sludge process. *Proceedings of the Symposium of Anaerobic Digestion*. Bloemfontein, South Africa, 22-24 September 1986.
- Pitman A.R., Venter S.L.V. i Nicholls H.A. (1983) Practical experience with biological phosphorus removal plants in Johannesburg. *Water Science Technology*, 15(3/4), 233-259.
- Rabinowitz B. i Oldham W.K. (1986) Excess biological phosphorus removal in the activated sludge process using primary sludge fermentation. *Canadian Journal of Civil Engineering*, 13, 345-351.
- Rachwal A.J., Johnstone D.W.M., Hanbury M.J. i Critchard D.J. (1982) The application of settleability tests for control of activated sludge plants. En: *Bulking of activated sludge - preventive and remedial methods*. (Ed. B. Chambers i E.J. Tomlinson), pp. 224-242, Ellis Horwood, Chichester, UK.
- Ribes J., Ferrer J., Bouzas A. i Seco A. (2002) Modelling of an activated primary settling tank including the fermentation process and VFA elutriation. *Environmental technology*, 23, 1147-1156.

Rickard L.F. i McClintock S.A. (1992) Potassium and magnesium requirements for enhanced biological phosphorus removal from wastewater. *Water Science and Technology*, 26(9-11), 2203-2206.

Rössle W.H. i Petrorius W.A. (2001) A review of characterisation requirements for in-line prefermenters. Paper 2: Process characterisation. *Water SA*, 27(3), 413-422.

Samstag R.W., Dittmar D.F., Vitasovic Z. i McCorquodale J. (1992) Underflow geometry in secondary sedimentation. *Water Environment Research*, 64(3), 204-212.

Satoh H., Mino T. i Matsuo T. (1992) Uptake of organic substrates and accumulation of poly-hydroxyalkanoates linked with glycolysis of intracellular carbohydrates under anaerobic conditions in the biological excess phosphate removal processes. *Water Science and Technology*, 26, 933-942.

Satoh H., Okuda E., Mino T. i Matsuo T. (2000) Calibration of kinetics parameters in the IAWQ Activated Sludge Model: a pilot scale experience. *Water Science and Technology*, 42(3-4), 29-34.

Schink B. (1997) Energetics of syntrophic cooperation in methanogenic degradation. *Microbiology and Molecular Biology Reviews*, 61 (2), 262-280.

Schmidt S.K., Alexander M. i Shuler M.L. (1985) Predicting threshold concentrations of organic substrates for bacterial growth. *Journal of Theoretical Biology*, 114, 1-8.

Seco A., Ribes J., Serralta J. i Ferrer J. (2004) Biological Nutrient Removal Model No.1, BNRM1. Proceedings of the International Conference On Wastewater Treatment for Nutrient Removal & Reuse, Thailand, 26-29 Gener 2004, pp. 203-211.

Sedlak R. (1991) Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater. Principles and practice. 2nd edition. Lewis Publishers.

Serralta J. (2004) Desarrollo de un algoritmo para el cálculo del pH en los procesos biológicos en EDARs. Aplicación a la modelación de los procesos de fermentación de fango primario y de eliminación biológica de fósforo. Tesis doctoral. Departament d'Enginyeria Química, Universitat de València.

Serralta J., Ferrer J., Borrás L. i Seco A. (2004) An extension of ASM2d including pH calculation. *Water Research*, 38, 4029 - 4038.

Seviour R.J. i Blackall L.L. (1999) The microbiology of Activated Sludge. Kluwer Academic Publishers. Dordrecht Hardbound.

Serafim L.S. (2002) Methods for detection and visualization of intracellular polymers stored by polyphosphate-accumulating microorganisms. *Journal of Microbiological Methods*, 51, 1-18.

