

RESUMEN

La roca fosfática a partir de la cual se obtiene el fósforo es un recurso esencial, estratégico y limitado que se encuentra en vías de agotamiento (estimaciones en 200 años con pérdidas de competitividad en 50). Por otra parte los problemas asociados al vertido de aguas ricas en fósforo, como la eutrofización, han motivado un aumento en las exigencias de las normativas que regulan estos vertidos en las Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDAR).

La recuperación de fósforo en las EDAR supone una oportunidad para reducir la dependencia de la roca fosfática y el contenido de fósforo en sus efluentes de forma que se cumplan las exigencias de las normativas vigentes. Además del beneficio ambiental, la recuperación de fósforo puede realizarse en forma de estruvita que puede ser comercializada como producto fertilizante, lo que ofrece una oportunidad de rentabilizar estos procesos de recuperación.

Este proyecto pretende estudiar el rendimiento y viabilidad técnico-económica de la implantación de un sistema de recuperación de fósforo como estruvita en una EDAR, así como los efectos de la implantación sobre la operación normal de ésta. Para ello se ha realizado una revisión de tecnologías existentes que permiten la recuperación de fósforo y se ha seleccionado una EDAR para este estudio: la planta de El Prat de Llobregat.

Para estudiar el rendimiento y el efecto sobre la EDAR de varios sistemas de recuperación de fósforo se ha recurrido a un software específico: BioWin 4.0, con el que se han realizado simulaciones en distintas condiciones de operación (pH 7,00 a 9,25 con ratios molares magnesio:fosfato 1:1 hasta 2:1 en el reactor del sistema de recuperación). De los sistemas de recuperación analizados se estudia la implantación de tres de ellos: Ostara Pearl, Ostara Pearl + Wasstrip, y Nuresys.

De estas simulaciones se ha llegado a la conclusión de que el efecto sobre el resto de equipos de la EDAR y su operativa habitual es mínimo, el comportamiento de los sistemas de recuperación es el mismo y que los resultados son similares en los tres casos, aunque el sistema combinado Pearl + Wasstrip de Ostara presenta unos resultados ligeramente mejores debido a la presencia de una etapa de liberación de nutrientes antes del sistema de recuperación. Se estima el potencial de estruvita recuperada entre 165 y 670 toneladas anuales para unas condiciones de operación de pH 7 y 8, respectivamente, y una adición de magnesio tal que la proporción molar magnesio:fosfato en el reactor del sistema de recuperación es 1:1.

El estudio de viabilidad aproximado muestra que la implantación de este tipo de tecnologías en la EDAR puede ser viable y que es posible alcanzar periodos de retorno de la inversión menores a 8 años en determinadas condiciones.

SUMARIO

RESUMEN	1
SUMARIO	3
ÍNDICE DE FIGURAS	7
ÍNDICE DE TABLAS	11
1 GLOSARIO DE TÉRMINOS	13
2 PREFACIO	15
2.1 Origen del proyecto	15
2.2 Motivación.....	15
3 INTRODUCCIÓN	16
4 OBJETIVOS DEL PROYECTO	17
5 JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO	18
5.1 Problemática asociada al fósforo	18
5.1.1 Agotamiento de la roca de la roca fosfática.....	18
5.1.2 Eutrofización.....	20
5.1.3 Precipitación no controlada de estruvita en EDARs	20
5.2 Oportunidades	21
5.2.1 La estruvita como producto recuperable.....	21
5.2.2 Ventajas de la recuperación de fósforo en forma de estruvita en EDARs.....	22
6 ESTADO DEL ARTE	24
6.1 Eliminación de fósforo	24
6.1.1 Eliminación química de fósforo	25
6.1.2 Precipitación natural de fósforo	26
6.1.3 Eliminación biológica de fósforo	27
6.1.3.1 Proceso A/O	29
6.1.3.2 Proceso PHOSTRIP	29
6.1.3.3 Tecnología SBR.....	30
6.1.4 Tratamientos de fangos.....	31
6.1.4.1 Digestión anaerobia.....	32
6.1.4.2 Mono-incineración	33
6.2 Recuperación de fósforo en EDARS	33
6.2.1 Ubicaciones para la recuperación en EDARs	33

6.2.2	Productos recuperables en una EDAR	34
6.2.2.1	Fosfatos cálcicos.....	35
6.2.2.2	Carbonato cálcico	36
6.2.2.3	Estruvita	36
6.2.2.4	Otros precipitados con magnesio	39
6.2.2.5	Otros posibles precipitados	39
6.2.2.6	Cenizas	40
6.2.3	Técnicas de recuperación de fósforo en EDARs	40
6.2.3.1	Cristalización y precipitación	40
6.2.3.2	Tratamientos químicos húmedos	41
6.2.3.3	Tratamientos termoquímicos	42
6.3	Tecnologías de recuperación de fósforo en EDARs	42
6.3.1	Ostara Pearl.....	42
6.3.2	Ostara Wasstrip.....	43
6.3.3	Nuresys	45
6.3.4	Crystalactor.....	45
6.3.5	Phospaq.....	46
6.3.6	Seaborne	47
6.3.7	AirPrex.....	49
7	SIMULACIÓN DE EDARS	51
7.1	Introducción a BioWin	51
7.2	Modelización matemática de procesos biológicos de depuración de aguas residuales (modelos IWA).....	52
7.2.1	Estequiometría y cinética de los modelos de digestión anaerobia	53
7.2.2	Notación y lectura matricial	55
7.3	Limitaciones de BioWin 4.0.....	57
8	SIMULACIÓN DE LA EDAR BAJO ESTUDIO	58
8.1	Caso de estudio: EDAR de El Prat de Llobregat.....	58
8.1.1	Operativa de la EDAR	58
8.1.1.1	Línea de aguas	60
8.1.1.2	Línea de fangos	61
8.1.2	Datos de diseño básicos y parámetros de funcionamiento	62
8.1.3	La EDAR frente a la legislación	62
8.1.4	Justificación de su elección como caso de estudio.....	63
8.2	Consideraciones previas a la simulación.....	64

8.2.1	Sobre la implantación de tecnologías de recuperación de fósforo	64
8.2.2	Simulaciones	65
8.3	Modelización de la EDAR de El Prat de Llobregat en BioWin.....	65
8.4	Implantación de un sistema de recuperación PEARL	69
8.5	Implantación de un sistema de recuperación WASSTRIP	69
8.6	Implantación de un sistema de recuperación NURESYS.....	69
9	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	73
9.1	Resultados de la simulación del caso actual	75
9.2	Resultados de los casos con implantación de sistemas de recuperación de fósforo	78
9.2.1	Sistema de recuperación de fósforo.....	78
9.2.2	Digestor anaerobio.....	84
9.2.3	Efluente de la planta	84
10	ESTUDIO DE VIABILIDAD	92
10.1	Costes internos.....	92
10.1.1	Costes de inversión, costes financieros y otros costes	92
10.1.2	Costes de operación y mantenimiento.....	94
10.2	Ingresos internos	95
10.2.1	Venta de estruvita	95
10.2.2	Ahorro en costes de operación.....	96
10.2.3	Ahorro en gestión de precipitados de hierro.....	96
10.2.4	Ahorro en costes de mantenimiento	97
10.3	Viabilidad	97
11	COSTE DEL PROYECTO	100
12	ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL	102
12.1	Impacto generado en la realización del proyecto	102
12.2	Impacto de la implantación de un SRP en la EDAR.....	102
13	CONCLUSIONES	104
14	BIBLIOGRAFÍA	106

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 5.1. Procesos clave del ciclo natural del fósforo (adaptado de Bergmans, 2011).	18
Figura 5.2. Reservas de roca fosfática según el U.S. Geological Survey en 2012 (datos en miles de toneladas métricas).	19
Figura 5.3. Producción estimada de roca fosfática según el U.S. Geological Survey en 2012 (datos en miles de toneladas métricas).	19
Figura 5.4. Detalle de una conducción parcialmente obstruida por estruvita (Ostara, 2015).21	
Figura 6.1. Fracciones del fósforo en el agua residual (Pastor, 2008).	24
Figura 6.2. Diagrama de solubilidad para los fosfatos de hierro, aluminio y calcio (Montag, 2008).	25
Figura 6.3. Posible acumulación de fosfato cálcico en el tratamiento de aguas con EBPR (Enhanced Biological Phosphorus Removal; Pastor, 2008).	27
Figura 6.4. Concentraciones de P-PO ₄ , VFA, PHB y polifosfatos en estado aeróbico y anaeróbico para las fases acuosas y biomasa (Jansenn et al., 2002).	28
Figura 6.5. Representación del proceso A/O.	29
Figura 6.6. Representación del proceso PHOSTRIP.	30
Figura 6.7. Representación de la tecnología SBR aplicada a la eliminación biológica de fósforo.	31
Figura 6.8. Representación del esquema básico de una EDAR.	34
Figura 6.9. Procesos de liberación y fijación del fósforo en la digestión anaerobia del fango (Wild et al., 1997).	35
Figura 6.10. Cristales de estruvita (Pastor, 2008).	37
Figura 6.11. Solubilidad de la estruvita en un rango de pH 7 a 9,5 (Koch et al., 2009).	37
Figura 6.12. Resultados de varios estudios para el valor del K _{sp} de la estruvita a diferentes temperaturas (adaptado de Hanhoun et al., 2011).	38

Figura 6.13. Clasificación de tecnologías de recuperación de fósforo en EDAR. En azul aquellas que se llevan a cabo a escala completa de forma satisfactoria (datos 2014; basado en el diagrama de Sartorius et al., 2011).	43
Figura 6.14. Representación gráfica del proceso y del reactor de Ostara Pearl (adaptado de Ostara, 2015).	44
Figura 6.15. Esquema representativo del sistema combinado de recuperación de fósforo Pearl + Wasstrip de Ostara con la inclusión de la etapa opcional de fermentación de fangos primarios.	44
Figura 6.16. Esquema representativo del sistema Nuresys de recuperación de fósforo.	45
Figura 6.17. Esquema representativo del proceso y reactor Crystalactor.	46
Figura 6.18. Esquema del proceso Phospaq de recuperación de fósforo.	47
Figura 6.19. Diagrama de flujo del proceso Seaborne.	48
Figura 6.20. Esquema del proceso Seaborne (adaptado a partir de Vesterager, 2009).	48
Figura 6.21. Esquema del proceso AirPrex de recuperación de fósforo.....	49
Figura 8.1. Diagrama representativo del funcionamiento de la EDAR de El Prat de Llobregat (adaptado del diagrama de la EDAR de El Prat de Llobregat, sitio web de Àrea Metropolitana de Barcelona, 2015).	59
Figura 8.2. Capacidad de tratamiento de las EDAR de Cataluña (Agència Catalana de l'Aigua, 2013).	63
Figura 8.3. Diagrama aproximado del procedimiento de trabajo para la elaboración en BioWin del proyecto de simulación.....	66
Figura 8.4. Esquema de la EDAR de El Prat de Llobregat utilizado en BioWin.	67
Figura 8.5. Esquema de la EDAR de El Prat de Llobregat con implantación de un sistema PEARL utilizado en BioWin.....	70
Figura 8.6. Esquema de la EDAR de El Prat de Llobregat con implantación de un sistema WASSTRIP utilizado en BioWin.	71

Figura 8.7. Esquema de la EDAR de El Prat de Llobregat con implantación de un sistema Nuresys utilizado en BioWin.	72
Figura 9.1. Distribución del flujo másico del fósforo total en una única línea de la EDAR simulada.	77
Figura 9.2. Distribución del flujo másico del nitrógeno total en una única línea de la EDAR simulada.	77
Figura 9.3. Recuperación de fósforo (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.	78
Figura 9.4. Recuperación de fósforo (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.	79
Figura 9.5. Recuperación de fósforo (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.	79
Figura 9.6. Magnesio consumido (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.	80
Figura 9.7. Magnesio consumido (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.	80
Figura 9.8. Magnesio reaccionado (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.	81
Figura 9.9. Estruvita recuperada diariamente por línea de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.	81
Figura 9.10. Estruvita recuperada diariamente por línea de la EDAR. Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.	82
Figura 9.11. Estruvita recuperada diariamente por línea de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.	82
Figura 9.12. Concentración de fósforo total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.	85
Figura 9.13. Concentración de fósforo total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.	85

Figura 9.14. Concentración de fósforo total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.	86
Figura 9.15. Reducción de fósforo total en el efluente de la EDAR (%). Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.	86
Figura 9.16. Reducción de fósforo total en el efluente de la EDAR (%).Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.	87
Figura 9.17. Reducción de fósforo total (%) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.	87
Figura 9.18. Diagrama del flujo de fósforo total en la EDAR de El Prat de Llobregat con un sistema de recuperación de fósforo. Los valores utilizados son un promedio de los tres casos estudiados. En color azul sólido: pH 7; entramado de rallas rojas: pH 8. Ratio molar magnesio:fosfato de 1 en el sistema de recuperación.	88
Figura 9.19. Concentración de nitrógeno total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.....	89
Figura 9.20. Concentración de nitrógeno total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.	90
Figura 9.21. Concentración de nitrógeno total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.	90
Figura 10.1. Impacto del pH de operación sobre los ingresos internos. Precio de la estruvita fijado en 250 €/t.	99
Figura 11.1. Diagrama de Gantt.	101

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 6.1. Precipitados de fósforo. Valores de pK_S citados por Musvoto et al. (2000) y Barat (2004).	35
Tabla 6.2. Secuencias de precipitación de DCPD, OCP, ACP y HAP en función del pH (Van Kemenade y Bruyn, 1987).	36
Tabla 6.3. Precipitados de fosfato y magnesio. pK_S citados por Musvoto et al. (2000).	39
Tabla 7.1. Ejemplo de notación matricial ilustrada con un modelo de crecimiento heterótrofo en medio aerobio (adaptado de Díaz, 2003).	55
Tabla 8.1. Datos de diseño básicos de la EDAR de El Prat de Llobregat (datos del sitio web de Àrea Metropolitana de Barcelona, 2015).	62
Tabla 8.2. Comparación de los valores de salida de la EDAR de El Prat de Llobregat (valores del año 2010) con los valores límite establecidos por la Directiva 91/271/CEE.	62
Tabla 9.1. Comparación de los resultados obtenidos en la simulación frente a los datos disponibles del efluente de la EDAR de El Prat de Llobregat (2010).	75
Tabla 9.2. Algunos resultados de la simulación de la EDAR de El Prat de Llobregat.	76
Tabla 9.3. Algunos resultados de la simulación de la EDAR de El Prat de Llobregat.	76
Tabla 9.4. HDP recuperado diariamente (kg/d) para una única línea de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR El Prat de Llobregat.	83
Tabla 9.6. HDP recuperado diariamente (kg/d) para una única línea de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR El Prat de Llobregat.	83
Tabla 9.8-1. Leyenda de la Figura 9.18. Datos en kg/d de fósforo para 1 línea de la EDAR.	88
Tabla 9.8-2. Leyenda de la Figura 9.18. Datos en kg/d de fósforo para 1 línea de la EDAR.	89
Tabla 9.10. Comparación de varios parámetros del efluente de la planta para los casos estudiados de la	91
Tabla 10.1. Información destacable de los proyectos de Ostara en las EDAR Durham y Rock Creek (Ostara, 2014).	93

Tabla 10.2. Aproximación del desglose de costes del proyecto de implantación de un sistema de recuperación Ostara Pearl en la EDAR Rock Creek (Hillsboro, Oregón, EE.UU.).	94
Tabla 10.3. Coste anual estimado en NaOH para regular el pH de operación del sistema Pearl de recuperación de fósforo implantado en la EDAR de El Prat de Llobregat.	94
Tabla 10.4. Ingresos estimados de la venta de la estruvita generada en el sistema Pearl de recuperación de fósforo implantado en la EDAR de El Prat de Llobregat.	96
Tabla 10.5. Ahorro estimado en cloruro de hierro (III) con la implantación un sistema Pearl de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat.	96
Tabla 10.6. Ahorro estimado en la gestión de precipitados de hierro para la implantación del sistema Pearl de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat.	97
Tabla 10.7. Ahorro estimado en costes de mantenimiento para la implantación del sistema Pearl de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat.	97
Tabla 10.8. Periodo de retorno de la inversión (en años) para distintos precios de venta de estruvita sin considerar los beneficios externos. Resultados para el estudio de la implantación de un sistema Pearl de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat con adición de 1 mol de magnesio por mol de fosfato disponible.	97
Tabla 10.9. Tabla de costes e ingresos para el proyecto propuesto de implantación de un sistema Pearl de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat. Precio de venta de la estruvita utilizado es 250 €/t. La proporción molar de magnesio es de 1 mol de magnesio por mol de fosfato disponible.	98
Tabla 11.1. Resumen del tiempo dedicado a la realización del proyecto.	100
Tabla 11.2. Coste final del proyecto.	100

1 Glosario de términos

ACP	Fosfato de Calcio Amorfo [$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot x\text{H}_2\text{O}$]
ADM	Modelo de digestión anaerobia (<i>Anaerobic Digestion Model</i>)
ANNAMOX	Oxidación anaeróbica de amonio (<i>Anaerobic Ammonium Oxidation</i>)
ASDM	Modelo de digestión de fangos activados (<i>Activated Sludge Digestion Model</i>)
ASM	Modelo de fangos activados (<i>Activated Sludge Model</i>)
bsCOD	Materia orgánica en disolución
Ca:P	Relación molar entre el calcio y el fósforo
DBO_5	Demanda Biológica de Oxígeno transcurridos 5 días
$\text{DBO}_5\text{:P}$	Relación molar entre la DBO_5 y el fósforo
DCPA	Monetita [$\text{CaH}_2\text{P}_2\text{O}_7$]
DCPD	Brusita [$\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$]
DQO	Demanda Química de Oxígeno
EBPR	Eliminación biológica mejorada de fósforo (<i>Enhanced Biological Phosphorus Removal</i>)
EDAR	Estación Depuradora de Aguas Residuales
HAP	Hidroxiapatita [$\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH}$]
HDP	Hidroxifosfato dicálcico [$\text{Ca}_2\text{HPO}_4(\text{OH})_2$]
IWA	Asociación Internacional del Agua (<i>International Water Association</i>)
LCFA	Ácidos grasos de cadena larga (<i>Long Chain Fatty Acids</i>)
MAP	Estruvita, fosfato de amonio y magnesio (<i>Magnesium Ammonium Phosphate</i>) [MgNH_4PO_4]
Mg:Ca	Relación molar entre el fósforo y el calcio
N_{TOT}	Nitrógeno total (en cualquier forma)
N-NH_4	Nitrógeno en forma de amonio
N-NO_3	Nitrógeno en forma de nitrato
NPK	Nitrógeno, fósforo y potasio
NTK	Nitrógeno Total Kjeldahl
Nuresys	Sistema de recuperación de nutrientes (<i>Nutrient Recovery System</i>)
OCP	Fosfato octocálcico [$\text{Ca}_8\text{H}_2(\text{PO}_4)_6 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$]
P_{TOT}	Fósforo total (en cualquier forma)
P-PO_4	Fósforo en forma ortofosfatos
PAO	Organismos Acumuladores de Polifosfatos (<i>Polyphosphate Accumulating Organisms</i>)
PCB	Policloruros de Bifenilo
PHA	Polihidroxialcanoatos

PHB	Poli-beta-hidroxibutirano
PHV	Poli-beta-hidroxivalerato
Poli-P	Polifosfatos [P ₂ O ₇]
POP	Contaminantes Orgánicos Persistentes (<i>Persistent Organic Pollutants</i>)
RMg	Relación molar entre el magnesio y el fósforo en forma de ortofosfato en el sistema de recuperación de fósforo
SBR	Reactor Discontinuo Secuencial (<i>Sequential Batch Reactor</i>)
SCFA	Ácidos grasos de cadena corta (<i>Short Chain Fatty Acids</i>)
SRP	Sistema de recuperación de fósforo
SRT	Tiempo de retención de fangos (<i>Sludge Retention Time</i>)
SST	Sólidos Totales en Suspensión
SSV	Sólidos Volátiles en Suspensión
TCP	Fosfato tricálcico
VFA	Ácidos grasos volátiles (<i>Volatile Fatty Acids</i>)
WASSTRIP	Liberación para la eliminación del fósforo interno en fangos activados (<i>Waste Activated Sludge Stripping to Remove Internal Phosphorus</i>)

2 Prefacio

2.1 Origen del proyecto

El crecimiento demográfico, industrial y de la agricultura son algunos ejemplos de causas del rápido aumento de la demanda de productos que contienen fósforo. Como consecuencia, el consumo de las reservas de fósforo en forma de roca fosfática se ha incrementado, provocando una creciente preocupación sobre el agotamiento en un futuro cercano de este recurso de carácter esencial, limitado y estratégico.

En el marco de las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR), ha habido un aumento en las exigencias de las normativas que regulan la concentración de nutrientes (como es el fósforo) en los efluentes tratados que son vertidos para minimizar la eutrofización de las aguas receptoras. Los problemas asociados a la precipitación no controlada de sustancias con fósforo han motivado la aparición de tecnologías que permiten la eliminación y la recuperación de nutrientes como el fósforo.

Esta situación ha propiciado que los últimos años aparezcan cada vez más estudios sobre la recuperación del fósforo proveniente, por ejemplo, de aguas residuales. Los tratamientos de estas aguas en las EDAR generan corrientes de proceso con altas concentraciones de nutrientes, como el nitrógeno y el fósforo, que pueden resultar interesantes para llevar a cabo tratamientos de recuperación de nutrientes.

2.2 Motivación

La motivación del proyecto reside en el estudio y evaluación de diferentes tecnologías que puedan ser implantadas en EDARs y que permitan la recuperación de fósforo en formas que permitan su reutilización, como es el caso de la estruvita, que puede ser utilizada como fertilizante.

El uso de un simulador específico, BioWin 4.0, permite aproximar el funcionamiento de una EDAR existente, que se ajuste a las necesidades de las tecnologías (como es la EDAR de El Prat de Llobregat), y evaluar el potencial de la implantación de algunas de estas tecnologías de recuperación de fósforo en forma de estruvita.

3 Introducción

El aumento demográfico e industrial de las últimas décadas ha propiciado un aumento en el consumo, directo o indirecto, de todo tipo de recursos, siendo el fósforo uno de ellos. El consumo humano de este recurso ha acentuado el desequilibrio del ciclo natural del fósforo de manera que puede considerarse el fósforo como un recurso limitado al consumirse la roca fosfática, de la que se obtiene la mayor parte del fósforo, más rápido de lo que se genera. Existen estimaciones de agotamiento de la roca fosfática de 200 años y de pérdidas en la competitividad del mercado del fósforo en 50 años.

Además, la distribución poco homogénea en el mundo de la roca fosfática (aproximadamente el 70% de las reservas mundiales se encuentran en Marruecos y Sáhara Occidental) lo convierte en un recurso con carácter estratégico.

Por otra parte, el uso en la agricultura de fertilizantes que contienen fósforo se ha convertido en una necesidad para satisfacer el incremento de la demanda de alimentos, que está relacionada con el aumento demográfico. Esto otorga carácter de recurso esencial al fósforo.

Esta consideración de la roca fosfática como recurso limitado, esencial y estratégico, que se encuentra en vías de agotamiento, crea una necesidad de obtener o recuperar fósforo de otras fuentes. La recuperación a partir de aguas residuales es una opción que además ofrece beneficios de carácter ambiental. Este tipo de recuperación se puede realizar mediante diferentes tecnologías que ofrecen diferentes posibilidades de recuperación.

Algunos de los productos obtenidos en la recuperación de fósforo a partir de estas tecnologías, como la estruvita, pueden ser utilizados como fertilizantes. Además, estos fertilizantes obtenidos pueden ser comercializados, lo que ofrece la posibilidad de rentabilizar la inversión económica en estos procesos de recuperación.

La EDAR de El Prat de Llobregat ofrece condiciones adecuadas para incorporar ciertos tipos de sistemas de recuperación de fósforo, motivo por el cual será objeto del estudio de implantación de los sistemas recuperadores a lo largo de este proyecto.