- Sezgin M., Jenkins D. i Palm J.C. (1980) Floc size, filament length and settling properties of prototype activated sludge plants. *Progress in Water Technology*, 12(3), 171-182.
- Siegrist H., Krebs P., Buhler R., Purtschert I., Rock C. i Rufer R. (1995) Denitrification in secondary clarifiers. *Water Science Technology*, 31(2), 205-214.
- Siegrist H., Rengli D. i Gujer W. (1993) Mathematical modelling of anaerobic mesophilic sewage sludge treatment. *Water Research*, 27(2), 25-36.
- Siegrist H., Vogt D., García-Heras J. i Gujer W. (2002) Mathematical model for meso- and thermophilic anaerobic sewage sludge digestion. *Environmental Science and Technology*, 36(5), 1113-1123.
- Smith G.D. (1993) *Numerical Solution of Partial Differential Equations: Finite Difference Methods*, 3rd ed., Clarendon Press, Oxford, UK.
- Smolders G.J.F., van der Meij J., van Loosdericht M.C.M. i Heijnen J.J. (1994a) Model of the anaerobic metabolism of the biological phosphorus removal process: Stoichiometry and pH influence. *Biotechnology and Bioengineering*, 43, 461-470.
- Smolders G.J.F., van der Meij J., van Loosdericht M.C.M. i Heijnen J.J. (1994b) Stoichiometric model of the aerobic metabolism of the biological phosphorus removal process. *Biotechnology and Bioengineering*, 44, 837-848.
- Smolders G.J.F. (1995) A structured metabolic model for the anaerobic and aerobic stoichiometry of the biological phosphorus removal process. *Biotechnology and Bioengineering*, 47, 277-287.
- Sperandio M., Urbain V., Audic J.M. i Paul E. (1999) Use of carbon dioxide evolution rate for determining heterotrophic yield and characterising denitrifying biomass. *Water Science and Technology*, 39(1), 139-146.
- Starkey J.E. i Karr P.R. (1984) Effect of low dissolved oxygen concentration on effluent turbidity. *Journal of Water Pollution and Control Federation*, 56(7), 837-843.
- Stobbe C.T. (1964) Über das Verhalten des belebten Schlammes in aufsteigender Wasserbewegung. *Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft der Technischen Hochschule Hannover*, vol. 18, Hannover, Germany.
- STOWa (1983) *Hydraulische en technologische aspecten van het nabezinkproces. Rapport 3 - Rechthoekige nabezinktanks (Inventarisatie en praktijkonderzoek)*. Stichting Toegepast Onderzoek Waterbeheer, Utrecht, The Netherlands.
- Strous M., Kuenen J.G. i Jetten M.S.M. (1999) Key physiology of anaerobic ammonium oxidation. *Applied and Environmental Microbiology*, 65(7), 3248-3250.

Szalai L., Krebs P. i Rodi W. (1994) Simulation of flow in circular clarifiers with and without swirl. *ASCE Journal of Hydrodynamic Engineering*, 120(1), 4-21.

Takács I., Patry G.G. i Nolasco D. (1991) A dynamic model of the clarification-thickening process, *Water Research*, 25(10), 1263-1271.

Thamdrup B. i Dalsgaard T. (2002) Production of N₂ through anaerobic ammonium oxidation coupled to nitrate reduction in marine sediments. *Applied and Environmental Microbiology*, 68(3), 1312-1318.

Teichgräber B. (2000) Acidification of primary sludge to promote increased biological phosphorus elimination and denitrification. *Water Science and Technology*, 41(9), 163-170.

Ueno Y. i Fujii M. (2001) Three years experience of operating and selling recovered struvite from full-scale plant. *Environmental Technology*, 22(11), 1373-1381.

Unz R.F. (1987) Aspects of bioflocculation: an overview. En: *Flocculation in biotechnology and separation systems* (Ed. Y.A. Attia), pp. 351-368. Elsevier Science Publishers, Amsterdam, The Netherlands.

Urbain V., Block J.C. i Manem J. (1993) Bioflocculation in activated sludge: An analytical approach. *Water Research*, 27, 829 – 838.

US EPA (1975) Process design manual for suspended solids removal. EPA 625/1-75-003a, Office of Technology Transfer, United States Environmental Protections Agency, Washington, D.C., USA.

Vaccari D.A. i Uchrin C.G. (1989) Modeling and simulation of compressive gravity thickening of activated sludge. *Journal of Environmental Science and Health*, A24(6), 645-674.

van Lier J.B., Rebac S. i Lettinga G. (1997) High-rate anaerobic wastewater treatment under phychrophilic and thermophilic conditions. *Water Science and Technology*, 35(10), 199-206.

van Loosdrecht M.C.M, de Bruin L.M.M., van der Roest H.F.R., Uijterlinde C. i Kreukl M.K. (2004) Aerobic granular sludge technology, alternative for activated sludge?. *Proceedings of the 2nd IWA Leading-Edge Conference on Water and Wastewater Treatment Technologies*. Praga, República Txeca, 1-4 juny 2004, pp 80-82.

Vavilin V.A., Rytov S.V., Lokshina L.Y. i Rintala J.A. (1999) Description of hydrolysis and acetoclastic methanogenesis as the rate limiting steps during anaerobic conversion of solid waste into methane. *Proceedings of the II International Symposium On Anaerobic Digestion of Solid Waste*, Barcelona, 15-18 de juny de 1999, Vol. II, pp. 1-4.

- Vesilind P.A. (1968) Design of prototype thickeners from batch settling tests. *Water Sewage Works*, 115, 302-307.
- Vinneras B. (2004) Separation efficiency in a whirlpool surface tension separator, separating faeces and toilet paper for nutrient recovery – pilot plant study. *Proceedings of the International Conference on Wastewater Treatment for Nutrient Removal and Reuse 2004 (ICWNR 2004)*, Thailand, 26-29 de gener de 2004, 125 – 130.
- von Münch E. i Koch F.A. (1999) A survey of prefermenter design, operation and performance in Australia and Canada. *Water Science and Technology*, 39(6), 105-112.
- von Münch E., Keller J., Lant P. i Newell R. (1999) Mathematical modelling of prefermenters - I. Model development and verification. *Water Research*, 33(12), 2757-2768.
- von Münch E. i Barr K. (2001) Controlled struvite crystallization for removing phosphorus from anaerobic digester sidestreams. *Water Research*, 35(1), 151-159.
- Voolapalli R.K. i Stuckey D.C. (1999) Relative importance of trophic group concentrations during anaerobic degradation of volatile fatty acids. *Applied and Environmental Microbiology*, 65(11), 5009-5016.
- Wahlberg E.J. i Keinath T.M. (1988a)** Development of settling flux curves using SVI. *Journal of Water Pollution Control Federation*, 60(12), 2095-100.
- Wahlberg E.J. i Keinath T.M. (1988b) Development of settling flux curves using SVI: an addendum. *Water Environment Research*, 67(5), 872-4.
- Wahlberg E.J., Keinath T.M. i Parker D.S. (1994) Influence of activated sludge flocculation time on secondary clarification. *Water Environment Research*, 66(6), 779-786.
- Waki N., Kondo H. i Nishida M. (1987) Study of phosphorus removal and ammonia removal by struvite recovery. *Journal on Water and Wastewater*, 29, 10-14.
- Watts R.W., Svoronos S.A. i Koopman B. (1996) One-dimensional modeling of secondary clarifiers using a concentration and feed velocity-dependent dispersion coefficient. *Water Research*, 30(9), 2112-2124.
- Whang L.M. i Park J.K. (2002) Competition between polyphosphate and glycogen accumulating organisms in biological phosphorus removal systems – effect of temperature. *Water Science and Technology*, 46(1-2), 191-194.
- White M.J.D. (1976) Design and control of secondary settling tanks. *Water Pollution Control*, 75(4), 459-467.
- WEF i ASCE (1998a) Design of municipal wastewater treatment plants. Volume 2. Liquid treatment processes. ASCE manuals and reports on engineering practice n° 76, WEF

manual of practice n^o 8, American Society of Civil Engineers i Water Environment Federation, Alexandria.

WEF i ASCE (1998b) Design of municipal wastewater treatment plants. Volume 3. Solids processing and disposal. ASCE manuals and reports on engineering practice n^o 76, WEF manual of practice n^o 8, American Society of Civil Engineers i Water Environment Federation, Alexandria.

Wentzel M.C., Dold P.L., Ekama G.A. i Marais G.v.R. (1989a) Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems. Part III: Kinetic model. *Water SA*, 15(2), 89-102.

Wentzel M.C., Dold P.L., Ekama G.A. i Marais G.v.R. (1989b) Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems. Part II: Experimental behaviour. *Water SA*, 15(2), 71-88.

Wentzel M.C., Dold P.L., Ekama G.A. i Marais G.v.R. (1990) Biological excess phosphorus removal – Steady state process design. *Water SA*, 16(1), 89-102.

Wentzel M.C., Loewenthal R.E., Ekama G.A. i Marais G.v.R. (1988) Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems. Part I: Enhanced culture development. *Water SA*, 14(2), 81-92.

Wentzel M.C., Lötter L.H., Loewenthal R.E. i Marais, G.v.R. (1986) Metabolic behaviour of *Acinetobacter* spp. In enhanced biological phosphorus removal - a biochemical model. *Water SA*, 12(4), 209-224.

Yoshioka N., Hotta Y., Tanaka S., Naito S. i Tsugami S. (1957) Continuous thickening of homogeneous flocculated slurries, *Chemical Engineering in Japan*, 21, 66-75.

Zhang T. i Noike T. (1994) Influence of retention time on reactor performance and bacterial trophic populations in anaerobic digestion processes. *Water Research*, 28, 27-36.

Zheng Y. i Bagley D.M. (1998) Dynamic model for zone settling and compression in gravity thickeners. *Journal of Environmental Engineering*, 124(10), 953-958.

Zhou S. i McCorquodale J.A. (1992) Influence of skirt radius on performance of circular clarifier with density stratification. *International Journal for Numerical Methods in Fluids*, 14, 919-934.