Partiendo de los trabajos de Lacort (2011) y Gaya (2011) se pretende estudiar los efectos de la implantación de diferentes sistemas recuperadores de fósforo sobre la operativa de la EDAR de El Prat de Llobregat y estimar la cantidad de fósforo potencialmente recuperable a partir de simulaciones realizadas con un software específico de simulación: BioWin 4.0.

4 Objetivos del proyecto

Este proyecto tiene como objetivo el estudio de la implantación de una tecnología de recuperación de fósforo en una EDAR de Cataluña. Para la consecución de este objetivo se han definido los siguientes objetivos específicos:

- Revisar el estado del arte de las tecnologías de recuperación de fósforo que pueden ser implantadas en una EDAR.
- Seleccionar una EDAR de estudio sobre la cual estudiar la implantación de tecnologías de recuperación de fósforo.
- Simular la EDAR de estudio en un simulador específico a partir de los datos disponibles.
- Determinar qué tecnologías de recuperación de fósforo son aptas para ser implantadas en la EDAR de estudio.
- Simular la implantación de las tecnologías aptas con el software específico BioWin 4.0 partiendo del archivo generado en la simulación de la EDAR de estudio.
- Realizar las simulaciones necesarias para determinar:
 - i. El fósforo potencialmente recuperable según condiciones de operación,
 - ii. El efecto de los sistemas de recuperación de fósforo implantados sobre la operación normal de la EDAR y
 - iii. Las diferencias de rendimiento entre los sistemas recuperadores implantados.
- Estudiar la viabilidad económica de los sistemas de recuperación de fósforo implantados en la simulación de la EDAR mediante el software BioWin 4.0.

5 Justificación del proyecto

5.1 Problemática asociada al fósforo

5.1.1 Agotamiento de la roca de la roca fosfática

En los últimos siglos el ser humano ha tenido un considerable impacto en el ciclo del fósforo, ilustrado de forma simplificada en la Figura 5.1, alterando su equilibrio. La urbanización y la agricultura intensiva han provocado un desequilibrio en el transporte del fósforo hacia las zonas urbanas. Estas zonas urbanas acumulan fósforo mientras se van agotando las existencias en otras zonas. Por otra parte, la deforestación y la intensificación de la agricultura han acelerado el transporte natural del fósforo al mar, agotando aún más las reservas terrestres de fósforo.

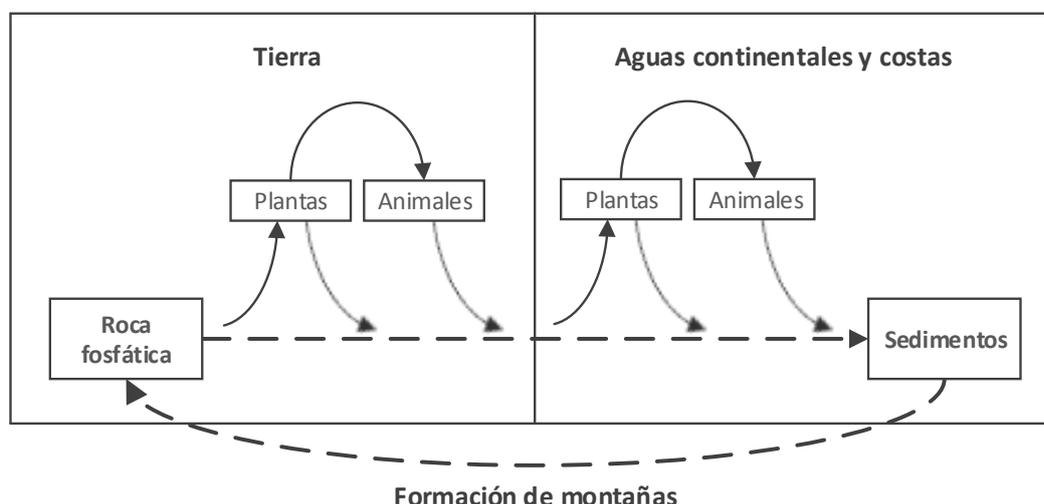


Figura 5.1. Procesos clave del ciclo natural del fósforo (adaptado de Bergmans, 2011).

Los sistemas actuales de agricultura dependen de fertilizantes fosfáticos para desarrollar sus actividades intensivas, pero la roca fosfática, principal fuente para la obtención de fósforo, es un recurso limitado (Cordell *et al.*, 2009). Las predicciones respecto al agotamiento de las reservas mundiales de roca fosfática varían, pero generalmente se acepta que en menos de 50 años se reducirá el número de productores y, por lo tanto, la competitividad de la industria de extracción de roca fosfática. Sabemos que las reservas de roca fosfática estarán agotadas en un plazo aproximado de 200 años si no se hace nada para recuperar y reciclar el fosfato (Barnard, 2009).

Aunque el conocimiento social de este problema es muy limitado, el agotamiento de la roca fosfática recibe cada vez más atención por parte de las autoridades, la industria y los medios. Esta preocupación por la disminución de los suministros de fósforo y la posibilidad de un incremento en los precios han provocado un creciente interés en la recuperación de fósforo para hacer frente a la necesidad futura de encontrar vías alternativas para su obtención.

Por otra parte, al encontrarse aproximadamente el 70% de las reservas mundiales de roca fosfática en Marruecos y el Sáhara Occidental (ver Figura 5.2) debe considerarse a ésta como un recurso estratégico. Actualmente el 67% de la producción se concentra en 3 regiones: China, EE.UU., Marruecos y Sáhara Occidental (ver Figura 5.3).

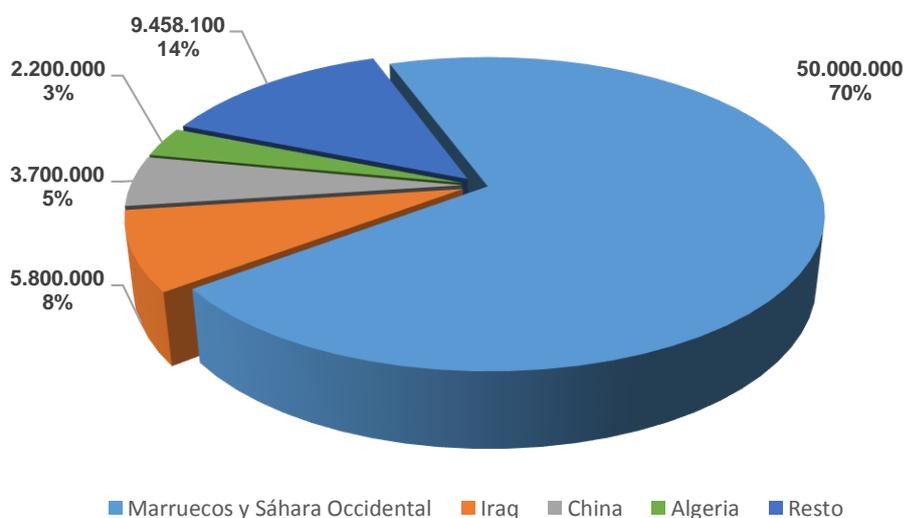


Figura 5.2. Reservas de roca fosfática según el U.S. Geological Survey en 2012 (datos en miles de toneladas métricas).

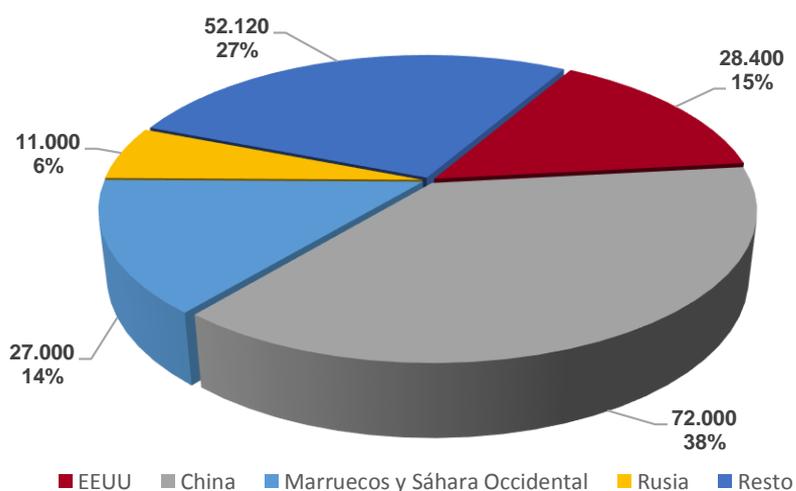


Figura 5.3. Producción estimada de roca fosfática según el U.S. Geological Survey en 2012 (datos en miles de toneladas métricas).

5.1.2 Eutrofización

La eutrofización es un fenómeno que ocurre en medios acuáticos por el cual se da una proliferación excesiva de plantas que no permite la penetración de la luz, evitando la fotosíntesis y provocando la muerte de vida vegetal. Las bacterias presentes oxidan la materia vegetal y en el proceso reducen la concentración de oxígeno en disolución, llevando a la muerte al resto de organismos presentes en el agua.

Este fenómeno es provocado por un incremento de los nutrientes presentes en el agua, especialmente de nitrógeno y fósforo, y puede ser de origen natural o antropogénico (Oyarzo, 2007):

- Origen natural: es un proceso lento y natural que se da en todos los sistemas acuáticos, que reciben nutrientes de animales y plantas como consecuencia de la erosión.
- Origen antropogénico: tiene lugar debido a los vertidos urbanos e industriales (que contienen residuos orgánicos y detergentes), y a los vertidos agrícolas y ganaderos (que contienen fertilizantes, abonos, excrementos y otros residuos ricos en fosfatos y nitratos).

5.1.3 Precipitación no controlada de estruvita en EDARs

La precipitación no controlada de estruvita es un fenómeno común en los tratamientos anaerobios de los fangos procedentes de procesos de eliminación biológica de fósforo. Esto es debido a que estos residuos contienen concentraciones por encima de los valores normales de ortofosfatos, amonio y magnesio que, bajo determinadas condiciones, dan lugar a la precipitación de estruvita.

Este fenómeno ocurre de forma espontánea en tuberías, codos y bombas, obstruyendo conducciones por las que circulan efluentes y generando problemas operacionales, disminución de eficiencias en los procesos e, incluso, inutilizando las instalaciones. La Figura 5.4 es un ejemplo de conducción parcialmente obstruida por la precipitación no controlada de estruvita. Además genera costes de mantenimiento por necesidad de llevar a cabo tareas de eliminación o limpieza del precipitado. Como ejemplo, el coste anual de los problemas asociados a los depósitos de estruvita en una planta de tamaño medio (aproximadamente 95.000 m³/día) pueden superar los 90.000 € (Benisch *et al.*, 2000).

Puede considerarse entonces importante llevar a cabo un buen control de la precipitación de estruvita para evitar estos problemas, ya sea evitando la precipitación o llevándola a cabo bajo condiciones controladas.



Figura 5.4. Detalle de una conducción parcialmente obstruida por estruvita (Ostara, 2015).

5.2 Oportunidades

5.2.1 La estruvita como producto recuperable

Debido a su composición la estruvita es considerada como un fertilizante potencial. Su baja solubilidad permite aplicaciones en una sola dosis sin peligro de perjudicar al crecimiento de la planta (Bridger *et al.*, 1962). Como consecuencia de su naturaleza insoluble en aguas neutras, la estruvita evita problemas de eutrofización en aguas cercanas y su filtración a aguas subterráneas es menor, lo que supone otras ventajas en un empleo como fertilizante (Ali, 2005).

Otro factor a favor del empleo de la estruvita como fertilizante es la baja presencia de metales pesados, a diferencia de la roca fosfática suministrada a la industria de los fertilizantes, con un mayor contenido de metales pesados. Según Brett *et al.* (1997) diversos estudios han demostrado que el contenido de metales pesados en los productos recuperados es de dos a tres veces menor que el contenido de las rocas fosfáticas comerciales.

Taruya *et al.* (2000) mostraron que el compuesto tenía unas propiedades fertilizantes similares a la de otros fertilizantes normalmente utilizados, pero hay que tener en cuenta que la ausencia de potasio en el compuesto no le permite alcanzar los requisitos NPK (nitrógeno, fósforo y potasio) de ciertos cultivos específicos, por lo que habría que complementarlo y, por lo tanto, añadiría costes de procesado y producción (Doyle y Parsons, 2002).

Por otra parte, la estruvita es un material apto para otros usos, como por ejemplo en la elaboración de cemento o como relleno en paneles de resistentes al fuego. Con métodos de

producción lo suficientemente económicos podría ser utilizada para todo aquello en los que se emplean los fosfatos, como son los detergentes, cosméticos y piensos (de Bashan y Bashan, 2004).

Se han reportado casos de estruvita recuperada que es comercializada, pero el precio de venta de estruvita parece ser inconsistente:

- Unitika Ltd., en Japón, estuvo vendiendo estruvita recuperada a partir de aguas residuales a compañías de fertilizantes de EE.UU. a 250 €/t (Ueno y Fujii, 2001).
- Un estudio de mercado realizado por Munch y Barr (2001) estableció que el precio de venta de la estruvita estaría comprendido entre 188 y 314 €/t.
- Una estimación de Shu *et al.* (2006) propuso un precio de mercado para la estruvita en torno a los 464 €/t.
- Dockhorn (2009), a partir de los precios establecidos para otros productos fertilizantes del mercado, asignó un valor de 763 €/t para la estruvita.

Es necesario considerar que el precio de venta en Estados Unidos de la roca fosfática está, en función de su pureza, en torno a 99,37 €/t (U.S. Geological Survey Home Page, datos de 2014), por lo que sigue siendo más económico hacer uso de la roca fosfática como fuente de fósforo para la industria de los fertilizantes. Sin embargo, en el contexto de la implantación de un sistema de recuperación de fósforo en una EDAR, es necesario tener en cuenta los beneficios derivados del ahorro por costes de mantenimiento asociados a la precipitación no controlada de estruvita y a la reducción de fangos (Pastor, 2008), así como los beneficios ambientales asociados a la reducción de fósforo en vertidos, su recuperación y reciclado.

Un estudio de producción de estruvita a partir del centrado de digestión de una EDAR fue realizado por Shu *et al.* (2006), demostrando que el ahorro generado en el tratamiento y disposición de fangos por recuperación de estruvita puede alcanzar los 0,68 €/d, 6,92 €/d y 374 €/d para tratamientos de 100, 1.000 y 55.000 m³/d, respectivamente, tratados por la EDAR. Se estimó también que la inversión para la planta de 55.000 m³/d podría ser recuperada en menos de 5 años.

5.2.2 Ventajas de la recuperación de fósforo en forma de estruvita en EDARs

En base a lo expuesto anteriormente existen una serie de ventajas asociadas a la aplicación de procesos de recuperación de fósforo en forma de estruvita en estaciones de depuración de aguas residuales:

- La estruvita generada puede ser recuperada para ser reutilizada como fertilizante y en la industria del fósforo.
- Reduce los costes de mantenimiento asociados a la precipitación no controlada de estruvita y otros compuestos que contienen fósforo.
- La introducción de procesos de recuperación de fósforo permite tener un mejor control del fósforo recirculado hacia la cabeza de planta.
- Estos procesos de recuperación de fósforo reducen la cantidad de fangos generados y además mejora su deshidratabilidad.
- Reducción del contenido en fósforo en el efluente de la planta.
- La venta de la estruvita producida genera beneficios económicos por venta del producto.
- Cierta reducción de la dependencia y del consumo de roca fosfática.

6 Estado del arte

6.1 Eliminación de fósforo

La concentración media de fósforo en las aguas residuales municipales se encuentra entre 4 y 16 mg/L (Metcalf y Eddy, 2003), pudiendo suponerse una media de 9 mg/L en la entrada de una depurada municipal (Brett, 1997). Aproximadamente el 50% se encuentra en forma de ortofosfatos inorgánicos solubles, el 35% son fosfatos inorgánicos complejos (polifosfatos) como lo son los detergentes, y el 15% son fosfatos orgánicos que se encuentran en la materia orgánica y el protoplasma celular (Vesilind, 1998; Parsons y Smith, 2008). La Figura 6.1 esquematiza las formas que adopta el fósforo.

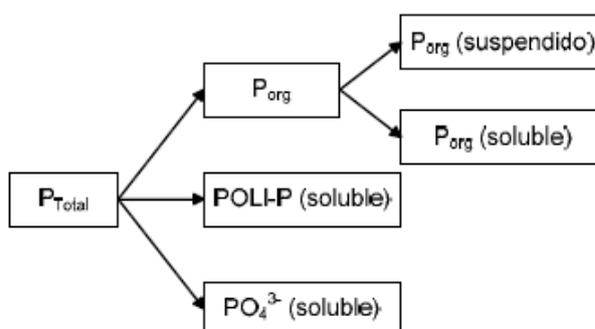


Figura 6.1. Fracciones del fósforo en el agua residual (Pastor, 2008).

El fósforo unido a las partículas de sólido supone aproximadamente un 11% del fósforo total entrante a las EDARs y es eliminado en el tratamiento primario (Cornel y Schaum, 2009). En el tratamiento secundario el fósforo es necesario para el proceso de fangos activados como sustrato para microorganismos. El tratamiento biológico puede eliminar entre el 20% y el 30% del fósforo aunque no se incluyan procesos específicos de eliminación de fósforo.

Otro método para la eliminación de fósforo es la precipitación química de fosfatos. Este método conlleva asociado desventajas como el aumento de la salinidad del agua y el coste de los precipitantes, además de un aumento en el volumen de los fangos producidos.

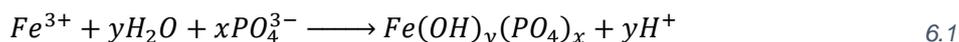
Todos estos métodos pueden ser combinados y usados simultáneamente, e incluso tener un proceso de precipitación química como apoyo para asegurar que las características del efluente se ajustan a las exigencias de la normativa vigente (ver Anexo A). En general con la tecnología moderna es posible eliminar sobre el 95% del fósforo entrante (Metcalf y Eddy, 2003).

6.1.1 Eliminación química de fósforo

Los procesos químicos de eliminación de fósforo se suelen catalogar dentro de los procesos terciarios de eliminación de fósforo y pueden alcanzar eficiencias de eliminación de hasta el 95% (Brett *et al.*, 1997).

Son procesos relativamente simples en los que el fósforo de las aguas residuales es unido a un coagulante que contiene sales metálicas di o trivalentes como son los cloruros o sulfatos de hierro y aluminio, o el hidróxido de calcio. Los coagulantes reaccionan con el fósforo y otras impurezas presentes dando lugar a la precipitación de sales de fósforo insolubles. Estas reacciones están condicionadas por otras que dependen de la alcalinidad, el pH y otros elementos y ligandos. La precipitación puede ocurrir en varias etapas del proceso de tratamiento de aguas residuales, siendo la más factible la correspondiente al tratamiento secundario (Metcalf y Eddy, 2003).

El coagulante de uso más común en la eliminación química del fósforo es el hierro, generalmente en forma de cloruros, generando iones Fe^{2+} y Fe^{3+} en disolución, produciéndose hidróxido de hierro (ver reacción 6.1).



De acuerdo con la Figura 6.2, el pH óptimo se encuentra entre 4,5 y 5, pero puede conseguirse eliminaciones significativas por encima de pH 7.

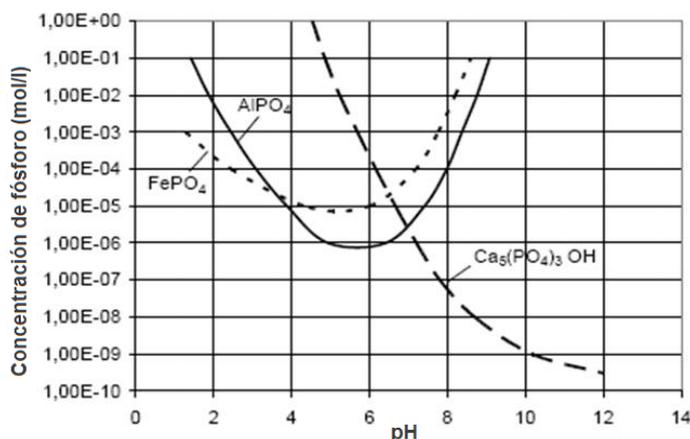


Figura 6.2. Diagrama de solubilidad para los fosfatos de hierro, aluminio y calcio (Montag, 2008).

Otro coagulante de uso común es el aluminio, que tiene el mínimo de solubilidad entre pH 5,5 y 6,5. El aluminio reacciona de acuerdo a la reacción 6.2.



El calcio es normalmente añadido en forma de $Ca(OH)_2$. El total de calcio a añadir depende de la alcalinidad total debido a que el calcio reacciona primero con los bicarbonatos presentes

en el agua para formar carbonato cálcico. Solo por encima de pH 10 el exceso de calcio reacciona con el fósforo en disolución para precipitar en forma de hidroxiapatita (HAP, $Ca_5(PO_4)_3(OH)$) (Metcalf y Eddy, 2003). El ratio molar $CaPO_4$ puede variar entre 1,3 y 2,0 debido a los cambios en la composición de la HAP precipitada, que precipita en diferentes formas (Vesilind, 1998). La reacción de formación de la HAP se muestra en la ecuación 6.3.



Es posible alcanzar altos ratios de eliminación de fósforo si la alcalinidad es alta y el pH está comprendido entre 9,5 y 10 (Vesilind, 1998).

La eliminación de fósforo mediante calcio no suele ser factible debido al ajuste del pH antes y después de la precipitación y los problemas de manipulación, almacenamiento y alimentación del producto químico (hidróxido de calcio). Además, la precipitación de calcio produce una mayor cantidad de fango en comparación con las sales de hierro y aluminio (Metcalf y Eddy, 2003).

Aunque se trata de procesos eficientes, la eliminación de fósforo mediante precipitación química tiene efectos negativos aguas abajo como por ejemplo la producción de una mayor cantidad de fangos que tratar (Parsons y Smith, 2008). Además pueden impedir otras formas de recuperación de fósforo.

Aunque son procesos eficientes y ampliamente utilizados para reducir la concentración de fósforo, estos métodos presentan inconvenientes como:

- Elevado coste de los reactivos empleados
- Producción adicional de fangos a tratar
- Aumento de la cantidad de cloruros y sulfatos que son vertidos en aguas receptoras
- La deshidratación del fango primario es más compleja en el caso de que la dosificación de la sal se realice previa al decantador primario (Metcalf y Eddy, 1995)

6.1.2 Precipitación natural de fósforo

El cumplimiento de ciertas condiciones que pueden alcanzarse en determinados puntos del proceso de tratamiento de aguas residuales (pH, concentración de fosfatos y concentración de cationes metálicos como Ca, Fe, Al, Mg y Zn) puede dar lugar a una precipitación natural de fósforo en forma de distintas especies sólidas.

Además, ciertas cantidades (pequeñas) de fósforo soluble pueden ser eliminadas mediante procesos de adsorción sobre partículas de carbono y otros minerales (Arvin y Kristensen, 1983).

Esta precipitación natural recibe el nombre de precipitación inducida biológicamente cuando se debe principalmente a las reacciones microbiológicas que tienen lugar en los reactores de los diversos tratamientos de aguas residuales.

La precipitación de fósforo en la biopelícula del fango se produce en las proximidades de su superficie debido a las condiciones especiales que se pueden llegar a dar en esa zona, diferente a las del seno de la disolución (elevada concentración de iones y mayores valores de pH). La precipitación en disolución distingue entre la precipitación producida por condiciones de pH ($>7,5$) y las concentraciones de iones como el calcio suficientes para la formación de sólidos, y la precipitación inducida por las elevadas concentraciones de fósforo soluble en la disolución durante la etapa anaerobia debido a la liberación de fósforo de las bacterias acumuladoras de polifosfatos (PAO, *Polyphosphate Accumulating Organisms*) que utilizan el fósforo para sus necesidades metabólicas. También puede producirse esta precipitación por una acumulación de fosfato cálcico (Figura 6.3).