APÈNDIX

10 APÈNDIX

10.1 Nomenclatura

Paràmetre	Descripció	Dimensions
A	Àrea del decantador	L^2
A_f	Àrea del decantador en l'alçada d'alimentació	L^2
A_i	Àrea de la capa i en la part cònica del decantador	L^2
$a_{i,i}$	Coefficient de cabal de sortida de la capa i	$L^3 \cdot T^{-1}$
$a_{i,i-1}$	coeficient del cabal d'entrada a la capa i procedent de la capa $i-1$	$L^3 \cdot T^{-1}$
$a_{i,i+1}$	coeficient del cabal d'entrada a la capa i procedent de la capa $i+1$	$L^3 \cdot T^{-1}$
AGV	Àcids grassos volàtils	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
APT	Abreviació de <i>Activated Primary Tank</i>	
b_{ACID}	Velocitat de mort de la biomassa acidogènica	T^{-1}
b_{AUT}	Velocitat de mort de la biomassa autòtrofa	T^{-1}
b_H	Velocitat de mort de la biomassa heteròtrofa	T^{-1}
$b_{j,f}$	Cabal màssic de component j que entra al decantador per la capa d'alimentació (capa f)	
b_{MAC}	Velocitat de mort de la biomassa metanogènica acetoclàstica	T^{-1}
b_{MH2}	Velocitat de mort de la biomassa metanogènica de l'hidrogen	T^{-1}
b_{PAO}	Velocitat de mort de la biomassa PAO	T^{-1}
b_{PHA}	Velocitat de lisi de X_{PHA}	T^{-1}
b_{PP}	Velocitat de lisi de X_{PP}	T^{-1}
b_{PRO}	Velocitat de mort de la biomassa acetogènica	T^{-1}
$c_{j,i}$	Terme dependent de l'equació de generació de component j en la capa i (veure Eq. 4.42)	$L^3 \cdot T^{-1}$
$d_{j,i}$	Terme independent de l'equació de generació de component j en la capa i (veure Eq. 4.42)	$L^3 \cdot T^{-1}$
F	Cabal màssic de sòlids en el decantador	$M \cdot T^{-1}$
f_{AC}	Fracció d'acètic generat en la fermentació	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
f_{AC}	Fracció d'acètic generat a partir del S_{PRO} consumit	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
f_{H2}	Fracció d'hidrogen generat en la fermentació	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
f_{H2}	Fracció d'hidrogen generat a partir del S_{PRO} consumit	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
f_{ns}	Fracció de sòlids no sedimentables	- - -

f_{PRO}	Fracció de propiònic generat en la fermentació	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
f_{SI}	Fracció de S_I que apareix per la hidròlisi de X_S	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
f_{XI}	Fracció de X_I que apareix per la mort de biomassa	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
$G_{j,i}$	Generació del component j en la capa i del decantador	$M \cdot T^{-1}$
G_X	Generació de sòlids	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$
H	Alçada total del decantador	L
$\dot{i}_{c,i}$	Contingut en element c (P,N,C ó SS) de l'espècie i del model de qualitat	---
IVF	Índex volumètric del fang	$L^3 \cdot M^{-1}$
$IVEA_{3,5}$	Índex volumètric Específic Agitat a 3.5 g/l	$L^3 \cdot M^{-1}$
$IVFD$	Índex volumètric del fang diluït	$L^3 \cdot M^{-1}$
J	Flux de sòlids en el decantador	$M \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$
K_A	Coeficient de saturació / inhibició per la S_A	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
k_{DisV}	Velocitat de desintegració del material complex volàtil	T^{-1}
k_{DisNV}	Velocitat de desintegració del material complex no volàtil	T^{-1}
k_H	Velocitat d'hidròlisi	T^{-1}
K_{H2}	Coeficient de saturació / inhibició per hidrogen	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
$K_{I,H}$	Coeficient d'inhibició per als protons	$M_H \cdot L^{-3}$
$K_{I,IPP}$	Coeficient d'inhibició per a l'emmagatzematge de PP	$M_{PP} \cdot M_{PAO}^{-1}$
$K_{I,TOTC}$	Coeficient d'inhibició per al total de carbonats	$M_{TOTC} \cdot L^{-3}$
K_{MAX}	Màxima relació de X_{PP} / X_{PAO}	$M_{PP} \cdot M_{PAO}^{-1}$
K_{NO3}	Coeficient de saturació / inhibició per nitrat	$M_N \cdot L^{-3}$
K_{O2}	Coeficient de saturació / inhibició per oxigen	$M_O \cdot L^{-3}$
$K_{S,F}$	Coeficient de saturació per la S_F	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
$K_{S,H}$	Coeficient de saturació per als protons	$M_H \cdot L^{-3}$
$K_{S,NH4}$	Coeficient de saturació per la S_{NH4}	$M_N \cdot L^{-3}$
$K_{S,P}$	Coeficient de saturació per la S_{PO4}	$M_P \cdot L^{-3}$
$K_{S,PHA}$	Coeficient de saturació per la X_{PHA}	$M_{PHA} \cdot M_{PAO}^{-1}$
$K_{S,PP}$	Coeficient de saturació per la X_{PP}	$M_{PP} \cdot M_{PAO}^{-1}$
$K_{S,PRO}$	Coeficient de saturació per la S_{PRO}	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
$K_{S,PS}$	Coeficient de saturació per la S_{PO4} en l'emmagatzematge de PP	$M_P \cdot L^{-3}$
$K_{S,X}$	Coeficient de saturació per la X_S	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
n	Número de capes del decantador	---
N	Número de components del model de qualitat	---
p	Pendent del fons del decantador	%
Q_E	Cabal en l'efluent del decantador	$L^3 \cdot T^{-1}$
Q_F	Cabal d'entrada al decantador	$L^3 \cdot T^{-1}$

q_{PHA}	Velocitat d'emmagatzematge de PHA	$M_{DQO} \cdot M_{PAO}^{-1} \cdot T^{-1}$
q_{PP}	Velocitat d'emmagatzematge de PP	$M_{PP} \cdot M_{PAO}^{-1} \cdot T^{-1}$
Q_P	Cabal de purga del decantador en la planta pilot	$L^3 \cdot T^{-1}$
Q_{RE}	Cabal de recirculació del decantador en la planta pilot	$L^3 \cdot T^{-1}$
r_h	Paràmetre de sedimentació zonal en l'Equació 1.29	$L^3 \cdot M^{-1}$
r_j	Velocitat de transformació del component j del model biològic	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$
r_p	Paràmetre de sedimentació floculada en l'Equació 1.29	$L^3 \cdot M^{-1}$
S_A	Concentració d'àcid acètic	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
S_{CH4}	Concentració de metà dissolt	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
S_{CO2}	Concentració de diòxid de carboni dissolt	$M \cdot L^{-3}$
S_F	Matèria orgànica fermentable	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
S_{H2}	Concentració d'hidrogen dissolt	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
S_I	Matèria orgànica inert soluble	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
S_{N2}	Concentració de nitrogen gasós	$M_N \cdot L^{-3}$
S_{NH4}	Concentració d'amoni i nitrogen amoniacal	$M_N \cdot L^{-3}$
S_{NO3}	Concentració de nitrit i nitrat presents en l'aigua	$M_N \cdot L^{-3}$
S_{O2}	Concentració d'oxigen dissolt	$M_O \cdot L^{-3}$
S_{PO4}	Concentració de fòsfor soluble inorgànic	$M_P \cdot L^{-3}$
S_{PRO}	Concentració d'àcids volàtils excepte l'acètic	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
SS	Sòlids suspesos	$M \cdot L^{-3}$
SSV	Sòlids suspesos volàtils	$M \cdot L^{-3}$
$SSVB$	Sòlids suspesos volàtils biodegradables	$M \cdot L^{-3}$
$SSVNB$	Sòlids suspesos volàtils no biodegradables	$M \cdot L^{-3}$
ST	Sòlids totals	$M \cdot L^{-3}$
S_{IC}	Carboni inorgànic mesurat com mols de carboni	$M \cdot L^{-3}$
S_{TH}	Protons totals mesurats com a mols de H^+	$M \cdot L^{-3}$
STV	Sòlids totals volàtils	$M \cdot L^{-3}$
TRC	Temps de retenció cel·lular	T
TRH	Temps de retenció hidràulic	T
TRS	Temps de retenció de sòlids	T
V_0	Velocitat màxima teòrica de sedimentació zonal	$L \cdot T^{-1}$
V'_0	Velocitat màxima efectiva de sedimentació zonal	$L \cdot T^{-1}$
V_U	Velocitat d'ascens de l'aigua cap a l'efluent del decantador	$L \cdot T^{-1}$
V_D	Velocitat de descens de l'aigua cap al fons del decantador	$L \cdot T^{-1}$
V_i	Volum de la capa i del decantador	L^3
V_{FANG}	Volum que ocupa el fang sedimentat en el decantador	L^3
VF_{30}	Volum de fang decantat després de 30 minuts d'assaig de l'IVF	$L^3 \cdot L^{-3}$