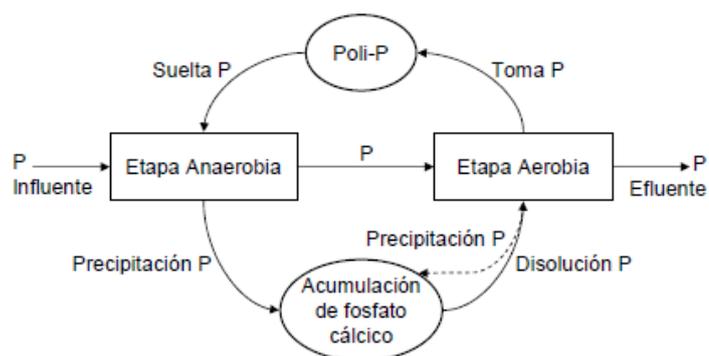


Figura 6.3. Posible acumulación de fosfato cálcico en el tratamiento de aguas con EBPR (Enhanced Biological Phosphorus Removal; Pastor, 2008).

Este mecanismo de fijación del fósforo por vía química puede llegar a representar hasta un 80% del fósforo particulado presente en el sistema (Maurer *et al.*, 1999) y puede tener lugar tanto en la línea de aguas como en la línea de fangos.

6.1.3 Eliminación biológica de fósforo

En plantas de tratamiento de aguas residuales convencionales la eliminación de fósforo consecuencia de la actividad de las bacterias PAO, que en esas condiciones se limita a satisfacer sus necesidades metabólicas, es del orden del 20%, pero son capaces de almacenar fósforo en cantidades mayores a estas necesidades metabólicas si se generan las condiciones específicas que requieren.

Para que la eliminación biológica de fósforo tenga lugar en las EDAR es necesario someter a la biomasa a condiciones anaerobias (ausencia de nitrato y oxígeno) antes de entrar a una fase donde está presente un aceptor de electrones: a una fase anóxica cuando el nitrato está presente o a una fase aerobia cuando es el oxígeno el que está presente (Baetens, 2001).

En condiciones anaerobias las bacterias PAO usan sus polifosfatos intracelulares como fuente de energía para asimilar productos de fermentación del agua, almacenados en forma de polihidroxicanoatos (PHA), siendo el poli-beta-hidroxibutirano (PHB) y el poli-beta-hidroxivalerato (PHV) las principales formas en que se almacenan los PHA, con predominancia de PHB cuando el sustrato principal es acetato. Los productos de fermentación más utilizados por las bacterias son los ácidos grasos volátiles (VFA, Volatile Fatty Acids) como el acetato. Son producidos en el agua por la fermentación de materia orgánica en disolución (bsCOD), que es fácilmente asimilada por la biomasa.

Las bacterias PAO liberan fósforo en forma de ortofosfatos ($P-PO_4$) junto con magnesio, potasio y calcio al mismo tiempo que almacenan PHA. Cuando las bacterias PAO son sometidas a condiciones aerobias comienzan a utilizar la materia orgánica y el fósforo disponible en el agua de forma inmediata gracias a la energía almacenada en forma de PHB. Mediante esta utilización del PHB se obtiene la energía necesaria para el crecimiento, la producción de glucógeno y el almacenamiento de polifosfatos, asegurando de este modo las reservas de energía necesarias para la posterior etapa anaerobia. Este proceso permite un incremento en la eliminación neta de fósforo mayor que el producido por la síntesis celular de las bacterias heterótrofas no acumuladoras de polifosfatos. La Figura 6.4 ilustra las concentraciones de las sustancias participantes en el proceso de tratamiento biológico del fósforo.

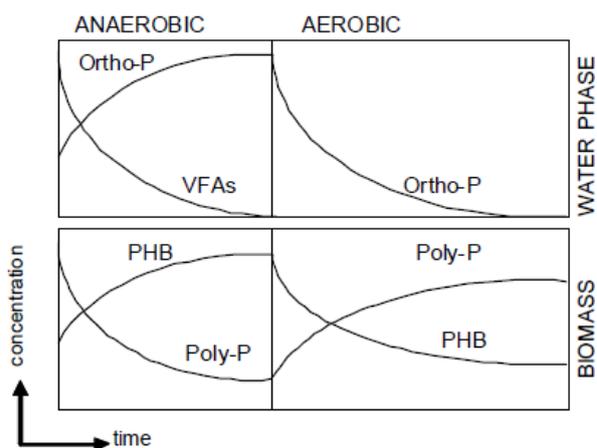


Figura 6.4. Concentraciones de $P-PO_4$, VFA, PHB y polifosfatos en estado aeróbico y anaeróbico para las fases acuosas y biomasa (Jansenn et al., 2002).

El fósforo eliminado mediante este proceso, almacenado en forma de polifosfatos, es extraído del sistema a través de los fangos generados, normalmente después de la etapa aerobia o anóxica.

Existen tres tipos de procesos biológicos usados en la eliminación de fosfatos que destacan sobre el resto: el proceso A/O, el proceso PHOSTRIP y el proceso SBR.

6.1.3.1 Proceso A/O

El proceso A/O (Anaeróbico/Óxico) está representado en la Figura 6.5. Es un sistema que combina secuencialmente etapas anaerobias y óxicas y que lleva a cabo conjuntamente procesos de oxidación del carbono (DBO) y de eliminación de fósforo.

Bajo condiciones anaerobias, el fósforo presente en el agua y en la masa celular recirculada se libera en forma de fosfatos solubles y, posteriormente, es asimilado por la masa celular de la zona aerobia, separándose así el fósforo de la corriente líquida a través de la purga de fangos activados (Gálvez, 2010).

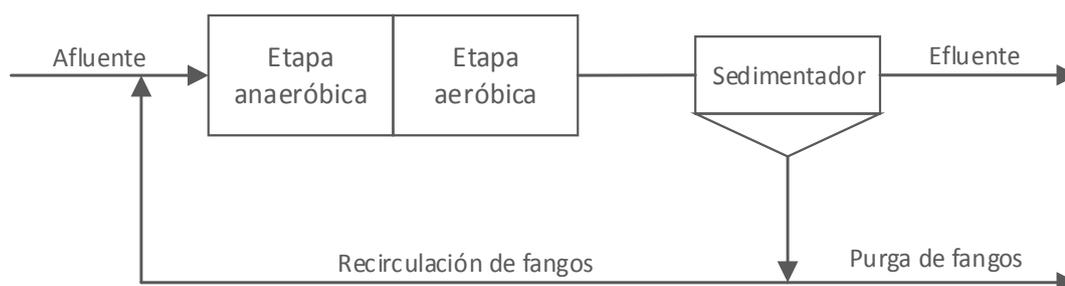


Figura 6.5. Representación del proceso A/O.

Para la aplicación de este proceso se requiere una relación $DBO_5:P$ elevada en el influente. La presencia de aceptores de electrones en el influente (nitratos), así como en la corriente de recirculación de fangos, afecta negativamente el proceso.

Si bien el proceso A/O no es el más utilizado, sí es el más simple de los procesos biológicos de eliminación de fósforo. Además, existen procesos basados en el A/O que se encuentran entre los más utilizados debido a que incorporan procesos de eliminación de nitrógeno.

6.1.3.2 Proceso PHOSTRIP

Se trata de un proceso que combina las vías químicas y biológicas para la eliminación de fósforo. Deriva una parte del caudal de recirculación hacia un reactor anaerobio que libera fósforo de los fangos. El fósforo liberado se extrae junto con los sobrenadantes y el fango activado de bajo contenido en fósforo es enviado al tanque de aireación. El sobrenadante, rico en fósforo, es tratado químicamente con cal o con un coagulante en un tanque independiente.

La mezcla se envía a los tanques de decantación primaria o a tanques de floculación/clarificación independiente para separar el precipitado químico que contiene el fósforo. Los fangos evacuados del reactor son recirculados al inicio del proceso con el resto de la biomasa recirculada (Gálvez, 2010). La Figura 6.6 esquematiza este proceso.

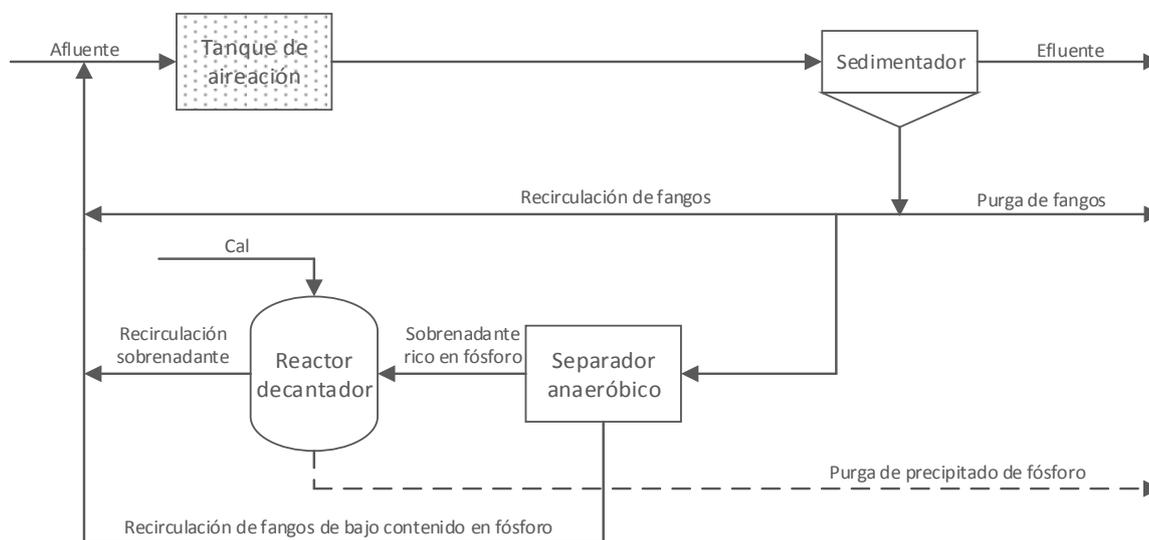


Figura 6.6. Representación del proceso PHOSTRIP.

Como en otros procesos biológicos, la disposición secuencial de procesos anaerobios y aerobios aumenta la síntesis de fósforo y, por lo tanto, su contenido en los fangos purgados del sistema. La liberación de fosfatos en el reactor anaerobio requiere cierta fuente de carbono, por lo que se añade al influente cierta cantidad de aguas crudas, decantadas o sobrenadante de los espesadores.

El tanque anaerobio se diseña habitualmente para un tiempo de retención de 12 a 14 horas sin nitrificación, y de 16 a 18 horas si la hay. La relación de caudal de fangos recirculados al proceso anaerobio acostumbra a ser de, aproximadamente, 0,15 veces el caudal del influente.

Es necesario mencionar que en este proceso la concentración de DBO en el influente tiene una mayor influencia en el rendimiento de eliminación de fósforo que en otros procesos de eliminación biológicos.

6.1.3.3 Tecnología SBR

La tecnología SBR (*Sequencing Batch Reactor*) aplicada a la eliminación biológica de fósforo, representada en la Figura 6.7, crea una secuencia de condiciones anaerobias seguidas de otras aerobias, en presencia de DBO durante la fase anaerobia.

Esta tecnología combina la oxidación de carbono, la reducción de nitrógeno y la eliminación de fósforo. En la fase anaeróbica se produce la liberación de fósforo y consumo de DBO, mientras que el consumo de fósforo por parte de los microorganismos tiene lugar en la fase aeróbica que le sigue. Opcionalmente se puede recurrir a productos químicos o coagulantes para precipitar fósforo. La duración total del ciclo puede variar entre 3 y 24 horas. Para llevar a cabo la desnitrificación en la fase anóxica es necesario disponer de una fuente de carbono, ya sea externa o por la respiración endógena de la biomasa presente.

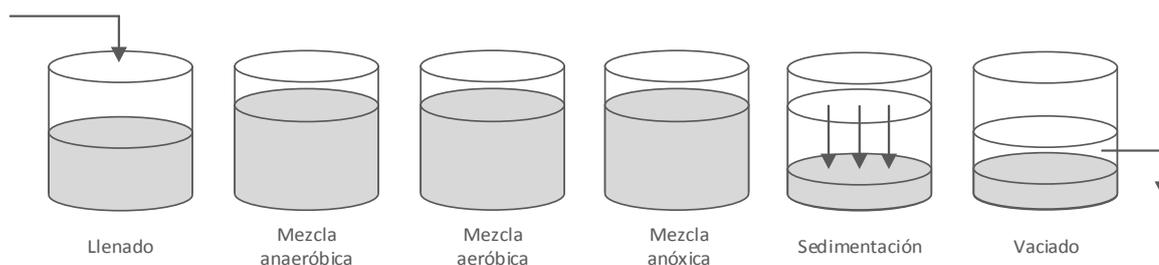


Figura 6.7. Representación de la tecnología SBR aplicada a la eliminación biológica de fósforo.

6.1.4 Tratamientos de fangos

La suspensión sólido-líquido de materiales en agua producto de los procesos de las estaciones de depuración de aguas residuales es denominada fango.

Se realizan tratamientos sobre los fangos con el fin de reducir su contenido en agua y en materia orgánica y condicionarlos para su reutilización o evacuación final. También se puede realizar tratamientos con otros objetivos como producir gas metano, reducir los olores de los fangos o reducir la concentración de microorganismos patógenos cuando el fango se destina a uso agrícola.

Para la eliminación de humedad del fango se utilizan procesos como el espesamiento, deshidratación y secado. Para la eliminación de materia orgánica se emplean procesos de digestión, compostaje, incineración y oxidación con aire húmedo.

La digestión de fangos puede ser aerobia o anaerobia. Generalmente se prefiere la digestión anaerobia debido a que la cantidad de biomasa producida por unidad de sustrato degradado es mucho menor en los tratamientos anaerobios que en los aerobios. Por otra parte, la mayoría de los sustratos de la digestión anaerobia se transforman en metano, que puede ser recuperado y reutilizado. La no aireación y la producción de metano hacen que la digestión anaerobia sea más ventajosa desde el punto de vista energético. No obstante, hay que tener en cuenta su consumo energético debido a las necesidades de calor para aumentar la temperatura del fango alimentado cuando se trabaja en el intervalo mesofílico (30 a 38°C) o termofílico (49 a 57°C).

6.1.4.1 Digestión anaerobia

La digestión anaerobia es uno de los procesos más utilizados para la estabilización de fangos en EDARs. Es un proceso biológico degradativo que transforma parte de la materia orgánica de un sustrato en biogás por acción de un conjunto de microorganismos en ausencia de aceptores de electrones de carácter inorgánico (O_2 , NO_3^- , SO_4^{2-}). El biogás generado está formado por una mezcla de dióxido de carbono y metano con trazas de otros elementos,

La digestión anaerobia produce fosfatos que pueden ser utilizados en procesos de recuperación. Además, reduce la cantidad de patógenos presentes y la cantidad de biomasa por destrucción de sólidos volátiles con niveles que van del 40 al 65% en función del contenido de materia fácilmente degradable (carbohidratos simples, celulosa, proteínas y grasas) presente en el fango. Por su parte, los sólidos afectan a la cantidad de gas formado y a su calidad.

La digestión anaerobia es el resultado de una serie de reacciones relacionadas entre ellas y llevadas a cabo por diferentes grupos de bacterias. El proceso incluye tres etapas:

- 1) Hidrólisis.** La materia orgánica polimérica (proteínas, celulosa, carbohidratos simples y lípidos) se hidroliza en compuestos solubles que pueden ser utilizados por los microorganismos. Estos productos de la hidrólisis son diferentes tipos de oligosacáridos y azúcares, alcoholes, aminoácidos y ácidos grasos. Esta hidrólisis es realizada por enzimas extracelulares liberadas por bacterias fermentativas y acostumbra a ser un proceso lento que habitualmente es la etapa limitante en la digestión anaerobia.
- 2) Acidogénesis-Acetogénesis.** En esta etapa los microorganismos acidogénicos presentes fermentan los productos solubles de la hidrólisis produciendo principalmente ácidos grasos de cadena corta, dióxido de carbono e hidrógeno. Aunque algunos productos de la fermentación pueden ser metabolizados directamente por los organismos metanogénicos en la tercera etapa (hidrógeno y acetato), otros (valerato, butirato, propionato, algunos aminoácidos, etc.) necesitan ser transformados en productos más sencillos, como el acético, el hidrógeno y el CO_2 , mediante la acción de los microorganismos acetogénicos.
- 3) Metanogénesis.** Se producen los productos finales: metano (a partir del hidrógeno y el dióxido de carbono), dióxido de carbono, ácido sulfhídrico y sales minerales (principalmente magnesio y potasio).

6.1.4.2 Mono-incineración

La mono-incineración de fangos (sin residuos sólidos ni materiales añadidos) es un procedimiento que permite la recuperación de fósforo mediante procesos posteriores aplicados sobre las cenizas obtenidas de la mono-incineración.

La incineración de fangos tiene ventajas como la producción de energía y la eliminación de mercurio. El fósforo presente es concentrado durante la incineración y es absorbido en la ceniza resultante. Además, contaminantes orgánicos como los policloruros de bifenilo (PCB), las dioxinas, hormonas y contaminantes orgánicos persistentes (POPs, *Persistent Organic Pollutants*) son destruidos.

6.2 Recuperación de fósforo en EDARS

La mayor parte de los procesos, técnicas o tecnologías vistas hasta ahora se basan en la eliminación del fósforo presente en la fase líquida para concentrarlo en la fase sólida y así separarlo.

Los procesos de recuperación de fósforo pueden aprovechar estos procesos o tecnologías de eliminación para recuperar el fósforo en una forma determinada que permita su aprovechamiento de forma posterior, como lo es, por ejemplo, la recuperación en forma de estruvita.

6.2.1 Ubicaciones para la recuperación en EDARs

Las EDAR ofrecen varias ubicaciones sobre las cuales pueden llevarse a cabo acciones de recuperación de fósforo.

Es posible encontrar fósforo en su forma soluble (ortofosfatos), en varias ubicaciones, entre ellas: el efluente del proceso de sedimentación secundaria, la corriente de fangos activados, el licor digerido proveniente de la digestión anaerobia y el centrado de digestión (también conocido como *reject water*) proveniente de la separación de fangos en la línea de fangos (ver Figura 6.8). También es posible hallar fósforo en cantidades importantes en los fangos, pero este fósforo se encuentra ligado a la materia orgánica, por lo que deben realizarse procesos de recuperación de lixiviación o termoquímicos.

Los fangos activados contienen fósforo ligado a la materia orgánica. Parte de este fósforo se libera en forma de ortofosfatos durante la digestión anaerobia, por lo que las corrientes provenientes de procesos de digestión son ubicaciones interesantes para la integración de sistemas de recuperación. Debe tenerse en cuenta que el licor digerido contiene fangos en

suspensión, por lo que, dependiendo de lo que se desea hacer, podría resultar más interesante operar sobre el centrado de digestión.

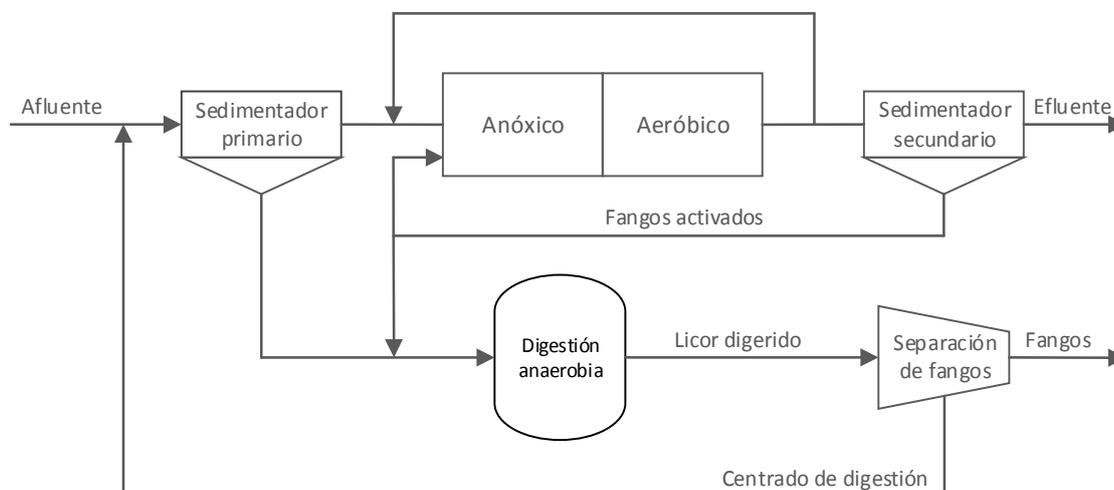


Figura 6.8. Representación del esquema básico de una EDAR.

6.2.2 Productos recuperables en una EDAR

En la precipitación natural intervienen iones de magnesio, calcio, hierro, aluminio, amonio, fosfato y carbonatos, por lo que se hallará fundamentalmente fosfatos y carbonatos cálcicos y de magnesio, así como precipitados de hierro y aluminio.

En los sistemas con eliminación biológica de fósforo los precipitados más frecuentes son los fosfatos cálcicos, aunque es en los procesos de digestión anaerobia donde los problemas de precipitación son más acusados a causa de condiciones favorables de pH (próximo a pH neutro) y de concentración de iones.

Wild *et al.* (1997) esquematizaron los procesos de liberación y fijación del fósforo durante la digestión anaerobia de los fangos (ver Figura 6.9) según los cuales el fósforo es liberado al medio en forma de fósforo soluble o fijado mediante procesos de adsorción o precipitación. Los procesos de liberación de fósforo incluyen la hidrólisis de todo el polifosfato intracelular, la degradación de parte del fósforo contenido en la materia orgánica y la liberación del fósforo unido al Fe^{3+} , al pasar de Fe^{3+} a Fe^{2+} (Mamais *et al.*, 1994) debido a las fuertes condiciones reductoras que se dan en el proceso de digestión.

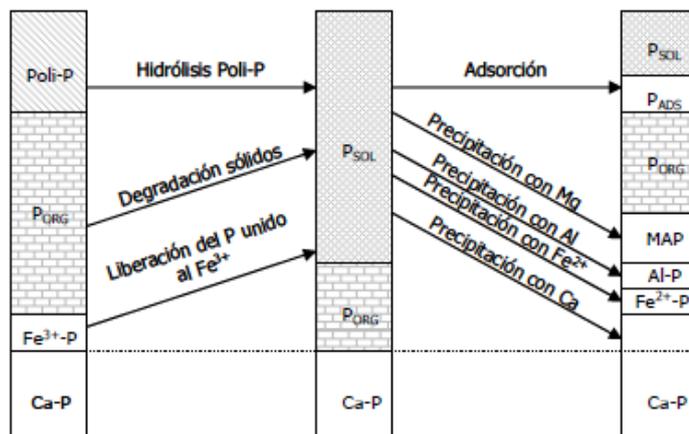


Figura 6.9. Procesos de liberación y fijación del fósforo en la digestión anaerobia del fango (Wild et al., 1997).

6.2.2.1 Fosfatos cálcicos

En caso de darse fosfatos cálcicos sobresaturados, dependiendo del pH de la solución, varias fases pueden formarse inicialmente (ver Tabla 6.1). Siguiendo la Ley de Ostwald, los compuestos termodinámicamente más inestables precipitan primero. Estas fases actuarán como precursores hasta transformarse en la forma termodinámicamente más estable, que en este caso es la HAP. Sin embargo, los factores cinéticos pueden ser más importantes a la hora de determinar la naturaleza y características de los sólidos formados (Koutsoukos y Valsami-Jones, 2004).

Tabla 6.1. Precipitados de fósforo. Valores de pK_s citados por Musvoto et al. (2000) y Barat (2004).

Fosfato de calcio	Fórmula química	Ca:P (molar)	pK_s (25°C)
Brusita (DCPD)	$CaHPO_4 \cdot 2H_2O$	1,00	6,60 (Stumm y Morgan, 1996)
Monetita (DCPA)	$CaHPO_4$	1,00	6,60 (Stumm y Morgan, 1996)
Fosfato octacálcico (OCP)	$Ca_8H_2(PO_4)_6 \cdot 5H_2O$	1,33	46,90 (Stumm y Morgan, 1996)
Fosfato de calcio amorfo (ACP)	$Ca_3(PO_4)_2 \cdot xH_2O$	1,50	25,46 (Ferguson y McCarty, 1971)
Fosfato tricálcico (TCP)	$Ca_3(PO_4)_2$	1,50	32,70 (Murray y May, 1996)
Hidroxiapatita (HAP)	$Ca_5(PO_4)_3OH$	1,67	57,80 (Ferguson y McCarty, 1971)
Hidroxifosfato dicálcico (HDP)	$Ca_2HPO_4(OH)_2$	2,00	22,60 (Maurer et al., 1999)

Van Kemenade y Bruyn (1987) estudiaron la formación de tres fosfatos cálcicos cristalinos (DCPD, OCP y HAP) y de la fase amorfa, ACP, en función del pH y de la sobresaturación. Observaron las secuencias de precipitación en función del pH mostradas en la Tabla 6.2.