VFD_{30}	Volum de fang diluït decantat després de 30 minuts d'assaig de l'IVFD	$L^3 \cdot L^{-3}$
V_S	Velocitat de sedimentació de les partícules suspeses	$L \cdot T^{-1}$
X	Concentració de sòlids	$M \cdot L^{-3}$
X_{ACID}	Concentració d'organismes acidogènics	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_{AUT}	Concentració d'organismes autòtrofs nitrificants	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_{BM}	Concentració de biomassa que engloba tots els grups de microorganismes considerats pel model	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_{CV}	Material complex sedimentable volàtil	$M_{SS} \cdot L^{-3}$
X_{CNV}	Material complex sedimentable no volàtil	$M_{SS} \cdot L^{-3}$
X_{dil}	Concentració de sòlids diluïda per a l'anàlisi de l'IVFD	$M \cdot L^{-3}$
X_{EF}	Concentració de sòlids en l'efluent del decantador	$M \cdot L^{-3}$
X_F	Concentració de sòlids d'entrada al decantador	$M \cdot L^{-3}$
X_H	Concentració d'organismes heteròtrofs	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_I	Matèria orgànica suspesa no biodegradable	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_{Id}	Matèria orgànica suspesa no biodegradable desintegrada	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_{MAC}	Concentració d'organismes metanogènics acetoclàstics	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_{MH2}	Concentració d'organismes metanogènics de l'hidrogen	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_{min}	Concentració de sòlids no sedimentables	$M \cdot L^{-3}$
X_{NV}	Concentració de sòlids suspesos no volàtils	$M_{SS} \cdot L^{-3}$
X_{NVd}	Concentració de sòlids suspesos no volàtils desintegrats	$M_{SS} \cdot L^{-3}$
X_{PAO}	Concentració d'organismes acumuladors de polifosfats	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_{PHA}	Concentració de Polihidroxialcanoats intracel·lulars	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_{PP}	Concentració de Polifosfats intracel·lulars	$M_P \cdot L^{-3}$
X_{PRO}	Concentració d'organismes acetogènics	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_R	Concentració de sòlids en la purga del decantador	$M \cdot L^{-3}$
X_S	Matèria orgànica suspesa lentament biodegradable	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_{Sd}	Matèria orgànica suspesa lentament biodegradable desintegrada	$M_{DQO} \cdot L^{-3}$
X_{TSS}	Concentració de sòlids suspesos totals	$M_{SS} \cdot L^{-3}$
Y_{ACID}	Rendiment de creixement de la biomassa acidogènica	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
Y_{AUT}	Rendiment de creixement de la biomassa autòtrofa	$M_{DQO} \cdot M_N^{-1}$
Y_H	Rendiment de creixement de la biomassa heteròtrofa	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
Y_{MAC}	Rendiment de creixement de la biomassa metanogènica acetoclàstica	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
Y_{MH2}	Rendiment de creixement de la biomassa metanogènica de l'hidrogen	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
Y_{PAO}	Rendiment de creixement de la biomassa PAO	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
$Y_{PAO,NO}$	Rendiment de creixement anòxic de la biomassa PAO	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
Y_{PHA}	Fracció de X_{PHA} utilitzat per unitat de X_{PP} emmagatzemat	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$

$Y_{PHA,NO}$	Fracció de X_{PHA} utilitzat per unitat de X_{PP} emmagatzemat anòxicament	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
Y_{PO4}	Fracció de S_{PO4} alliberat per unitat de X_{PHA} emmagatzemat	$M_P \cdot M_{DQO}^{-1}$
Y_{PRO}	Rendiment de creixement de la biomassa acetogènica	$M_{DQO} \cdot M_{DQO}^{-1}$
Z	Alçada en el decantador	L
Z_f	Alçada d'alimentació en el decantador	L
Z_t	Alçada de transició entre sedimentació zonal i compressió	L
η_{fe}	Factor de reducció de la hidròlisi anaeròbia dels heteròtrofs	---
η_H	Factor de reducció del creixement anòxic dels heteròtrofs	---
η_{NO3}	Factor de reducció de la hidròlisi anòxica dels heteròtrofs	---
η_{PAO}	Factor de reducció del creixement anòxic dels organismes PAO	---
η_{PP}	Factor de reducció de la velocitat d'emmagatzematge de PP	---
μ_{ACID}	Velocitat màxima de creixement de la biomassa acidogènica	T^{-1}
μ_{AUT}	Velocitat màxima de creixement de la biomassa autòtrofa	T^{-1}
μ_H	Velocitat màxima de creixement de la biomassa heteròtrofa	T^{-1}
μ_{MAC}	Velocitat màxima de creixement de la biomassa metanogènica acetoclàstica	T^{-1}
μ_{MH2}	Velocitat màxima de creixement de la biomassa metanogènica de l'hidrogen	T^{-1}
μ_{PAO}	Velocitat màxima de creixement de la biomassa PAO	T^{-1}
μ_{PRO}	Velocitat màxima de creixement de la biomassa acetogènica	T^{-1}
ρ_j	Cinètica de reacció en el procés j del model biològic	$M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$
$\nu_{i,j}$	Coeficient estequiomètric del component i en el procés j	---
Ω	Factor de compressió dels sòlids en el decantador	---

10.2 Valors típics per als paràmetres model de qualitat

En la taula següent es mostren els valors predeterminats dels paràmetres del model de qualitat, que forma part del BNRM1, junt amb la procedència de cadascun dels valors mostrats.

Paràmetre	Unitats	Valor utilitzat	Font
Bacteris heteròtrofs			
f_{SI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.00	Henze <i>et al.</i> (1995)
Y_H	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.63	Henze <i>et al.</i> (1995)
f_{XI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.10	Henze <i>et al.</i> (1995)
Bacteris acumuladors de polifosfats			
Y_{PAO}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.63	Henze <i>et al.</i> (1995)
Y_{PO4}	g P (g DQO) ⁻¹	0.40	Henze <i>et al.</i> (1995)
Y_{PHA}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.20	Henze <i>et al.</i> (1995)
f_{XI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.10	Henze <i>et al.</i> (1995)
Bacteris autòtrofs			
Y_{AUT}	g DQO (g N) ⁻¹	0.24	Henze <i>et al.</i> (1995)
f_{XI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.10	Henze <i>et al.</i> (1995)
Hidròlisi anaeròbia per acidogènics			
f_{SI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.00	Fixat
Bacteris acidogènics			
Y_{ACID}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.15	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
f_{Ac}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.39	Bouzas (2002)
f_{H2}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.22	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
f_{PRO}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.39	calculat: (1 - f_{Ac} - f_{H2})
f_{XI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.20	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
Bacteris acetogènics			
Y_{ACET}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.05	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
f_{Ac}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.568	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
f_{H2}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.432	calculat: (1 - f_{Ac})
f_{XI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.20	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
Bacteris hidrogenotròfics			
Y_{MH2}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.045	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
f_{XI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.20	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
Bacteris acetotròfics			
Y_{MAC}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.025	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
f_{XI}	g DQO (g DQO) ⁻¹	0.20	Siegrist <i>et al.</i> (1993)

Taula 10.1. Valors predeterminats per als paràmetres estequiomètrics del model BNRM1.

Paràmetre	unitats	Valor utilitzat	Font
Hidròlisi d'heteròtrofs			
K_H	d^{-1}	3.0	Henze <i>et al.</i> (1995)
η_{NO_3}	- - -	0.6	Henze <i>et al.</i> (1995)
η_{Fe}	- - -	0.1	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{O_2}	$g O_2 \cdot m^{-3}$	0.2	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{NO_3}	$g N \cdot m^{-3}$	0.5	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_X	$g DQO (g DQO)^{-1}$	0.1	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$2.3 \cdot 10^{-7}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
$K_{I,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$4.35 \cdot 10^{-3}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
Bacteris heteròtrofs			
μ_H	d^{-1}	6.0	Henze <i>et al.</i> (1995)
η_{NO_3}	- - -	0.8	Henze <i>et al.</i> (1995)
b_H	d^{-1}	0.4	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{O_2}	$g O_2 \cdot m^{-3}$	0.2	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{NO_3}	$g N \cdot m^{-3}$	0.5	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,F}$	$g DQO \cdot m^{-3}$	4.0	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,A}$	$g DQO \cdot m^{-3}$	4.0	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{S,NH_4}	$g N \cdot m^{-3}$	0.05	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{S,PO_4}	$g P \cdot m^{-3}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$2.3 \cdot 10^{-7}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
$K_{I,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$4.35 \cdot 10^{-3}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
Bacteris acumuladors de polifosfats			
μ_{PAO}	d^{-1}	1.0	Henze <i>et al.</i> (1995)
q_{PHA}	d^{-1}	3.0	Henze <i>et al.</i> (1995)
q_{PP}	d^{-1}	1.5	Henze <i>et al.</i> (1995)
η_{NO_3}	- - -	0.6	Henze <i>et al.</i> (1999)
b_{PAO}	d^{-1}	0.2	Henze <i>et al.</i> (1995)
b_{PHA}	d^{-1}	0.2	Henze <i>et al.</i> (1995)
b_{PP}	d^{-1}	0.2	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{O_2}	$g O_2 \cdot m^{-3}$	0.2	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{NO_3}	$g N \cdot m^{-3}$	0.5	Henze <i>et al.</i> (1999)
$K_{S,A}$	$g DQO \cdot m^{-3}$	4.0	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{S,NH_4}	$g N \cdot m^{-3}$	0.05	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{S,PO_4}	$g P \cdot m^{-3}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{PS}	$g P \cdot m^{-3}$	0.2	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{PP}	$g PP \cdot (g PAO)^{-1}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{MAX}	$g PP \cdot (g PAO)^{-1}$	0.34	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{IPP}	$g PP \cdot (g PAO)^{-1}$	0.02	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{PHA}	$g PHA \cdot (g PAO)^{-1}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$6.0 \cdot 10^{-7}$	Serralta <i>et al.</i> (2004)
$K_{I,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$4.19 \cdot 10^{-4}$	Serralta <i>et al.</i> (2004)