La presencia de iones de magnesio tiene un efecto importante en la formación de fosfatos de calcio. Además de influir en la secuencia de precipitación de los fosfatos cálcicos, Boskey y Posner (1974) sugirieron que los iones de magnesio reducen la solubilidad del ACP, por lo que incrementa el periodo de inducción para la formación de la HAP. Arvin (1983) y Abbona y Franchini (1990) señalan que el paso de ACP a HAP queda inhibido cuando la relación molar Mg:Ca es superior a 4,0. Por otra parte, elevadas concentraciones de iones de

magnesio provocan una reducción de la precipitación de fosfatos cálcicos (Battistoni *et al.*, 1997).

Tabla 6.2. Secuencias de precipitación de DCPD, OCP, ACP y HAP en función del pH (Van Kemenade y Bruyn, 1987).

pH	T (°C)	Secuencia de precipitación
6,0	26	$OCP \longrightarrow DCPD(\longrightarrow)HAP$
6,7	26	$DCPD \longleftarrow OCP \longrightarrow HAP$
7,4	26	$ACP \longrightarrow OCP \longrightarrow HAP$
6,7	37	$DCPD \longrightarrow OCP \longrightarrow HAP$

6.2.2.2 Carbonato cálcico

El carbonato cálcico ($CaCO_3$) puede precipitar con tres estructuras cristalinas diferentes: calcita, aragonita y vaterita. La especie que se forme dependerá de la temperatura, grado de sobresaturación y la presencia de iones extraños. De estas tres formas, la más estable termodinámicamente es la calcita (Musvoto *et al.*, 2000).

Cabe destacar que la presencia de magnesio, hierro, fosfatos y compuestos orgánicos disueltos disminuyen la velocidad de precipitación de la calcita y aumentan su solubilidad (Meyer, 1984; House, 1987, Plant y House, 2002).

6.2.2.3 Estruvita

La estruvita, también conocida como fosfato de magnesio y amonio hexahidratado o MAP (*Magnesium Ammonium Phosphate*), es un compuesto con fórmula $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ cuyos cristales tienen morfología ortorrómbica (ver Figura 6.10), aunque es posible encontrarlos también en forma esférica o dendrítica.

A partir de 50°C es térmicamente inestable. Puede llegar a perder parte del amonio y el agua que la componen en función de la temperatura y el tiempo expuestos a esa temperatura. La pérdida de estas moléculas de agua conlleva la formación de estruvita monohidratada, también conocida como dittmarita (Wu y Bishop, 2004).

La relación molar habitual en la precipitación de la estruvita es 1:1:1 (ver reacción 6.4), con valores para n de 0, 1 o 2 en función del pH (Abbona y Boistelle, 1979).



El equilibrio termodinámico entre las especies de magnesio, amonio y fosfato en las fases sólida y acuosa rige la solubilidad de la estruvita. El producto de solubilidad de la estruvita ($K_{S,MAP}$) viene dado por la ecuación 6.5.

$$K_{S,MAP} = [Mg^{2+}] \cdot [NH_4^+] \cdot [PO_4^{3-}] \quad 6.5$$

donde $[Mg^{2+}]$, $[NH_4^+]$ y $[PO_4^{3-}]$ son, respectivamente, las concentraciones molares de magnesio, amonio y fosfatos en disolución.

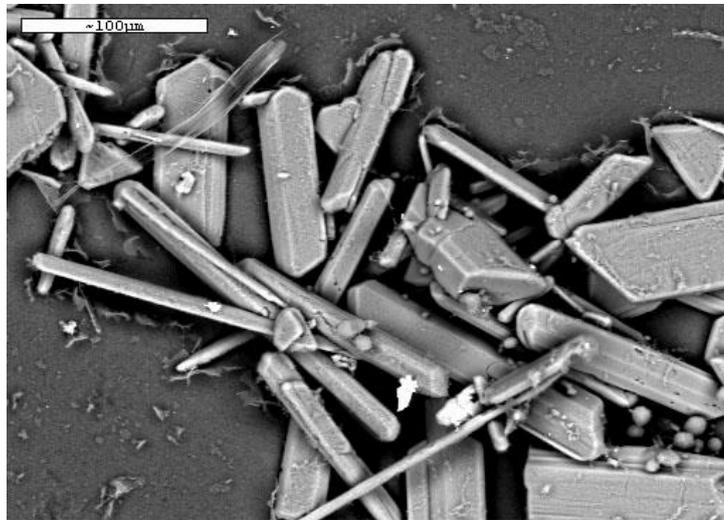


Figura 6.10. Cristales de estruvita (Pastor, 2008).

La solubilidad de la estruvita varía según el pH debido a la dependencia de la especiación de los componentes según pH. Se considera que el pH óptimo para la precipitación de estruvita está comprendido entre valores de pH 8,8 y 9,4 (ver Figura 6.11), mientras que a pH inferior a 5,5 la estruvita se disuelve rápidamente (Booker *et al.*, 1999).

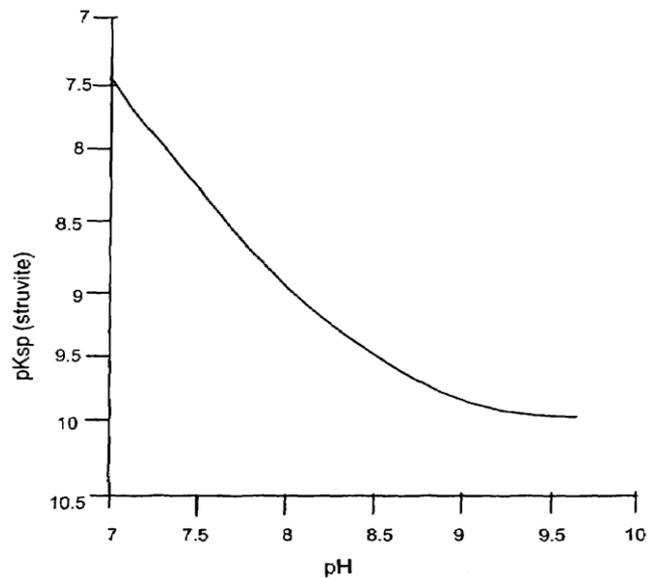


Figura 6.11. Solubilidad de la estruvita en un rango de pH 7 a 9,5 (Koch *et al.*, 2009).

La formación de estruvita también depende de la interacción entre los iones calcio y magnesio. Dependiendo de las concentraciones relativas de estos iones se puede inhibir la formación del fosfato de calcio o de la estruvita (Momborg y Oellermann, 1992; Wild *et al.*, 1996; Battistoni *et al.*, 1997; le Corre *et al.*, 2005) y dar lugar a la formación de hidroxiapatita en lugar de estruvita en pH comprendidos entre 8 y 10 (Battistoni, 2000).

La proporción de la disponibilidad de las especies que conforman la estruvita puede ser determinante en la composición del producto. Excesos de magnesio pueden afectar negativamente a la pureza del producto (Deneestere *et al.*, 2001), pero proporciones en exceso de amonio favorecen la formación de estruvita de mayor pureza (Stratful *et al.*, 2001).

Existen pocos trabajos que evalúen el efecto de la temperatura sobre la precipitación de estruvita, habiendo sido la mayoría realizados a las temperaturas de operación habituales de los sistemas de tratamiento de aguas residuales (Pastor, 2008). Varios estudios indican que para un rango de temperaturas entre 15°C y 35°C existe un mínimo para el valor de la solubilidad de la estruvita cerca de los 30°C y que a 15°C se encuentra la mayor solubilidad dentro del rango de temperaturas estudiado (ver Figura 6.12).

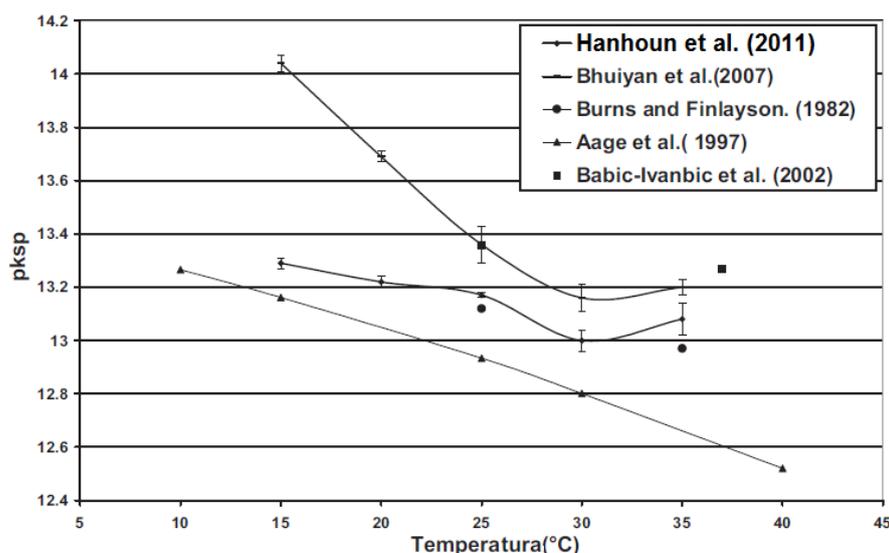


Figura 6.12. Resultados de varios estudios para el valor del K_{sp} de la estruvita a diferentes temperaturas (adaptado de Hanhoun *et al.*, 2011).

▪ Recuperación de fósforo de las aguas residuales como estruvita

Las principales tecnologías utilizadas para recuperar fósforo a partir de aguas residuales en estaciones de depuración de agua residuales se basan en procesos de intercambio iónico, procesos de precipitación en tanque agitado, lechos fluidizados o columnas aireadas.

Para generar las condiciones que favorecen la precipitación de estruvita es necesario ajustar el pH a niveles óptimos que permitan también la correcta operación de la planta. Para ello se suele utilizar hidróxido de sodio (NaOH; Stratful *et al.*, 2001), hidróxido de magnesio (Mg(OH)₂; Münch y Barr, 2001; Ueno y Fujii, 2001) o bien se puede ajustar mediante aireación, por liberación de CO₂ (Battistoni *et al.*, 2001, Jaffer *et al.*, 2002; Suzuki *et al.*, 2005).

Por otra parte, también es necesario alcanzar concentraciones adecuadas de magnesio, que es el elemento que suele escasear en las EDAR al realizar tratamientos de recuperación de fósforo que lo necesitan. Para ello suele adicionarse cloruro de magnesio (MgCl₂) o hidróxido de magnesio, aunque también se han realizado pruebas con óxido de magnesio (MgO). El cloruro de magnesio es el más utilizado debido a su facilidad de manipulación y su más rápida disociación, que permite tiempos de retención menores. Por otra parte, la capacidad Mg(OH)₂ de ser utilizado como fuente de magnesio y regulador de pH complica la optimización de las mezclas y requiere añadir otras vías de regulación de pH independientes.

6.2.2.4 Otros precipitados con magnesio

Los compuestos de fósforo y magnesio (ver Tabla 6.3) precipitan a distintos intervalos de pH. La estruvita precipita en valores de pH comprendidos entre 7 y 11. La newberita requiere altas concentraciones de Mg²⁺ y PO₄³⁻ y precipita a pH inferiores a 6 (Musvoto *et al.*, 2000). La precipitación de la bobierrita ocurre a una velocidad muy lenta, del orden de días (Mamais *et al.*, 1994), y nunca ha sido observada a pH comprendidos entre 6 y 9 (Musvoto *et al.*, 2000).

Tabla 6.3. Precipitados de fosfato y magnesio. pK_s citados por Musvoto *et al.* (2000).

Fosfato de magnesio	Fórmula química	pK _s (25°C)
Fosfato de magnesio y amonio o estruvita	$MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$	13,16 (Murray y May, 1996)
Hidrogenofosfato de magnesio trihidratado o newberita	$MgHPO_4 \cdot 3H_2O$	5,80 (Murray y May, 1996)
Trifosfato de magnesio o cattite	$Mg_3(PO_4)_2 \cdot 22H_2O$	23,10 (Taylor <i>et al.</i> , 1963)
Trifosfato de magnesio o bobierrita	$Mg_3(PO_4)_2 \cdot 8H_2O$	25,20 (Taylor <i>et al.</i> , 1963)

También precipitan los carbonatos magnésicos: magnesita (CaMg(CO₃)₄) y nesquehonita (MgCO₃·3H₂O). De las dos formas solo la magnesita es estable por debajo de pH 10,7 (Musvoto *et al.*, 2000).

6.2.2.5 Otros posibles precipitados

Aunque existen otros dos precipitados de calcio y magnesio en la naturaleza, la dolomita (CaMg(CO₃)₂) y la huntita (CaMg(CO₃)₄), sus condiciones de precipitación no han sido muy estudiadas. Mamais *et al.* (1994) reseñan que la dolomita tiene una velocidad de precipitación muy baja.

También se encuentra el hidróxido de calcio ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) y el hidróxido de magnesio ($\text{Mg}(\text{OH})_2$) aunque es improbable que se den en las condiciones de operación de las EDAR debido al elevado pH que requieren para precipitar.

6.2.2.6 Cenizas

La incineración de fangos descompone materia orgánica, incluyendo productos potencialmente tóxicos. Aunque la descomposición de la materia orgánica supone un beneficio y el procesamiento mediante procesos químicos de las cenizas puede permitir ser aplicado en tratamientos de enriquecimiento de suelos, lo cierto es que el fósforo presente en las cenizas no se encuentra en una forma fácilmente aprovechable (P_2O_5). Generalmente las cenizas de fangos son depositadas en vertederos o utilizadas en la industria cementera o en la construcción de carreteras.

6.2.3 Técnicas de recuperación de fósforo en EDARs

6.2.3.1 Cristalización y precipitación

Las técnicas basadas en la cristalización y en la precipitación de fósforo transforman el ortofosfato soluble de la fase líquida en sólidos, siendo la estruvita y los fosfatos cálcicos los principales productos de las técnicas de recuperación de fósforo en EDARs.

La principal diferencia entre los métodos de cristalización y los de precipitación es que los primeros son, en general, métodos más lentos que generan productos cristalinos que requieren tiempos de retención más altos que los segundos, cuyas reacciones son más rápidas y que generalmente dan lugar a productos amorfos. Ambos métodos requieren que se den condiciones de sobresaturación.

La formación de partículas sólidas se realiza en dos etapas: nucleación y crecimiento cristalino. La nucleación puede ocurrir de forma espontánea cuando el tamaño de un núcleo individual excede el tamaño crítico, siendo esta la etapa más lenta. El crecimiento de los cristales transporta los iones de la superficie cristalina a la red.

Es posible acortar, evitar o saltar la etapa de nucleación aumentando la concentración de cristales en la solución añadiendo sustancias que actúen como núcleos de cristalización (cristales de siembra) como puede ser arena o pequeños cristales de estruvita. Esto ocurre debido a que la existencia de superficies de crecimiento reduce la energía requerida por el proceso de cristalización. Añadir este tipo de materiales en las condiciones dadas en las aguas de una EDAR permite mantener cierto nivel de control sobre las impurezas presentes

en los cristales de producto formados, ya que en el tipo de corrientes de las EDAR, donde es común aplicar técnicas de recuperación de fósforo, hay presentes otros tipos de sólidos en suspensión o impurezas que pueden actuar como núcleos de cristalización.

Concentraciones de sólidos de suspensión por debajo de 150 – 200 mg/L previenen problemas asociados a las impurezas en el fósforo recuperado, la obstrucción toberas y conducciones en los reactores, y la precipitación no controlada de estruvita sobre estos sólidos en suspensión (Jeanmaire y Evans, 2001). Aun así, existen tecnologías, como las de Ostara, que pueden operar con picos puntuales de concentración de sólidos en suspensión totales de hasta 3.000 – 4.000 mg/L, aunque es preferible la operación con concentraciones por debajo de 1.000 mg/L de SST.

Es necesario tener en cuenta que en el caso concreto de los procesos de cristalización destinados a recuperar el fósforo de las aguas residuales interesa, normalmente, obtener partículas de gran tamaño para evitar su pérdida con los efluentes de los reactores y para una mejor separación de la fase acuosa (Pastor, 2008), aunque también debe tenerse en cuenta que determinados usos de la estruvita como producto requieren diámetros mayores.

Un control sobre la velocidad de nucleación es importante a la hora de obtener el tamaño de cristal deseado. Cuando se desea obtener una gran cantidad de cristales pequeños se debe trabajar a altos valores de la sobresaturación para favorecer así la nucleación primaria. Por el contrario, cuando el objetivo es obtener menor número de cristales pero de mayor tamaño debe minimizarse esta nucleación primaria, favoreciendo así el crecimiento de los cristales presentes en la solución (Pastor, 2008).

En este sentido, la distribución de la sobresaturación en el reactor es decisiva para la nucleación, por lo que la concentración y estequiometría de los reactivos, así como el modo y velocidad de entrada de los reactivos, la hidrodinámica del reactor y la presencia de cristales de siembra o de cristales recirculados son variables determinantes en la distribución del tamaño medio y la distribución de tamaños de los cristales formados.

Cabe decir que las corrientes tratadas suelen retornar al proceso. La reducción de fósforo en la corriente de retorno reduce la carga de fósforo en el proceso y mejora la deshidratabilidad del fango, lo que implica una reducción de los costes de operación.

6.2.3.2 Tratamientos químicos húmedos

Los tratamientos químicos húmedos, también conocidos como técnicas *wet chemical*, utilizan ácidos y/o bases para liberar el fósforo unido, ya sea biológica o químicamente, al fango o a las cenizas de los fangos. Los residuos no solubles de estos tratamientos son separados y la fase líquida restante es sometida a métodos de separación del fósforo en disolución. Estos

métodos de separación incluyen la precipitación, el intercambio iónico, la nanofiltración y la extracción reactiva líquido-líquido (Cornel y Schaum, 2009).

6.2.3.3 Tratamientos termoquímicos

Los tratamientos termoquímicos son utilizados para eliminar los metales pesados que permanecen en las cenizas de los fangos incinerados. Estos metales pesados que permanecen en las cenizas junto al fósforo pueden limitar el uso de éstas como fertilizante (Petzet y Cornel, 2009).

El proceso termoquímico usa aditivos clorados como sales alcalinas, cloruro de magnesio y de calcio para que reaccionen con los metales pesados presentes en las cenizas. Tras ello se eleva la temperatura de la mezcla hasta, generalmente, 850 – 1.000°C, por encima del punto de ebullición de los cloruros de metales pesados que se forman.

6.3 Tecnologías de recuperación de fósforo en EDARs

Existen múltiples tecnologías que permiten recuperar fósforo. La Figura 6.13 es una comparación de algunas de las tecnologías que hoy en día se aplican. De las tecnologías que se muestran en la comparación solo se estudiarán algunas de las que obtienen estruvita como producto.

6.3.1 Ostara Pearl

El proceso Pearl de Ostara recupera nutrientes en forma de estruvita en estaciones de depuración de aguas residuales. Es aplicado sobre el centrado de digestión proveniente de la separación de fangos del licor de digestión. Este sistema de recuperación consta de un reactor de lecho fluidizado que opera de forma continua. La Figura 6.14 ilustra el proceso.

El pH de operación del reactor está comprendido entre 7 y 8, dependiendo de las características del influente y del tamaño deseado de los cristales, y es controlado mediante la dosificación de hidróxido de sodio. La dosificación de magnesio se realiza mediante cloruro de magnesio.

El proceso de cristalización asegura la producción de cristales de estruvita de alta pureza que se recuperan del reactor una vez han crecido hasta el tamaño óptimo para comercializarlo en forma de fertilizantes bajo el nombre Crystal Green. El diámetro de dichos cristales puede ser ajustado entre 1,00 y 3,50 mm.

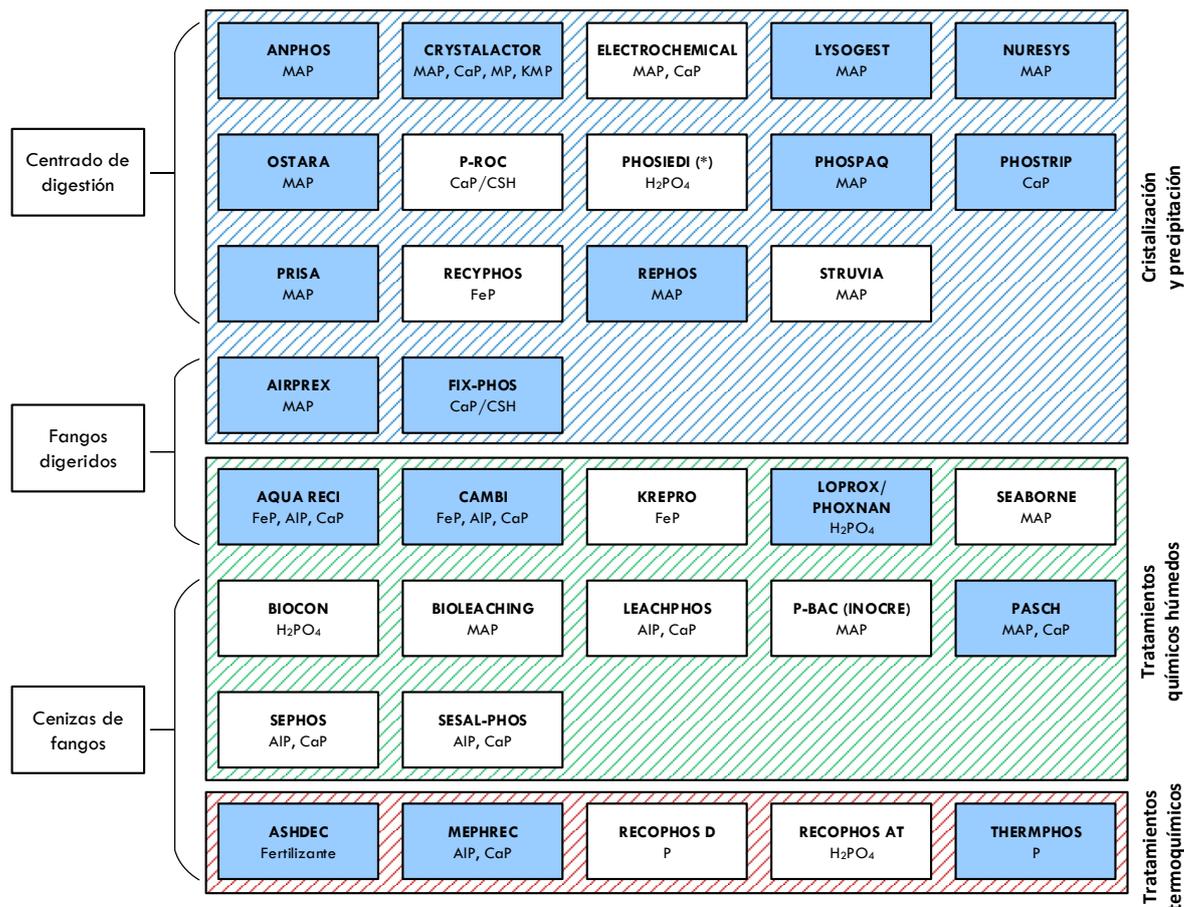


Figura 6.13. Clasificación de tecnologías de recuperación de fósforo en EDAR. En azul aquellas que se llevan a cabo a escala completa de forma satisfactoria (datos 2014; basado en el diagrama de Sartorius et al., 2011).

La extracción de los cristales ocurre de forma discontinua pero sin interrumpir la operación del reactor. Los cristales extraídos son lavados y enviados a un proceso de deshidratado formado por un tamizado y un secado con aire caliente. Los cristales son entonces enviados a un proceso de cribado antes de ser depositados en silos y luego en sacos suministrados por la propia marca.