Paràmetre	unitats	Valor utilitzat	Font
Bacteris autòtrofs			
μ_{AUT}	d^{-1}	1.0	Henze <i>et al.</i> (1995)
b_{AUT}	d^{-1}	0.15	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{S,O_2}	$g O_2 \cdot m^{-3}$	0.5	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{S,NH_4}	$g N \cdot m^{-3}$	1.0	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{S,PO_4}	$g P \cdot m^{-3}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$2.4 \cdot 10^{-7}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
$K_{I,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$8.71 \cdot 10^{-4}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
Hidròlisi anaeròbia per acidogènics			
k_H	d^{-1}	40	Bouzas (2002)
K_X	$g DQO \cdot g^{-1} DQO$	153	Bouzas (2002)
$K_{S,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$2.3 \cdot 10^{-7}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
$K_{I,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$4.35 \cdot 10^{-3}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
Bacteris acidogènics			
μ_{ACID}	d^{-1}	0.98	Bouzas (2002)
b_{ACID}	d^{-1}	0.33	Bouzas (2002)
$K_{S,F}$	$g DQO \cdot m^{-3}$	31	Bouzas (2002)
$K_{I,A}$	$g DQO \cdot m^{-3}$	6500	Bouzas (2002)
K_{S,NH_4}	$g N \cdot m^{-3}$	0.05	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{S,PO_4}	$g P \cdot m^{-3}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$2.3 \cdot 10^{-7}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
$K_{I,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$4.35 \cdot 10^{-3}$	Henze <i>et al.</i> (1997)
Bacteris acetogènics			
μ_{ACET}	d^{-1}	0.58	Bouzas (2002)
b_{ACET}	d^{-1}	0.028	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
$K_{S,PRO}$	$g DQO \cdot m^{-3}$	5	Bouzas (2002)
$K_{I,A}$	$g DQO \cdot m^{-3}$	2700	Bouzas (2002)
K_{I,H_2}	$g DQO \cdot m^{-3}$	3.0	Bouzas (2002)
K_{S,NH_4}	$g N \cdot m^{-3}$	0.05	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{S,PO_4}	$g P \cdot m^{-3}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	10^{-5}	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
$K_{I,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$6.3 \cdot 10^{-4}$	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
Bacteris hidrogenotròfics			
μ_{MH_2}	d^{-1}	0.76	Bouzas (2002)
b_{MH_2}	d^{-1}	0.112	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
K_{S,H_2}	$g DQO \cdot m^{-3}$	0.1	Bouzas (2002)
K_{S,NH_4}	$g N \cdot m^{-3}$	0.05	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{S,PO_4}	$g P \cdot m^{-3}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	10^{-5}	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
$K_{I,pH}$	$mol H^+ \cdot m^{-3}$	$6.3 \cdot 10^{-4}$	Siegrist <i>et al.</i> (1993)

Paràmetre	unitats	Valor utilitzat	Font
Bacteris metanògens acetotròfics			
μ_{MAC}	d^{-1}	0.106	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
b_{MAC}	d^{-1}	0.028	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
$K_{S,A}$	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	30	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
K_{S,NH_4}	$g \text{ N} \cdot m^{-3}$	0.05	Henze <i>et al.</i> (1995)
K_{S,PO_4}	$g \text{ P} \cdot m^{-3}$	0.01	Henze <i>et al.</i> (1995)
$K_{S,pH}$	$mol \text{ H}^+ \cdot m^{-3}$	10^{-5}	Siegrist <i>et al.</i> (1993)
$K_{i,pH}$	$mol \text{ H}^+ \cdot m^{-3}$	$6.3 \cdot 10^{-4}$	Siegrist <i>et al.</i> (1993)

Taula 10.2. Valors predeterminats per als paràmetres cinètics del model BNRM1.

10.3 Imatges de la planta pilot

En les fotografies següents es mostren imatges de la planta pilot amb alguns detalls dels elements que la componen.



Figura 10.1. Vista general de la planta pilot per la part frontal.



Figura 10.2. Efluent del decantador amb les sondes de pH i Temperatura instal·lades.



Figura 10.3. Vista general de la planta pilot per la part posterior.



Figura 10.4. Detall del rascador de fons instal·lat al decantador primari.