6.3.2 Ostara Wasstrip

Wasstrip (*Waste Activated Sludge Stripping to Remove Internal Phosphorus*) es un proceso complementario al proceso Pearl para liberar fósforo y magnesio de los fangos activados. Este proceso se lleva a cabo sobre la corriente de fangos activados antes de llegar al digestor anaerobio. El sobrenadante de la unidad Wasstrip es directamente enviado al reactor Pearl, previniendo que este fósforo liberado reaccione en el digestor anaerobio y precipite. Los fangos resultantes del proceso ocurrido en la unidad Wasstrip son enviados al digestor anaerobio. La inclusión de la etapa Wasstrip aumenta la eficiencia del proceso completo.

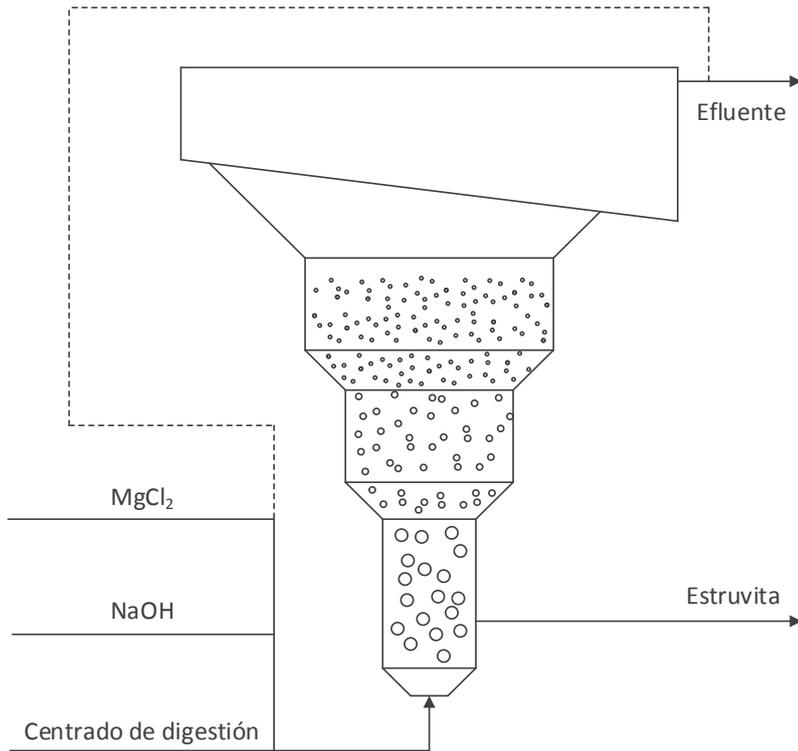


Figura 6.14. Representación gráfica del proceso y del reactor de Ostara Pearl (adaptado de Ostara, 2015).

De forma opcional también propone la instalación de un fermentador y un espesador para la corriente de fangos primarios. Este proceso libera ácidos grasos volátiles que son enviados al reactor biológico y a la unidad Wasstrip. Los fangos resultantes de este proceso opcional son enviados al digestor anaerobio. Esta configuración se muestra en la Figura 6.15.

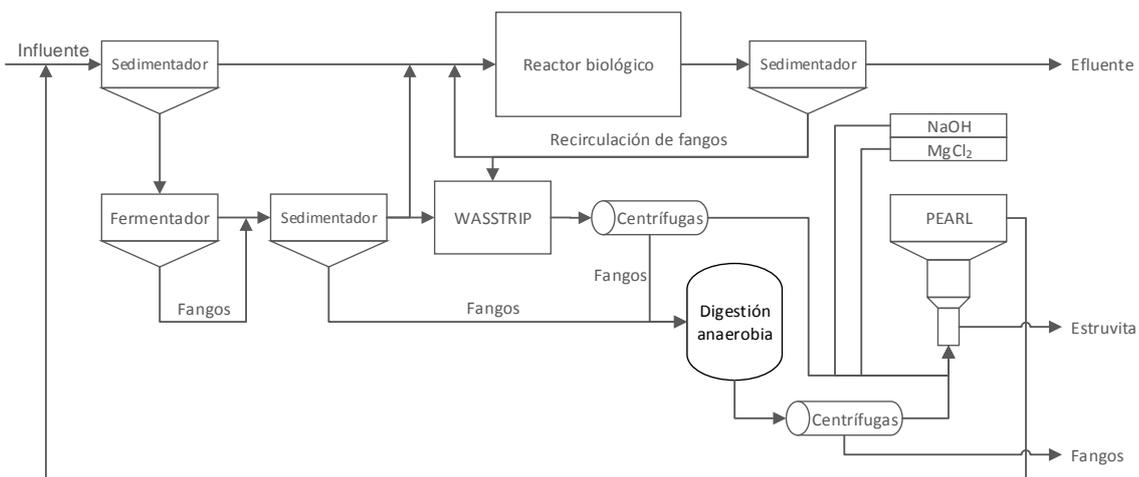


Figura 6.15. Esquema representativo del sistema combinado de recuperación de fósforo Pearl + Wasstrip de Ostara con la inclusión de la etapa opcional de fermentación de fangos primarios.

6.3.3 Nuresys

La tecnología Nuresys (*Nutrient Recovery System*) es una tecnología de recuperación de fósforo por precipitación de estruvita utilizado en sistemas de depuración de aguas residuales, tanto industriales como municipales. El proceso es aplicable a corrientes provenientes de la digestión anaerobia que contengan concentraciones de sólidos en suspensión menores al 5%, por lo que generalmente se realiza sobre el centrado de digestión, reduciendo la concentración de fósforo hasta 15 – 20 mg/L P-PO₄.

Se utiliza un reactor de lecho fluidizado para la precipitación. El reactor es precedido por un reactor aireado que regula el pH por liberación de CO₂, aunque también cuenta con un sistema de dosificación de hidróxido de sodio para ajustar el pH con mayor fiabilidad. El proceso se ilustra en la Figura 6.16.

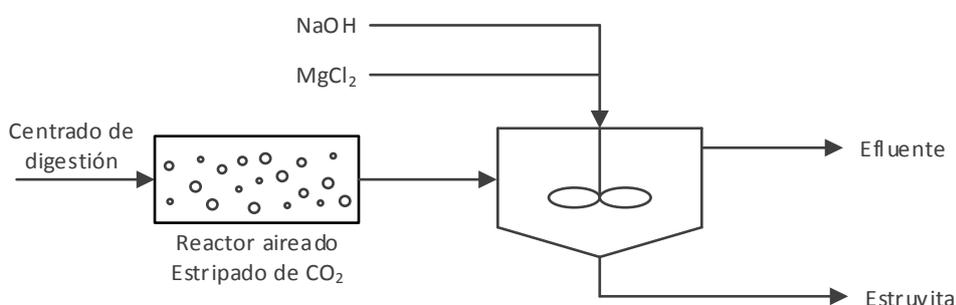


Figura 6.16. Esquema representativo del sistema Nuresys de recuperación de fósforo.

6.3.4 Crystalactor

Este es un proceso de recuperación de fósforo por cristalización de fosfato cálcico, Ca₃(PO₄)₂, que puede ser aplicado en sistemas de depuración de aguas residuales industriales y en el centrado de digestión de las EDARs. Es posible también la cristalización de otros componentes como los fosfatos de zinc o la estruvita en función del tipo de agente químico utilizado (Giesen, 2009a). El proceso Crystalactor se desarrolla en un reactor de lecho fluidizado con materiales, generalmente arena o minerales, que actúan como núcleos de cristalización. La Figura 6.17 ilustra el reactor y proceso Crystalactor.

Para concentraciones de 60 – 80 mg/L P-PO₄ en el centrado de digestión que alimenta el reactor se alcanzan ratios de recuperación del 70 – 80% (Cornel y Schaum, 2009). Esta corriente entra al reactor por la parte inferior y fluye hacia arriba con la velocidad necesaria para mantener el reactor en estado fluidizado. El pH en el reactor es controlado por dosificación de hidróxido de sodio.

El fosfato cálcico cristaliza en la superficie de la arena o mineral utilizados como núcleos de cristalización. Cuando los cristales tienen el tamaño necesario, caen hasta la parte inferior del

reactor y son recogidos periódicamente, a la vez que se añade más material de nucleación para mantener constante el número de materiales que actúan como núcleos de cristalización.

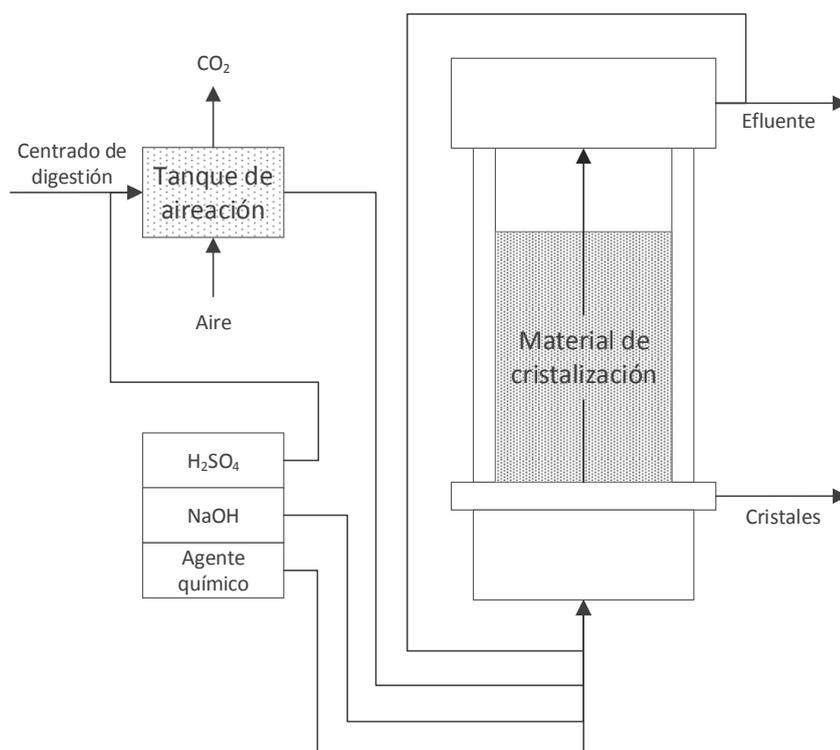


Figura 6.17. Esquema representativo del proceso y reactor Crystalactor.

Es posible incorporar recirculaciones al reactor en caso de usar corrientes de alimentación con mayores concentraciones de fosfato. Generalmente, el efluente tratado, que sale por la parte superior del reactor, tiene una concentración de 15 – 20 mg/L P-PO₄ aproximadamente (Giesen, 2009a).

La alimentación del reactor debe ser previamente tratada por gasificación para eliminar carbonato en forma de CO₂. Se dosifica ácido (generalmente ácido sulfúrico, H₂SO₄) para controlar el pH. Esto debe hacerse debido a la tendencia del calcio a reaccionar con el carbonato, causando que los cristales formados sean poco estables en presencia de estos iones (Stratful *et al.*, 1998).

6.3.5 Phospaq

El proceso Phospaq recupera fósforo por cristalización de estruvita. Puede ser aplicado en sistemas de depuración de aguas residuales industriales y en el centrado de digestión de las EDAR. Utiliza un reactor aireado con un sistema de separación de sólidos (ver Figura 6.18) y

dosifica una solución de hidróxido de magnesio, $Mg(OH)_2$. El pH de operación se encuentra entre 8 y 8,5 y es controlado por liberación de CO_2 y la adición de óxido de magnesio.

Para concentraciones de $P-PO_4$ de 60 – 80 mg/L del centrado de digestión, el ratio de recuperación de fósforo es aproximadamente el 75%. El efluente resultante suele tener concentración de $P-PO_4$ comprendida entre 10 – 20 mg/L.

Los cristales de estruvita generados tienen un tamaño aproximado de 0,7 mm y se recogen en un sedimentador situado en el interior del reactor.

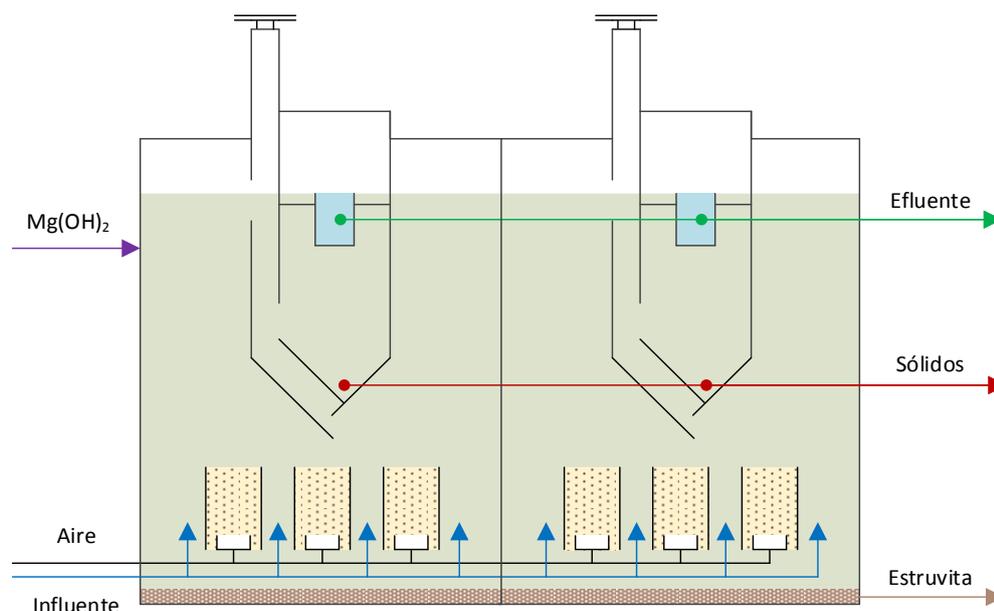


Figura 6.18. Esquema del proceso Phospaq de recuperación de fósforo.

6.3.6 Seaborne

El proceso Seaborne está formado por una serie de operaciones que permite recuperar nutrientes a partir de biomazas de diferentes orígenes, como lo son los fangos provenientes de las EDAR, estiércoles y residuos provenientes de la agricultura.

El proceso está formado por tres etapas principales (ver Figura 6.19): lixiviación ácida, eliminación de metales pesados y precipitación de estruvita. La **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** muestra un esquema más detallado de las etapas del proceso.

En la lixiviación ácida se mezclan los fangos digeridos con ácido sulfúrico (H_2SO_4) y un agente oxidante (H_2O_2), reduciendo el pH por debajo de 3,5. El uso de un agente oxidante es opcional, pero mejora la disolución de los metales pesados y los fosfatos presentes en el influente, y puede ser añadido durante o después de la adición de ácido. Una separación de sólidos permite enviar éstos a un proceso de dilución ácida a pH 1,1, donde los fangos obtenidos son

destinados a incineración. El sobrenadante resultante es enviado a la etapa de recuperación de metales pesados.

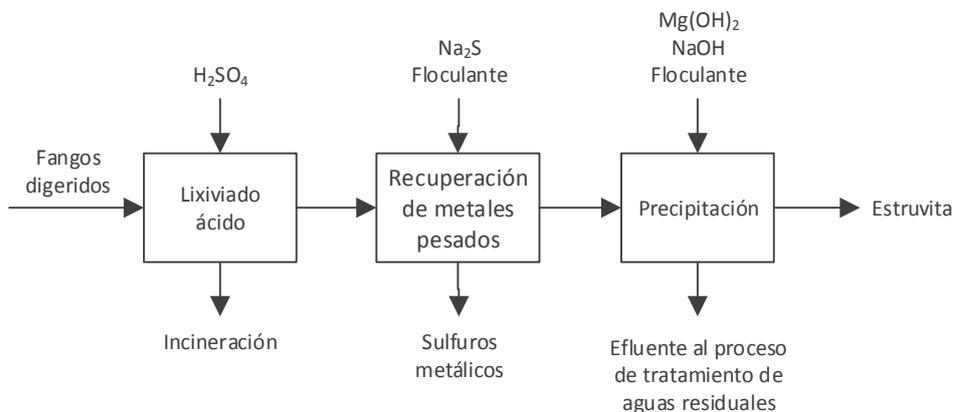


Figura 6.19. Diagrama de flujo del proceso Seaborne.

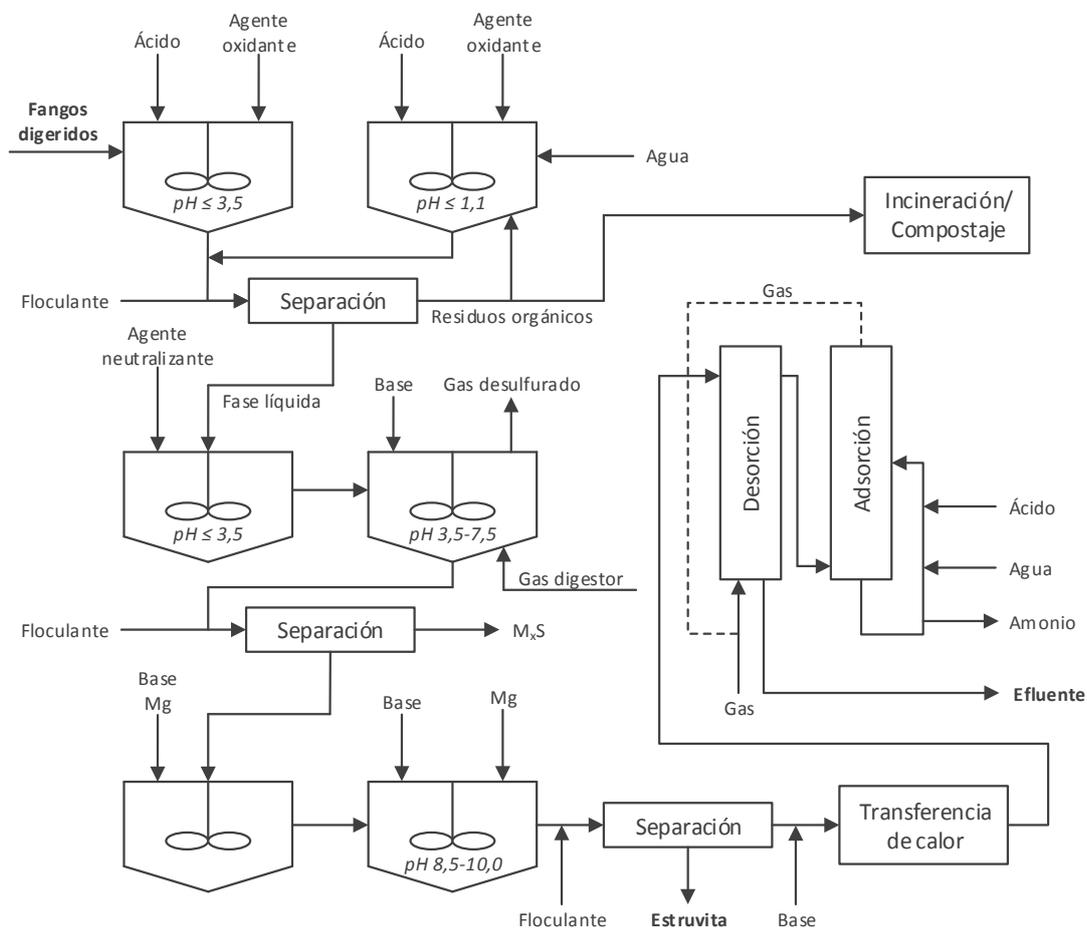


Figura 6.20. Esquema del proceso Seaborne (adaptado a partir de Vesterager, 2009).

En esta etapa se aumenta el pH para producir la precipitación en forma de sulfuros de los metales que habían sido disueltos en la etapa anterior. En caso de necesitar una mayor concentración de azufre puede recurrirse a la adición de sulfuro de sodio, Na_2S .

En la tercera etapa se produce la precipitación de la estruvita. El pH se aumenta hasta 8,7 – 9 mediante la adición controlada de hidróxido de sodio e hidróxido de magnesio. A estos pH se forman también otros tipos de precipitados además de la estruvita, como son el fosfato de magnesio ($\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$), el fosfato cálcico ($\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$), el fosfato de amonio ($(\text{NH}_4)_3\text{PO}_4$), la newberita ($\text{MgHPO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$), hidrógenofosfato de calcio ($\text{CaHPO}_4 \cdot n\text{H}_2\text{O}$) y el hidrógenofosfato de amonio ($(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$) (Bayerle, 2010).

En la etapa opcional de liberación del exceso de amonio, se establece un pH comprendido entre 8,5 y 10,5 por adición de hidróxido de sodio y la temperatura es aumentada hasta 50°C . El fluido caliente entra en la unidad de desorción donde se libera amoníaco del fluido mediante una contracorriente de aire. Este gas es circulado hasta la columna de adsorción, donde el amoníaco de la fase gas es adsorbido en forma de amonio por una fase líquida ácida (disolución de ácido sulfúrico), que posteriormente es eliminada. El efluente de la etapa de la columna de desorción puede ser recirculado al principio de la planta de tratamiento.

6.3.7 AirPrex

Este sistema recupera fósforo mediante cristalización de estruvita y es aplicado sobre corrientes de fangos digeridos en estaciones de depuración de aguas residuales. Está formado por un reactor aireado que fluidiza los sólidos en suspensión, y por un cono sedimentador. Opera en un rango de pH comprendido entre 7,2 y 8,2 y tiempos de residencia de 4 a 8 horas aproximadamente. El reactor y el proceso se ilustran en la Figura 6.21.

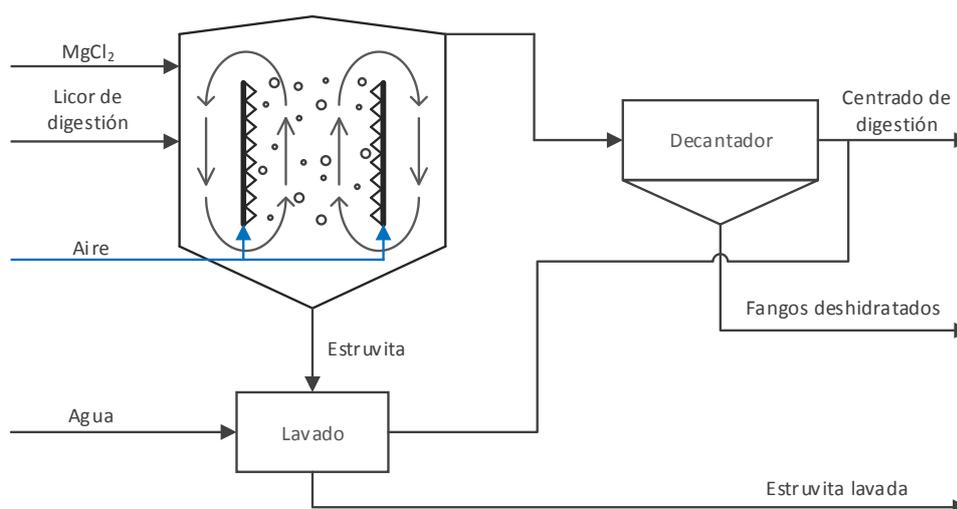


Figura 6.21. Esquema del proceso AirPrex de recuperación de fósforo.

El pH de operación se controla mediante el sistema de aireación y el magnesio es dosificado mediante cloruro de magnesio. La estruvita cristalizada es fluidizada por las corrientes de aire hasta que, al alcanzar cierto tamaño, precipita por su propio peso hasta el fondo del reactor, por donde posteriormente es recogida y llevada a un sistema de lavado de sólidos. La fase líquida resultante es recirculada junto al efluente del reactor al inicio del proceso de la planta de depuración.

7 Simulación de EDARs

Con el objetivo de estudiar la recuperación potencial y los efectos de diferentes sistemas de recuperación de estruvita sobre la EDAR de El Prat de Llobregat se recurre a un simulador específico de procesos sobre aguas residuales: BioWin 4.0.

Mediante este programa se realiza una aproximación a la EDAR para después incorporar diferentes tecnologías de recuperación de fósforo y observar qué resultados se obtienen para cada caso y comparar cómo afectan al proceso de la EDAR.

7.1 Introducción a BioWin

BioWin es un programa que simula procesos de tratamiento de aguas residuales que incluye un modelo de los denominados *plant-wide model* que integra otros modelos ya existentes para las etapas de las plantas de tratamiento:

- ADM1 – Modelo de digestión anaerobia
- Serie de modelos ASM – Modelo de fangos activados
- Modelos de precipitación y sedimentación
- Otros modelos

Estos modelos *plant-wide* permiten evaluar cambios en el rendimiento global de la planta y los efectos provocados por cambios en sus etapas o por la introducción de nuevos procesos (Dold *et al.*, 2007). Las principales características y ventajas de los modelos *plant-wide* son:

- La integración de modelos estándar (de reproducción del comportamiento de procesos unitarios) en configuraciones complejas que pueden reproducir todos los procesos de una planta.
- La continuidad de masas y cargas entre los diversos procesos unitarios de la planta sin necesidad de simularlos por separado.
- El uso de una interfaz de continuidad a través de la transformación de las variables de estado de un modelo individual al otro.
- La evaluación directa del impacto de las corrientes de retorno de la línea de fangos y la evaluación de la eficiencia de procesos en estas corrientes (procesos *sidestream*).

En el caso concreto de la plataforma de simulación BioWin 4.0 se incluyen los siguientes modelos:

- Familia de modelos de fangos activados ASM: ASM1, ASM2d y ASM3
- Modelo de digestión anaerobia ADM
- Eliminación biológica y química del fósforo

- Precipitación de CaCO_3
- Sistemas de aireación
- Otros modelos

Además incluye un editor de modelos que permite realizar cambios según las necesidades del usuario y la herramienta BW Controller que permite diseñar e integrar controladores de diferentes tipos.

En el Anexo C se encuentra una exposición de los componentes, procesos y parámetros de los modelos ADM1, ASM2d, el modelo de Musvoto (que incluye la precipitación de estruvita) y el de Maurer (que modelizan los procesos de precipitación del hidroxifosfato dicálcico y de la hidroxiapatita), todos ellos incluidos entre los modelos que forman parte de BioWin 4.0.

7.2 Modelización matemática de procesos biológicos de depuración de aguas residuales (modelos IWA)

La simulación de procesos permite reproducir el comportamiento de los sistemas utilizando uno o varios modelos y condiciones de contorno. Los modelos matemáticos emplean formulismos matemáticos para expresar de forma simplificada los fenómenos físicos, químicos o biológicos que permiten estudiar el comportamiento de un sistema bajo unas determinadas condiciones, prediciendo el comportamiento de variables.

El uso de modelos matemáticos resulta muy útil como complemento a la experimentación en sistemas relativamente complejos y una alternativa cuando los ensayos pueden suponer un proceso largo, costoso e, incluso, peligroso. Por este motivo y debido a la necesidad de reproducir de forma fiable los procesos biológicos en la depuración de aguas residuales, muchos investigadores propusieron modelos matemáticos para describir estos procesos y permitir mediante su uso el diseño, ampliación y optimización de plantas.

La necesidad de crear un modelo común para los fangos activados que incorporara los procesos de nitrificación y desnitrificación llevó a la IWA (*International Water Association*) a crear un grupo de trabajo en los años 80 que se dedicara a revisar los modelos existentes y desarrollar uno nuevo para sustituirlos. Esta iniciativa dio lugar a la aparición de los siguientes modelos:

- 1987 – ASM1 (*Activated Sludge Model No. 1*). Considera dos tipos de bacterias (heterótrofas y autótrofas) y un total de 8 procesos biológicos.

- 1995 – ASM2 (*Activated Sludge Model No. 2*). Incluye la eliminación biológica de fósforo pero no considera las bacterias acumuladoras de fosfatos (PAO).
- 1999 – ASM2d (*Activated Sludge Model No. 2d*). Extensión del ASM2. Incorpora los procesos de almacenamiento de polifosfatos y crecimiento de las bacterias PAO en condiciones anóxicas.
- 1999 – ASM3 (*Activated Sludge Model No. 3*). Incorpora la acumulación intracelular de sustratos orgánicos.
- 2002 – ADM1 (*Anaerobic Digestion Model No. 1*). Incorpora los procesos de digestión anaerobia de la materia orgánica).

7.2.1 Estequiometría y cinética de los modelos de digestión anaerobia

Los microorganismos presentes en los fangos llevan a cabo una serie de transformaciones de la materia que pueden ser consideradas como reacciones bioquímicas. Estas reacciones son definidas por relaciones estequiométricas y ecuaciones cinéticas.

La complejidad de este proceso de transformaciones llevado a cabo por los microorganismos implica que los componentes del sistema puedan actuar de diferentes maneras: como reactivo, como producto o de forma inerte. Debido a esto, se define la tasa de transformación de un componente en el sistema como la suma de los productos de las tasas cinéticas de cada una de las reacciones en las que interviene y su correspondiente coeficiente estequiométrico (ver ecuación 7.1).

$$r_i = \sum_{j=1}^n (v_{i,j} \cdot r_j) \quad 7.1$$

donde r_i es la tasa de transformación del componente i , $v_{i,j}$ es el coeficiente estequiométrico del componente i en la reacción j , r_j es la tasa de la reacción j y n es el número de reacciones en las que interviene el componente i . La ecuación será positiva si el componente i es generado en el proceso global, y negativa si se consume.

Los procesos que incluyen los modelos de fangos activados y de digestión anaerobia pueden ser clasificados en: crecimiento, decaimiento e hidrólisis.

▪ Crecimiento

Se define la tasa de crecimiento (de la biomasa) de los microorganismos X como la variación temporal de éstos como consecuencia del crecimiento o de la reproducción celular. Esta tasa queda definida por una ecuación cinética de primer orden (ver 7.2).

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad 7.2$$

donde X es la concentración de biomasa (microorganismos), t es el tiempo y μ es la tasa de crecimiento específico. El efecto de un sustrato o nutriente limitante (S) sobre la tasa de crecimiento específico (μ) está definida por la expresión de Monod (ver ecuación 7.3).

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad 7.3$$

donde μ_{max} es la tasa de crecimiento específico máxima, S es la concentración de sustrato y K_S es la constante de semisaturación del sustrato.

Si el sustrato S no es único y está formado, por ejemplo, por materia orgánica (S_{MO}) y oxígeno (S_O), y considerando K_{MO} y K_O como sus respectivas constantes de semisaturación, la expresión resultante que definiría la tasa específica sería la mostrada en la ecuación 7.4.

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S_{MO}}{K_{MO} + S_{MO}} \cdot \frac{S_O}{K_O + S_O} \quad 7.4$$

▪ Decaimiento

La tasa de decaimiento, definida según la ecuación 7.5, representa la pérdida de biomasa de microorganismos, por mortalidad o lisis, y se expresa mediante una cinética de primer orden de constante b respecto a la concentración de microorganismos.

$$\frac{dX}{dt} = -b \cdot X \quad 7.5$$

Puede entonces definirse la tasa neta de crecimiento, r_X , como la diferencia entre el crecimiento y el decaimiento, tal y como se representa en la ecuación 7.6.

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X - b \cdot X = r_X \quad 7.6$$

▪ Hidrólisis

La hidrólisis es el proceso por el cual se produce la ruptura de una molécula en trozos más pequeños al reaccionar con una molécula de agua. Estas moléculas más pequeñas son biodegradables por efecto de los microorganismos.

La expresión cinética de la hidrólisis también es de primer orden. En la ecuación que la define (ver ecuación 7.7) intervienen la constante de hidrólisis (K_h), el coeficiente de saturación para la DQO no soluble (K_X), la concentración de los materiales hidrolizables (X_S) y la concentración de la biomasa heterótrofa (X_H), considerada como la responsable de la velocidad del proceso.

$$\frac{dX}{dt} = K_h \cdot \frac{X_s/X_H}{K_X + X_s/X_H} \cdot X_H \quad 7.7$$

Generalmente, la hidrólisis es más lenta que los procesos de crecimiento, por lo que probablemente será la etapa limitante en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales.

7.2.2 Notación y lectura matricial

Muchos de los modelos difieren en la manera en como describen los procesos, representándolos en forma de balances de masa, a veces con ecuaciones transformadas o simplificadas que provocan que sea difícil recuperar y aislar los diferentes procesos básicos del modelo. Por este motivo el grupo de trabajo de la IWA optó por hacer uso de un sistema de notación matricial, que ponía fin a ese tipo de problemas. La disposición de los elementos básicos del modelo y su interrelación queda estructurado en una sola tabla (ver como ejemplo la Tabla 7.1).

Tabla 7.1. Ejemplo de notación matricial ilustrada con un modelo de crecimiento heterótrofo en medio aerobio (adaptado de Díaz, 2003).

Componente $i \rightarrow$ Proceso $j \downarrow$	1. X_H	2. S_S	3. S_{O_2}	Tasa de reacción $r_j \downarrow$
1) Crecimiento	1	$-\frac{1}{Y}$	$-\frac{1-Y}{Y}$	$\frac{\mu_{max} \cdot S_S}{K_S + S_S} \cdot X_B$
2) Decaimiento	-1		-1	$b \cdot X_B$
Tasa de conversión total (observada)	$r_{i,neto} = \sum_j v_{ij} \cdot r_j$			
Parámetros estequiométricos	Componentes			Parámetros cinéticos
Coefficiente de rendimiento: Y	X_H : Biomasa heterótrofa [M (DQO) · L ⁻³]			Tasa de crecimiento Específica máxima: μ
	S_S : Sustrato [M (DQO) · L ⁻³]			Constante de saturación media: K_S
	S_{O_2} : Oxígeno disuelto [M (DQO negativo) · L ⁻³]			Tasa específica de decaimiento: b

En la tabla se listan:

- 1) Los i componentes: oxígeno disuelto, sustrato soluble y biomasa, con su simbología en primera línea y su descripción y unidades en la última.
- 2) Los j procesos en la primera columna: crecimiento y decaimiento bacteriano.

- 3) En el centro de la matriz de ejemplo se dan los coeficientes estequiométricos v_{ji} para cada proceso j , respecto de cada componente i .
- 4) Última columna: expresiones de la ley de velocidad de cada proceso j , r_j .
- 5) En la misma matriz se consigna también la nomenclatura de los componentes y la definición de los parámetros cinéticos.

Una elección consistente de las unidades permite verificar la continuidad y determinar el valor de los coeficientes estequiométricos v_{ji} al igualar a cero el sumatorio de coeficientes de cada línea ($\sum v_{ji} = 0$ para DQO). Para cada proceso, uno de los coeficientes puede fijarse a 1 o -1 mientras que el resto se calcula. Por convenio v_{ji} será negativo para los reactivos y positivo para los productos.

La continuidad se comprueba recorriendo las líneas de la matriz. Por ejemplo, para el crecimiento se comprueba tal y como se indica en la ecuación 7.8.

$$\sum v_{ij} = 0 \implies 1 + \left(-\frac{1}{Y}\right) - 1 \cdot \left(-\frac{1-Y}{Y}\right) = 0 \quad 7.8$$

En el último cociente se multiplica por -1 debido a que la DQO del oxígeno es negativa al no tratarse de demanda, si no disponibilidad. La continuidad para el decaimiento muestra que la descripción del proceso, tal como está dada en la tabla, es incompleta, ya que falta representar los productos.

La tasa neta de conversión para cualquier componente i del sistema puede observarse en la parte inferior de cada columna de la tabla y considera todos los procesos que intervienen. Esta tasa se calcula según la ecuación 7.9.

$$r_{i,neto} = \sum_j v_{ij} \cdot r_j \quad 7.9$$

Tomando como ejemplo el cálculo para el oxígeno, la tasa neta resultante será la mostrada en la ecuación 7.10.

$$r_{O_2} = -\left(\frac{1-Y}{Y}\right) \cdot \frac{\mu_{max} \cdot S_S}{K_S + S_S} \cdot X_B + (-1) \cdot (b \cdot X_B) \quad 7.10$$

Para obtener la ecuación del balance de masas para dicho componente i del sistema debe añadirse los términos de transporte y acumulación a la ecuación, ya que la tasa neta de conversión es solo la componente del balance que hace referencia a los procesos de transformación. En este sentido, y considerando como ejemplo un reactor de mezcla completa sin recirculación, los balances de biomasa activa X_B y de sustrato S_S , estarían definidos por las ecuaciones 7.11 y 7.12.

La tasa neta de conversión es solo la componente del balance de masa respecto a los procesos de transformación, por lo que falta añadir los términos de transporte y acumulación para tener completa la ecuación de balance de masas. En el caso de un reactor de mezcla completa sin recirculación, los balances de biomasa activa, X_B , y de sustrato, S_S , vienen dados por el sistema de ecuaciones diferenciales formado por las ecuaciones 7.11 y 7.12.

$$\frac{dX_B}{dt} = (+1) \cdot \frac{\mu_{max} \cdot S_S}{K_S + S_S} \cdot X_B + (-1) \cdot (b \cdot X_B) + \frac{Q}{V} \cdot (X_{B,1} - X_B) \quad 7.11$$

$$\frac{dS_S}{dt} = \left(\frac{-1}{Y}\right) \cdot \frac{\mu_{max} \cdot S_S}{K_S + S_S} \cdot X_B + \frac{Q}{V} \cdot (S_{S,1} - S_S) \quad 7.12$$

El subíndice 1 indica que esos parámetros corresponden al influente. V es el volumen del reactor y Q el caudal. El tiempo se define como t .

7.3 Limitaciones de BioWin 4.0

Si bien BioWin es una potente herramienta de análisis y simulación, cuenta con ciertas limitaciones o defectos en su funcionamiento que deben tenerse en cuenta a la hora de construir el sistema a simular y al interpretar algunos de sus resultados. Entre las limitaciones del software se han tenido en cuenta para este proyecto las siguientes:

- BioWin 4.0 no es capaz de simular la precipitación química de sulfatos y sulfitos, por lo que no tiene sentido tratar de incluir procesos para su eliminación en las simulaciones.
- No incluye modelos de cristalización que modelicen el crecimiento de los cristales que pueden formarse en las etapas del sistema.
- No es posible establecer el diámetro ni la longitud de las conducciones ni estudiar la obstrucción de las mismas o sus efectos por la precipitación, deposición y acumulación de compuestos.
- No considera que en las conducciones y conexiones entre elementos puedan producirse reacciones químicas o biológicas.
- Tampoco es posible establecer algunas de las características físicas en elementos como los reactores, como pueden ser factores de forma.
- No permite realizar procesos de separación que permitan separar sólidos entre sí según sus propiedades físicas (diámetro, peso, densidad, etc.).
- Los modelos que incluye BioWin 4.0 son simplificados y tienen rangos de aplicabilidad limitados.

8 Simulación de la EDAR bajo estudio

Con el objetivo de estudiar los efectos y el rendimiento de los diferentes sistemas de recuperación de fósforo sobre la EDAR de El Prat de Llobregat se recurre a un software de simulación de procesos sobre aguas residuales: BioWin 4.0.

Mediante este software se realiza una aproximación a la EDAR para después incorporar diferentes tecnologías de recuperación de fósforo y observar cómo afecta a la EDAR y qué resultados se obtienen para diferentes condiciones de operación en los sistemas de recuperación de fósforo.

8.1 Caso de estudio: EDAR de El Prat de Llobregat

La EDAR de El Prat de Llobregat, situada en el delta del río Llobregat, trata las aguas de saneamiento de Barcelona (35% de las aguas), Cornellà de Llobregat, El Prat de Llobregat, L'Hospitalet de Llobregat, Sant Joan Despí, Sant Boi de Llobregat, Santa Coloma de Cervelló i Sant Just Desvern (parcialmente), zonas con una fuerte implantación industrial. El caudal tratado supone el 14,5% del caudal tratado en Cataluña.

La incorporación del tratamiento biológico supuso una contribución destacable en la recuperación del litoral de El Prat de Llobregat y de las playas del sur de Barcelona para usos recreativos. Además, el tratamiento de eliminación de nutrientes iniciado en 2006 reduce el riesgo de eutrofización en el río Llobregat y en el litoral.

Los fangos primarios y biológicos derivados del proceso de depuración se envían a una planta de tratamiento colindante, Metrofang, y parte del efluente tratado se envía mar adentro a través de un emisario submarino de 3,7 km y 3 metros de diámetro. Buena parte de esta agua se reutiliza para riego agrícola y urbano, uso industrial, uso en la barrera hidráulica contra la intrusión salina en el acuífero del delta del Llobregat, alimentación de las nuevas marismas y para dotar el último tramo del río de un mínimo caudal ecológico.

8.1.1 Operativa de la EDAR

El diagrama de bloques de la Figura 8.1 ilustra el funcionamiento general de la EDAR. En él se muestran las etapas que conforman cada una de las líneas de proceso. Las etapas de los procesos de la línea de aguas y la línea de fangos se encuentran brevemente explicados en 8.1.1.1 y 8.1.1.2 respectivamente.

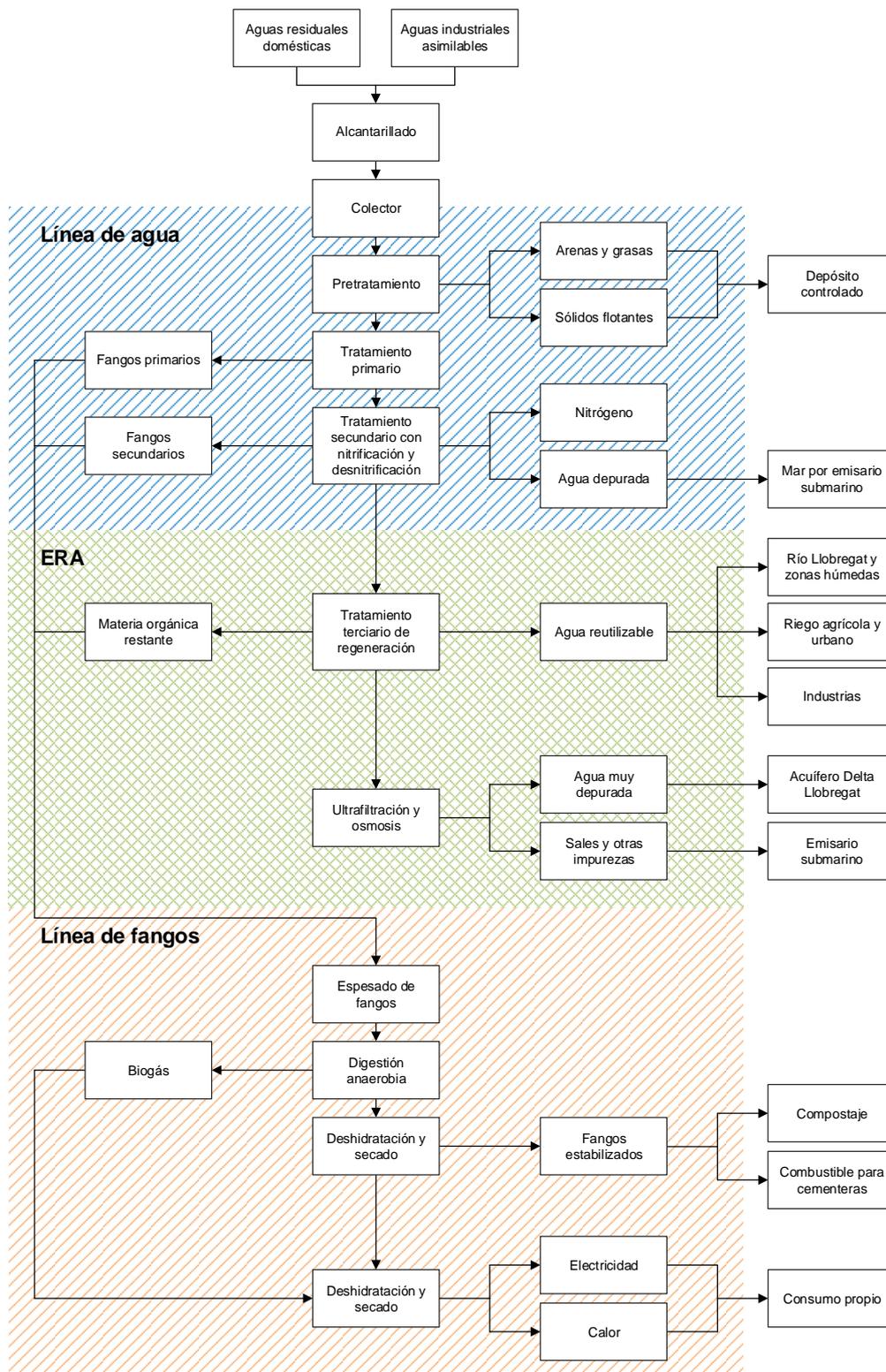


Figura 8.1. Diagrama representativo del funcionamiento de la EDAR de El Prat de Llobregat (adaptado del diagrama de la EDAR de El Prat de Llobregat, sitio web de Àrea Metropolitana de Barcelona, 2015).

8.1.1.1 Línea de aguas

La línea de agua está compuesta por:

1. **Pozo de gravas y predesbaste:** detiene el agua unos instantes para que se depositen gravas y otros sólidos pesantes en el fondo del pozo. Después la hace pasar por una rejilla que retiene plásticos, papeles no disueltos, otros sólidos gruesos y objetos mayores de 10 centímetros, antes de hacerla pasar por el resto de instalaciones. Los residuos que se obtienen aquí se destinan a deposición controlada.
2. **Bombas de elevación:** impulsan el agua hasta el punto más alto de la depuradora con el fin de hacerla circular por gravedad por el resto de instalaciones.
3. **Desbaste:** hace pasar el agua por un conjunto de rejillas y tamices que eliminan otros sólidos más finos. Las rejillas retienen sólidos de hasta 2,5 centímetros y los tamices, los de 3 a 5 centímetros. El desbaste es clave para evitar daños u obturaciones en los procesos de conducción y de tratamiento posteriores. Los residuos que se extraen aquí se prensan y son destinados a deposición controlada.
4. **Desarenador y desgrasador:** separa simultáneamente del agua las arenas y las grasas. Las arenas caen al fondo de la instalación por decantación y se extraen con unas bombas. Las grasas, aceites y espumas se emulsionan para mejorar su flotabilidad y se extraen desde la superficie. La eliminación de las arenas evita la abrasión de la maquinaria posterior; la extracción de grasas evita la distorsión de los tratamientos biológicos posteriores. Los residuos que se extraen aquí se destinan a deposición controlada.
5. **Decantador primario:** elimina por decantación entre el 60% y el 70% de los sólidos en suspensión que no se han podido eliminar en el pretratamiento anterior. Estos fangos primarios incluyen hasta el 35% de la materia orgánica que contiene el agua residual.
6. **Reactor biológico con eliminación de nutrientes:** hace pasar el agua por diversos tanques donde se crean las condiciones para que diferentes tipos de bacterias se desarrollen y eliminen hasta el 70% del nitrógeno y del fósforo presente en el agua residual.
7. **Decantador secundario:** separa el agua de las bacterias, que sedimentan en forma de fango diluido. Este fango, secundario o activo, contiene aproximadamente el 60%

de toda la materia orgánica que había en el agua. Una vez separado, el fango secundario recibe un tratamiento específico en la línea de fangos.

8. **Salida de agua y emisario submarino:** parte del agua depurada se conduce al mar, donde se vierte a través de un emisario submarino de 3 kilómetros de largo y 2,5 metros de diámetro.
9. **Tanque de mezcla y floculación:** se añade una sustancia química que hace que los pocos restos de materia orgánica que aún no se han podido separar del agua se compacten en copos.
10. **Decantador de lamelas:** se añade una microarena que se adhiere a los copos de materia orgánica y facilita que precipiten al pasar por el decantador de lamelas.
11. **Tamices:** filtran el agua y retienen partículas de hasta 1 micra (0,01 milímetros). Estos tamices son tan finos que retienen los huevos de los parásitos intestinales.
12. **Desinfección:** se aplica radiación ultravioleta al agua, de manera que mata a los virus y bacterias que pueda haber. A continuación se añade cloro (hipoclorito) para garantizar una desinfección continuada. Después de la desinfección, el agua es considerada regenerada.
13. **Membranas de ultrafiltración y osmosis inversas:** filtran parte del agua regenerada para extraer cualquier impureza.

8.1.1.2 Línea de fangos

Constituyen la línea de fangos los siguientes procesos:

14. **Espesador:** teniendo en cuenta que los fangos provenientes del decantador secundario están muy diluidos (contienen menos del 1% de materia sólida), se pasan por el espesador para extraer agua y concentrar los fangos hasta el 6% de materia sólida.
15. **Digestor anaerobio:** depósito que mantiene los fangos sin contacto con el aire. Son calentados y agitados para favorecer un proceso de fermentación anaeróbica (sin oxígeno). Durante esta fermentación se produce una mezcla de CO₂ y metano, llamada biogás, que se transporta al gasómetro.
16. **Deshidratador y secado térmico:** el deshidratador centrifuga los fangos hasta que asumen una consistencia plástica. Después, el secador calienta los fangos para eliminar hasta el 95% de la humedad restante. Los fangos estabilizados se usan en procesos de compostaje o como un combustible alternativo en cementeras.

8.1.2 Datos de diseño básicos y parámetros de funcionamiento

Los datos técnicos básicos de la EDAR de El Prat de Llobregat de los que se dispone pueden ser consultados en la Tabla 8.1.

Algunas características analíticas básicas disponibles del agua de entrada y salida de la planta se muestran en la Tabla B.1, así como de algunos parámetros de control de proceso correspondientes a medias del año 2010 y 2011 (ver Tabla B.2). También se dispone de analíticas puntuales de las aguas procedentes de la deshidratación de fangos digeridos por tal de conocer las características reales de estas corrientes en referencia al fósforo. Estos datos se muestran en la Tabla B.3, en el Anexo B.

Tabla 8.1. Datos de diseño básicos de la EDAR de El Prat de Llobregat (datos del sitio web de Àrea Metropolitana de Barcelona, 2015).

Caudal de diseño	420.000 m ³ /día
Capacidad de tratamiento	2.000.000 h-e
Superficie	36 ha
Tipo de tratamiento	Biológico con eliminación de nutrientes, terciario con ultrafiltración y osmosis
Caudal de regeneración	3,25 m ³ /s
Costes de explotación	Digestión anaeróbica con cogeneración, deshidratación y secado térmico

8.1.3 La EDAR frente a la legislación

La Tabla 8.2 establece una comparación rápida entre los límites establecidos por la Directiva 91/271/CEE del Consejo de 21 de mayo de 1991 (ver Anexo A) y los datos correspondientes a las características de las aguas de entrada y salida de la EDAR disponibles en la Tabla B.1 (ver Anexo B).

Tabla 8.2. Comparación de los valores de salida de la EDAR de El Prat de Llobregat (valores del año 2010) con los valores límite establecidos por la Directiva 91/271/CEE.

Parámetro	Valor promedio en la salida (año 2010)		Valor límite según la Directiva 91/271/CEE	
	Concentración	Rendimiento	Concentración	Rendimiento
P _{TOT}	2,6 mg/L	61,7%	1 mg/L	80%
N _{TOT}	10,2	82,8%	10 mg/L	70-80%
DBO ₅	6 mg/L	97,5%	25 mg/L	70-90%
DQO	38 mg/L	93,5%	125 mg/L	75%
SST	13 mg/L	93,8%	35 mg/L	90%

8.1.4 Justificación de su elección como caso de estudio

Según datos de 2013 de l'Agència Catalana de l'Aigua, la capacidad de tratamiento de aguas residuales de la EDAR de Besòs y de la EDAR de El Prat de Llobregat suponen un 32% de la total instalada en Cataluña, siendo ambas las de mayor capacidad (ver Figura 8.2).

A diferencia de la EDAR de Besòs, la EDAR de El Prat de Llobregat cuenta con una etapa de digestión anaerobia en la planta. El efluente del proceso de digestión, el licor de digestión, es la corriente que cuenta con mayor concentración de fosfatos disponibles en la planta, por lo que la mayoría de sistemas de recuperación de fósforo son implantados en esta corriente. Este hecho resulta determinante a la hora de seleccionar una EDAR para estudiar la implantación de estos sistemas.

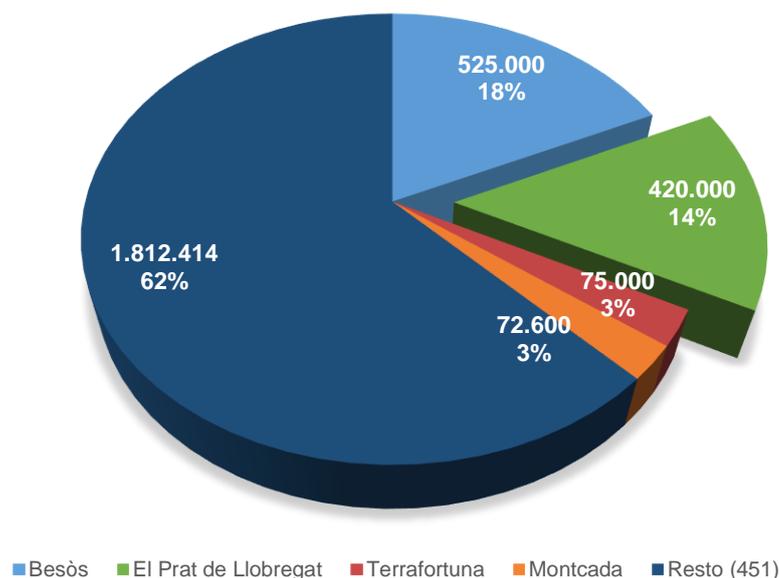


Figura 8.2. Capacidad de tratamiento de las EDAR de Cataluña (Agència Catalana de l'Aigua, 2013).

Debido a su capacidad de tratamiento y a que cuenta con una etapa de digestión anaerobia, podría considerarse que es la EDAR de Cataluña que ofrece la oportunidad de recuperar más fósforo y de tener un mayor beneficio ambiental derivado de la recuperación del fósforo.

Debido a que algunos de los productos que se obtienen son revalorizables, puede entenderse que la EDAR de El Prat de Llobregat es también la que ofrece mayor potencial económico por comercialización del producto recuperado.

8.2 Consideraciones previas a la simulación

Antes de considerar la aplicación de cualquier tecnología sobre la EDAR de El Prat de Llobregat es necesario construir la planta en el simulador y cerciorarse de que las características de los efluentes resultantes permiten considerar la simulación como válida.

La temperatura global es establecida en 17,5°C, considerándola aproximadamente la temperatura media anual. Esta temperatura será común en todas las simulaciones realizadas.

Las simulaciones se han realizado en gran parte con los valores cinéticos y estequiométricos establecidos por defecto en el software debido a la imposibilidad de poder determinar de forma experimental dichos valores, lo que permitiría un mayor ajuste en la caracterización de corrientes.

Se tiene en cuenta durante la construcción del sistema que éste debe generar unos valores cercanos a la realidad, por lo que se recurre a tablas de valores típicos para ciertos caudales y características de equipos para mantener cierto control sobre los valores obtenidos. Estos valores son comunes en todas las simulaciones realizadas.

También es necesario recordar que el software presenta una serie de limitaciones (ver 7.3) que deben tenerse presentes al elaborar el proyecto de simulación, así como al interpretar los resultados obtenidos.

Finalmente deben considerarse las tecnologías de recuperación de fósforo que se implantarán en el sistema simulador de la EDAR de El Prat de Llobregat a fin de estudiar como la implantación de estos sistemas afecta a la operativa de la EDAR y qué resultados pueden ofrecer.

8.2.1 Sobre la implantación de tecnologías de recuperación de fósforo

Las tecnologías de recuperación de Seaborne y de AirPrex (ver 6.3) no pueden ser simuladas debido a limitaciones del software. En el primer caso se debe a que el programa no incluye modelos de lixiviación ácida, mientras que en el segundo caso se debe a que el simulador no es capaz de separar los fangos del licor de digestión y el producto generado en el proceso llevado a cabo por el sistema de recuperación de fósforo (SRP).

Es posible reproducir el proceso de recuperación de fósforo con reactor Pearl de Ostara. El proceso Wasstrip, también de Ostara, es un proceso que incluye una etapa previa, llevada a

cabo en la unidad Wasstrip, complementaria al reactor Pearl. Este proceso combinado también es reproducible mediante el simulador BioWin 4.0.

El sistema Phospaqa utiliza hidróxido de magnesio como fuente de magnesio para precipitar estruvita, lo cual añade un punto de dificultad al control del pH y podría limitar la posibilidad de realizar simulaciones a pH más bajos. Esto podría implicar problemas para establecer comparaciones con otras tecnologías a ciertos pH.

Los sistemas de recuperación de fósforo Nuresys y Crystalactor se aproximarían de forma idéntica en el simulador: control de pH por aireación previa y corrección en el reactor por adición de hidróxido de sodio. Aunque el precipitado objetivo de la tecnología Crystalactor es el fosfato cálcico, puede utilizarse igualmente para obtener estruvita, que es más interesante como producto revalorizable.

Los sistemas de recuperación Pearl, Wasstrip y Nuresys presentan algunas diferencias en su operativa, por lo que se decide recrear estas tres tecnologías para ver sus efectos sobre la EDAR y comparar los resultados entre ellas.

8.2.2 Simulaciones

Se realizan simulaciones que combinan diferentes pH (de 7,00 a 9,25 con incrementos de 0,25) y diferentes ratios molares de magnesio:fosfato en el reactor del sistema de recuperación (de 1 a 2 con incrementos de 0,25). El total de simulaciones para cada sistema de recuperación de fósforo estudiado es de 50.

8.3 Modelización de la EDAR de El Prat de Llobregat en BioWin

La aproximación a la EDAR de El Prat de Llobregat se ha realizado a partir de los datos del trabajo de Lacort (2011) y Gaya (2011), simulando también una de las 12 líneas que trabajan en paralelo en la EDAR. Se han realizado modificaciones basadas en datos diversos e información facilitada por el personal de la planta.

El procedimiento general de trabajo para elaborar los archivos de simulación se aproxima al diagrama mostrado en la Figura 8.3.

La Figura 8.4 muestra el esquema resultante de la planta. Los equipos y elementos que conforman la modelización de la planta se encuentran numerados de forma que pueden ser identificados en la leyenda integrada en la figura.

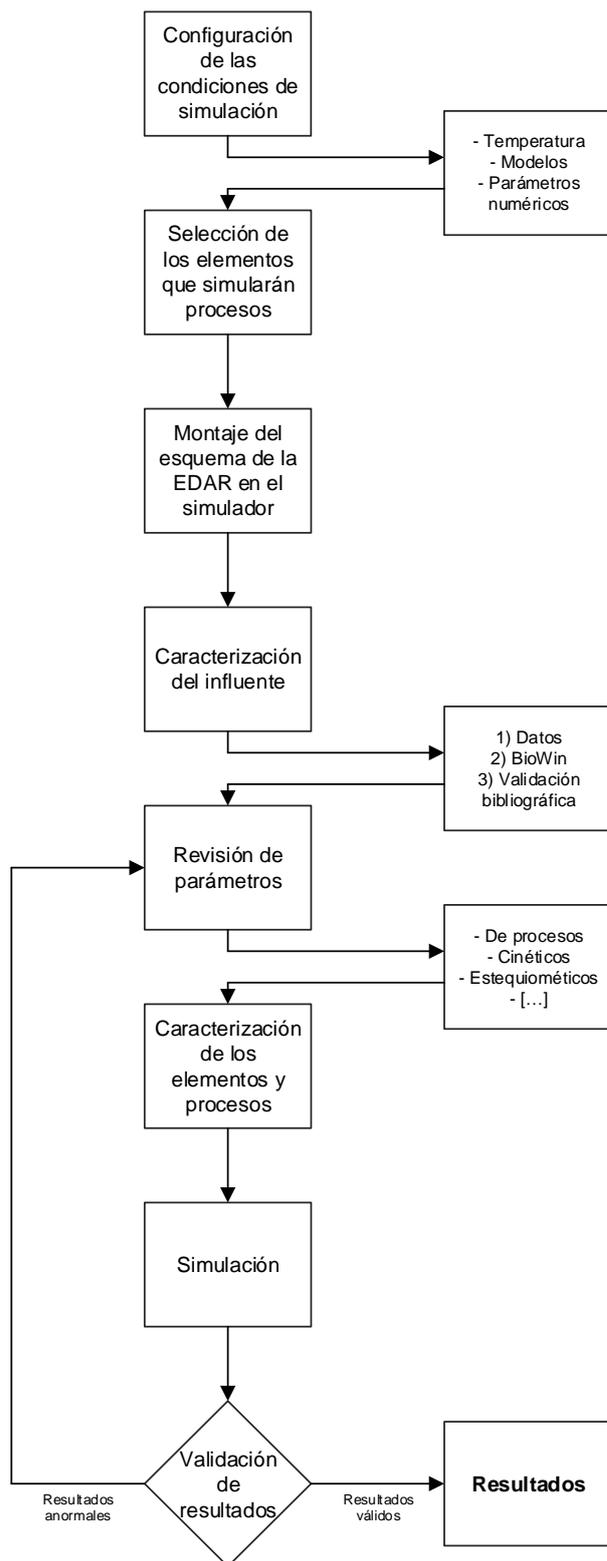
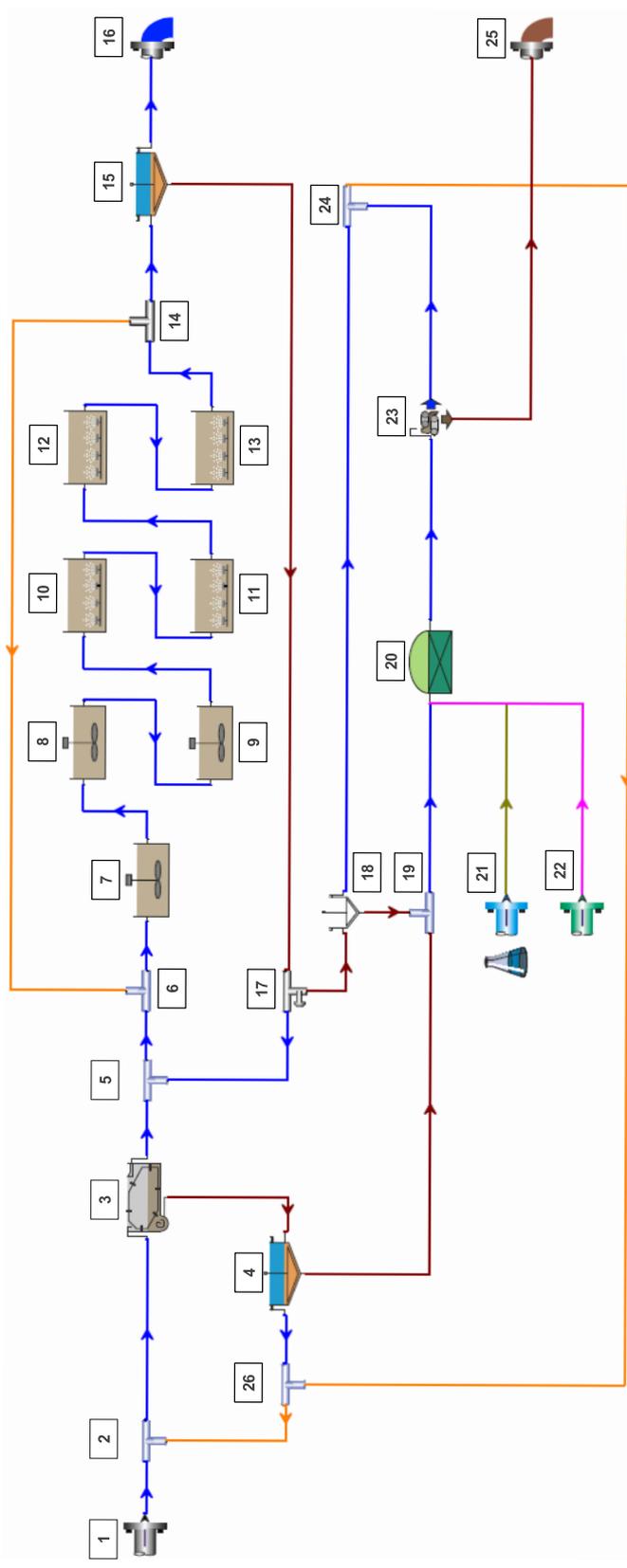


Figura 8.3. Diagrama aproximado del procedimiento de trabajo para la elaboración en BioWin del proyecto de simulación.



- | | | | |
|-----------------------------|-----------------------|--------------------------------------------------|------------------------------------|
| 1) Influyente | 8) Etapa anóxica nº2 | 15) Decantador secundario | 22) Adición de base fuente |
| 2) Mezclador de corrientes | 9) Etapa anóxica nº3 | 16) Efluente | 23) Separación por centrifugas |
| 3) Decantador primario | 10) Etapa óxica nº1 | 17) Elemento de control de purga con control SRT | 24) Mezclador de corrientes |
| 4) Espesador primario | 11) Etapa óxica nº2 | 18) Espesador de fangos activados | 25) Fangos digeridos deshidratados |
| 5) Mezclador de corrientes | 12) Etapa óxica nº3 | 19) Mezclador de corrientes | 26) Mezclador de corrientes |
| 6) ,Mezclador de corrientes | 13) Etapa óxica nº4 | 20) Digestor anaerobio | |
| 7) Etapa anóxica nº1 | 14) Divisor de caudal | 21) Adición de cloruro de hierro | |

Figura 8.4. Esquema de la EDAR de El Prat de Llobregat utilizado en BioWin.

En referencia a los elementos que conforman el esquema de simulación de la EDAR:

- La configuración utilizada en el simulador puede ser consultada en el Anexo D.
- El influente son las aguas procedentes del pretratamiento, donde se produce el desbaste de sólido de mayor tamaño (el menor desbaste es de 6 mm) y la flotación de grasas, aceites y espumas.
- El decantador primario (3) elimina aproximadamente el 50% de los fangos primarios, que contienen hasta un 35% de la materia orgánica.
- Las etapas 7 a 13 conforman el reactor biológico. Este es el sistema de tratamiento de fangos activados con eliminación de nutrientes por nitrificación-desnitrificación, con rendimientos de eliminación de DBO_5 del 89% y del 70% para el nitrógeno y el fósforo. La aireación debe ser regulada para mantener niveles de oxígeno adecuados. El tiempo de retención del reactor biológico se ha establecido en 2,2 horas, repartidas en 0,6 horas en las etapas anóxicas y el resto en las etapas óxicas.
- La decantación secundaria separa los fangos y los envía a la línea de fangos. El sobrenadante de esta decantación es el efluente tratado de la EDAR, que puede ser enviado a tratamientos posteriores para adaptar las características requeridas por la legislación o según objetivos propios de la EDAR. Un ejemplo de tratamientos posterior son la aplicación de procesos de tamizado, de membranas o de desinfección del agua mediante radiación ultravioleta.
- La digestión anaerobia de fangos genera biogás y libera nutrientes contenidos en los fangos. Las adiciones de especies básicas permiten regular el pH para mantener el digestor en condiciones de operación óptimas y generar la mayor cantidad de metano posible. La adición de cloruro de hierro tiene como objetivo eliminar los sulfitos, cuyas reacciones pueden afectar negativamente a los microorganismos encargados de llevar a cabo las reacciones biológicas propias del digestor. Hay que recordar que BioWin 4.0 no incluye modelos de precipitación química de sulfitos y sulfatos, por lo que su inclusión en el simulador es únicamente testimonial.
- La separación mediante centrífugas permite concentrar el fango del licor de digestión antes de enviarlo a las etapas de secado térmico. La fase líquida obtenida de las centrífugas, conocida como centrado de digestión, es recirculada a la cabecera de planta.
- La caracterización de los elementos y procesos que aparecen en la Figura 8.4 puede ser consultada en el Anexo E.

8.4 Implantación de un sistema de recuperación PEARL

La Figura 8.5 muestra el esquema utilizado para simular la implantación de un sistema de recuperación de fósforo Pearl de Ostara en la EDAR. Los nuevos elementos incorporados se muestran en la leyenda integrada en la figura. En referencia a estos elementos:

- El magnesio que adiciona el simulador es hidróxido de magnesio, por lo que justo a esta corriente se añade ácido fuerte suficiente para neutralizar el hidróxido y así emular una adición neutra de cloruro de magnesio.
- Las unidades Pearl de Ostara son en realidad lechos fluidizados pero, atendiendo a las limitaciones del simulador, se considera válida una aproximación a un reactor CSTR (reactor Pearl, elemento 29) seguida de un decantador (decantador Pearl, elemento 30) donde se realiza la separación de sólidos.
- Los divisores de caudal 31 y 32 no tienen efecto real sobre la simulación debido a las limitaciones del simulador pero se ha considerado oportuno incluirlos en el esquema para ilustrar la recirculación de sólidos que controla el tiempo de retención de sólidos y, por lo tanto, el diámetro de los cristales formados.
- Esta estruvita aún debe ser sometida a procesos de cribado, separación de fase líquida, lavado y secado. Las limitaciones del simulador no permiten incluir estos procesos.
- La caracterización de los elementos y procesos que aparecen en la Figura 8.5 puede ser consultada en el Anexo E.

8.5 Implantación de un sistema de recuperación WASSTRIP

La Figura 8.6 muestra el esquema resultante de la planta. Los nuevos elementos incorporados se muestran en la leyenda integrada en la figura. En referencia a estos elementos:

- Se aproxima la unidad Wasstrip a un reactor CSTR con un alto tiempo de retención hidráulico.
- Los elementos del sistema de precipitación Pearl tienen las mismas características que los pertenecientes al caso anterior (6.4).
- La caracterización de los elementos y procesos que aparecen en la Figura 8.6 puede ser consultada en el Anexo E.

8.6 Implantación de un sistema de recuperación NURESYS

La Figura 8.7 muestra el esquema resultante de la planta. El único elemento nuevo respecto a los esquemas anteriores (ver Figura 8.4, Figura 8.5 y Figura 8.6) es el tanque aireado (elemento 36), cuya caracterización en el simulador puede ser consultada en el Anexo E.

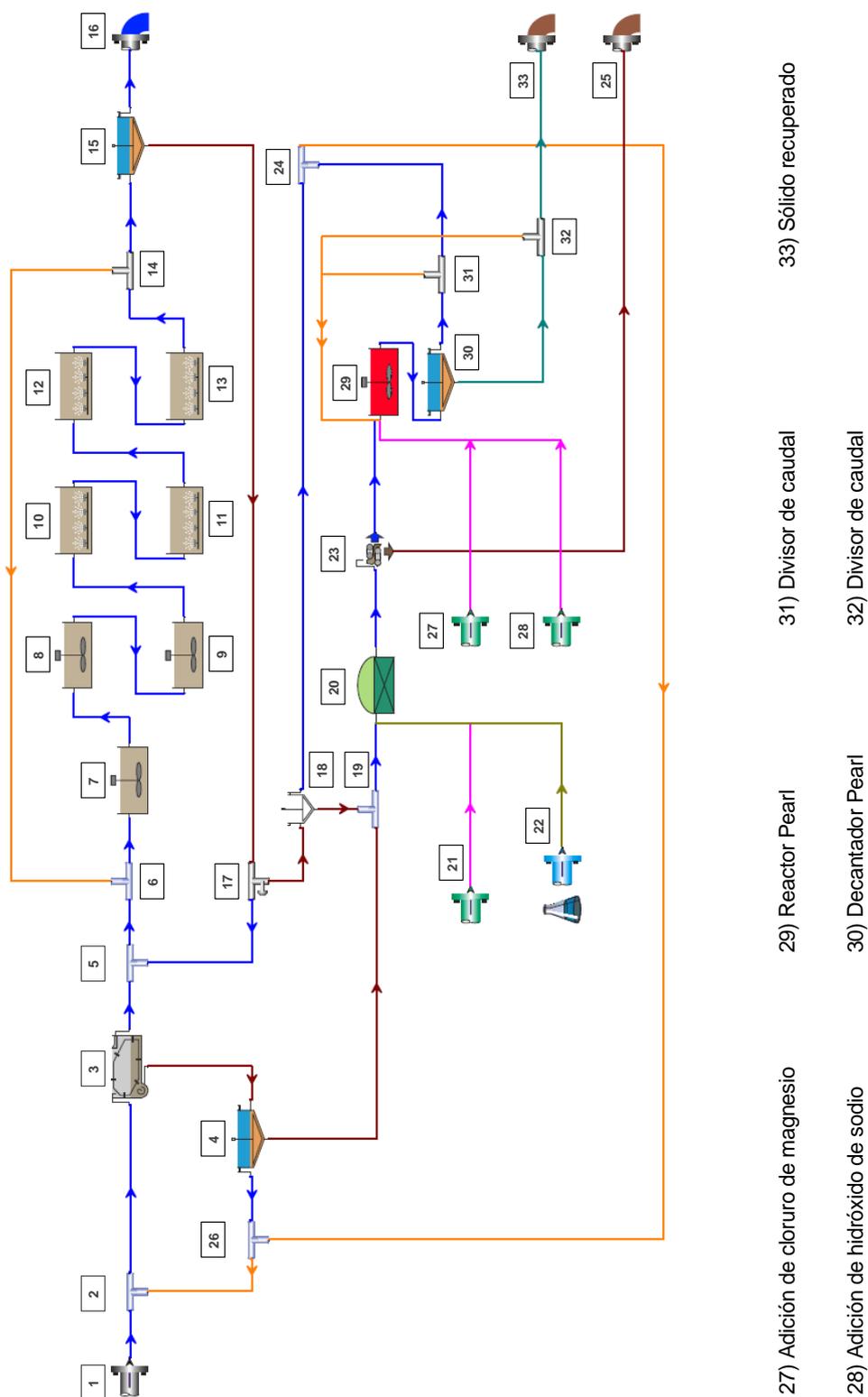


Figura 8.5. Esquema de la EDAR de El Prat de Llobregat con implantación de un sistema PEARL utilizado en BioWin.

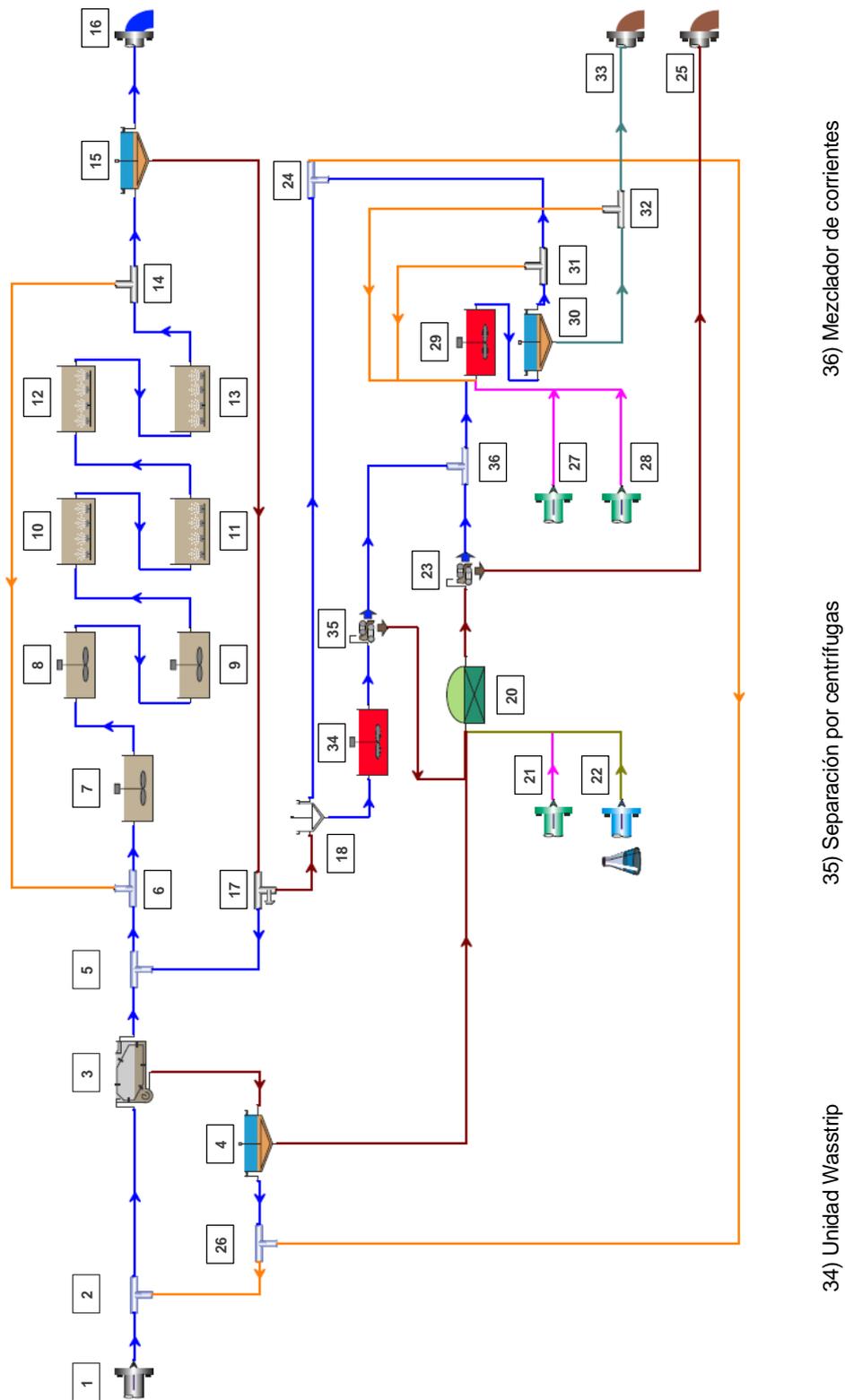
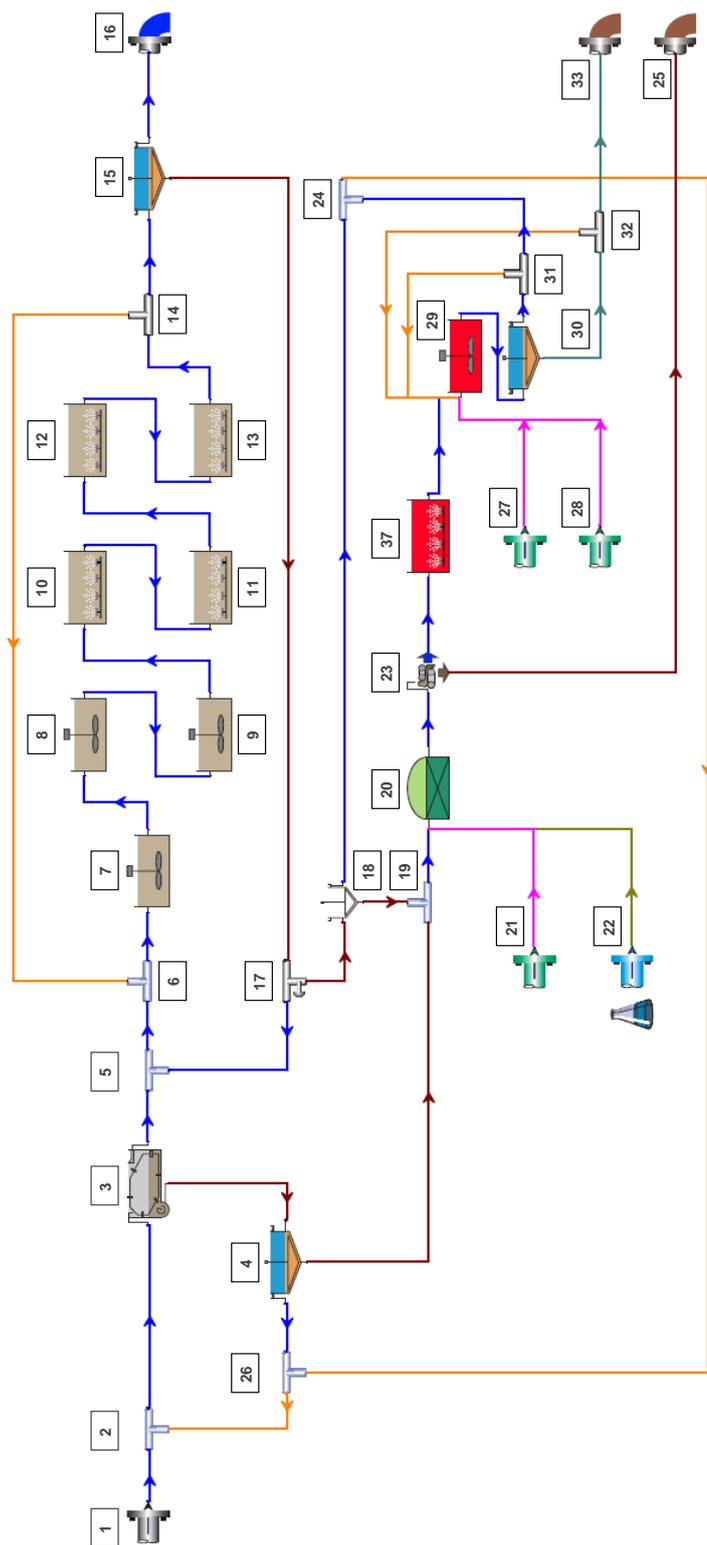


Figura 8.6. Esquema de la EDAR de El Prat de Llobregat con implantación de un sistema WASSTRIP utilizado en BioWin.



37) Tanque aireado

Figura 8.7. Esquema de la EDAR de El Prat de Llobregat con implantación de un sistema Nuresys utilizado en BioWin.

9 Resultados y discusión

Los resultados de las simulaciones realizadas con el software BioWin 4.0 están constituidos por una gran cantidad de datos. Por lo tanto es necesario realizar un tratamiento y selección de datos que conforman estos resultados de las simulaciones para poder trabajar con aquellos que proporcionen la información más relevante al caso estudiado.

Se considera que la información de mayor interés es aquella relacionada con el funcionamiento de los sistemas de recuperación de fósforo y el efecto de su implantación sobre el proceso de digestión anaerobia y sobre el efluente de agua tratada. Se realizará por tanto un análisis de parámetros de la siguiente manera:

Sistema de recuperación de fósforo

- **Recuperación de fósforo (%).** Se define este parámetro según la ecuación 9.1 y determina la cantidad relativa de fósforo recuperado por el sistema de recuperación.

$$\eta_{P,sist} = \frac{M_{P-PO_4,i} - M_{P-PO_4,e}}{M_{P-PO_4,i}} \cdot 100 \quad 9.1$$

donde $\eta_{P,sist}$ es el rendimiento del sistema en términos de recuperación fósforo (en forma de porcentaje), $M_{P-PO_4,i}$ es el flujo másico diario de fosfato entrante al sistema en kg/d de P-PO₄, y $M_{P-PO_4,e}$ es el flujo másico diario de fosfato en el sobrenadante del sistema que recirculado a planta en kg/d de P-PO₄. Se considera el efluente de la proceso de separación por centrífugas (elemento 23 en el esquema de la EDAR representado en la Figura 6.4) como la corriente entrante al sistema. Los sistemas de recuperación de fósforo estudiados tienen dos salidas: el sobrenadante (corriente del elemento 31 al elemento 24; ver Figura 8.5, Figura 8.6 y Figura 8.7), que es recirculado a la planta, y una corriente con los productos sólidos generados en el sistema que corresponde al elemento 33 (ver Figura 8.5, Figura 8.6 y Figura 8.7).

- **Magnesio consumido (%).** Este parámetro es calculado mediante la ecuación 9.2 y permite conocer cuánto del magnesio adicionado al sistema ha reaccionado.

$$\eta_{Mg,sist} = \frac{M_{Mg,i,tot} - M_{Mg,e}}{M_{Mg,i,tot}} \cdot 100 \quad 9.2$$

donde $\eta_{Mg,sist}$ es el porcentaje de magnesio consumido, $M_{Mg,i,tot}$ es el flujo másico diario de magnesio total en el influente del sistema de recuperación en kg/d de magnesio, y $M_{Mg,s}$ es el flujo másico diario de magnesio en el sobrenadante del sistema de recuperación en kg/d de magnesio y que es recirculado a planta. Las entradas y salidas de esta ecuación son las mismas que para las ecuación 9.1.

- **Flujo másico diario (kg/d) de estruvita (MAP), hidroxifosfato dicálcico (HDP) e hidroxiapatita (HAP).** Estos parámetros permiten observar la producción esperada de estos compuestos en función de los parámetros de operación, siendo utilizados junto a otros datos en la determinación de rangos de operación óptimos. El valor de estos parámetros se toma en la salida de sólidos recuperados, representada como el elemento 33 en los esquemas del simulador (ver Figura 8.5, Figura 8.6 y Figura 8.7).

Digestor anaerobio

- **Producción de metano (kg/d).** Permitirá observar el efecto de los sistemas de recuperación de fósforo implantados sobre la producción de metano en el digestor anaerobio. El valor de estos parámetros se toma en el elemento 20 (ver Figura 8.4), que actúa como digestor anaerobio.
- **Cantidad de metano en el gas obtenido de la digestión anaerobia (%).** Permitirá observar el efecto de los sistemas de recuperación de fósforo implantados sobre la producción de metano en el digestor anaerobio. El valor de estos parámetros se toma en el elemento que simula del digestor anaerobio (elemento 20 en la Figura 8.4).
- **Producción de fangos de la EDAR (kg/d).** Permitirá observar el efecto de los sistemas de recuperación de fósforo implantados sobre la producción de fangos en la EDAR. El valor de estos parámetros se toma en la purga de fangos, representada como el elemento 25 en los esquemas del simulador (ver Figura 8.4).

Efluente

- **Concentración de fósforo, nitrógeno, DBO₅, DQO y SST en el efluente de la EDAR.** Permitirá la comparación con los datos de operación de la planta de los que se disponen. Estos datos se toman del elemento 16 de los esquemas de simulación (ver Figura 8.4), el cual representa el efluente tratado de la planta.
- **Reducción de nitrógeno y fósforo totales (%).** Permitirá comprobar el impacto de la implantación de sistemas de recuperación en el nitrógeno y fósforo presentes en el efluente de la planta. Se calcula comparando los resultados obtenidos en las simulaciones que incluyen sistemas de recuperación de fósforo y los resultados de la simulación de la EDAR que no cuenta con sistemas de recuperación (ver Tabla 9.1).

Es necesario recordar que las simulaciones se han realizado teniendo una única línea de las 12 que conforman la EDAR en la realidad, por lo que debe tenerse en cuenta que los resultados aquí mostrados hacen referencia a una línea de operación.

9.1 Resultados de la simulación del caso actual

Las simulaciones realizadas (ver Anexo F) muestran que 7 es el valor de pH que genera un mayor caudal de gas metano (796,2 kg/d). Se supone entonces a partir de ahora que los digestores trabajan siempre a pH 7.

La simulación permite comprobar el valor de multitud de parámetros en los elementos y corrientes que conforman la planta. La Tabla 9.1 establece una comparación de algunos de los valores obtenidos de la simulación con los valores disponibles del efluente de la EDAR de El Prat de Llobregat (ver Anexo B).

Las Tabla 9.2 y Tabla 9.3, que muestran algunos parámetros para una serie de corrientes, permiten hacer un análisis superficial de los resultados generados por la simulación.

La distribución del flujo másico diario en el interior de la EDAR para el fósforo y el nitrógeno totales queda representado en la Figura 9.1 y Figura 9.2.

Tabla 9.1. Comparación de los resultados obtenidos en la simulación frente a los datos disponibles del efluente de la EDAR de El Prat de Llobregat (2010).

Datos	P _{tot} (mg/L)	N _{tot} (mg/L)	DBO ₅ (mg/L)	DQO (mg/L)	SST (mg/L)
Promedio EDAR de El Prat de Llobregat	2,6	10,2	6,0	38,0	13,0
Máximo medido	4,0	13,5	12,0	45,0	20,0
Mínimo medido	1,6	7,5	3,0	29,0	7,0
Resultados de la simulación	4,0	10,2	5,4	59,6	12,2

Esta comparación permite apreciar una buena aproximación para el nitrógeno total, para la DBO₅ y para la concentración de sólidos en suspensión totales. Los valores obtenidos para estos parámetros están dentro del rango de valores disponibles de la EDAR de El Prat de Llobregat. La diferencia observada en el fósforo total y la DQO se debe a la existencia de un tratamiento terciario basado en la precipitación de fósforo por adición de metal aplicado sobre el digestor. Esto se hace evidente en los datos disponibles en la Tabla B.3 del Anexo B.

Este procedimiento de precipitación de fosfatos por adición de metales en el digestor o sobre el caudal de digestión no se ha incluido en la simulación de la planta debido a que en este estudio será reemplazado por tratamientos terciarios de recuperación de fósforo y resulta de mayor interés disponer de valores generados sin este tratamiento de eliminación de fósforo.

La comparación de los resultados de las otras corrientes con tablas de valores típicos validan los resultados obtenidos en el resto de corrientes.

Tabla 9.2. Algunos resultados de la simulación de la EDAR de El Prat de Llobregat.

Variable	Influyente	Efluente	Centrado digestión	Fangos	Unidades
Caudal	23,00	22,98	0,14	0,02	1000 m ³ /d
pH	7,00	6,77	7,08	7,10	-
Fósforo total	7,00	3,97	182,46	3.461,44	mg(P)/L
Fósforo PO ₄ soluble	5,00	3,67	172,95	172,95	mg(P)/L
Nitrógeno total	60,00	10,23	733,71	10.899,01	mg(N)/L
Nitrógeno NTK	60,00	2,70	733,71	10.899,01	mg(N)/L
Nitrógeno Amoniacal	37,98	0,24	702,93	702,93	mg(N)/L
Nitrógeno Nitrito	0,00	0,03	0,00	0,00	mg(N)/L
Nitrógeno Nitrato	0,00	7,50	0,00	0,00	mg(N)/L
DBO total	293,48	5,43	167,20	31.628,04	mg/L
DQO total	600,00	59,60	709,17	194.531,03	mg/L
Sólidos en suspensión totales	199,18	12,16	446,97	154.565,41	mg(SST)/L
Sólidos en suspensión volátiles	178,76	10,55	364,69	126.111,09	mg(SSV)/L
Estruvita	0,00	0,00	2,28	788,02	mg(SST)/L
Hidroxifosfato dicálcico	0,00	0,00	0,00	0,00	mg(SST)/L
Hidroxiapatita	0,00	0,00	0,00	0,00	mg(SST)/L

Tabla 9.3. Algunos resultados de la simulación de la EDAR de El Prat de Llobregat.

Variable	Influyente	Efluente	Centrado digestión	Fangos	Unidades
Fósforo total	161,00	91,21	25,75	69,23	kg(P)/d
Fósforo PO ₄ soluble	114,95	84,34	24,41	3,46	kg(P)/d
Nitrógeno total	1.380,00	235,13	103,56	217,98	kg(N)/d
Nitrógeno NTK	1.380,00	62,03	103,56	217,98	kg(N)/d
Nitrógeno Amoniacal	873,54	5,54	99,22	14,06	kg(N)/d
Nitrógeno Nitrito	0,00	0,63	0,00	0,00	kg(N)/d
Nitrógeno Nitrato	0,00	172,47	0,00	0,00	kg(N)/d
DBO total	6.749,94	124,81	23,60	632,56	kg/d
DQO total	13.800,00	1.369,74	100,10	3.890,62	kg/d
Sólidos en suspensión totales	4.581,11	279,38	63,09	3.091,31	kg(SST)/d
Sólidos en suspensión volátiles	4.111,56	242,42	51,47	2.522,22	kg(SSV)/d
Estruvita	0,00	0,00	0,32	15,76	kg(SST)/d
Hidroxifosfato dicálcico	0,00	0,00	0,00	0,00	kg(SST)/d
Hidroxiapatita	0,00	0,00	0,00	0,00	kg(SST)/d

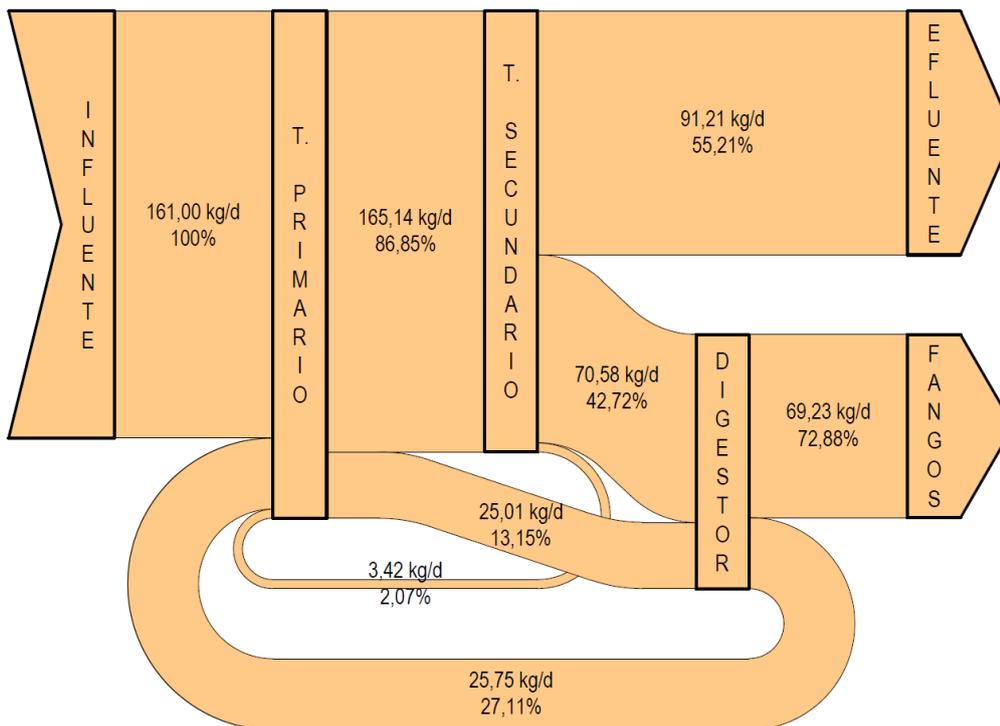


Figura 9.1. Distribución del flujo másico del fósforo total en una única línea de la EDAR simulada.

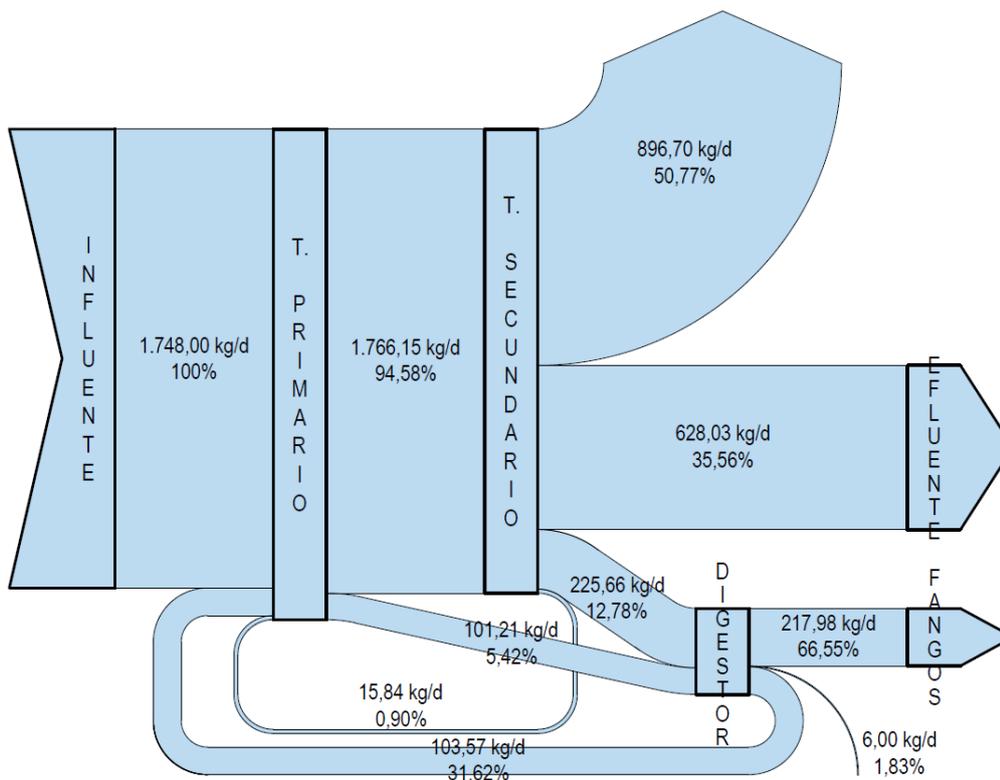


Figura 9.2. Distribución del flujo másico del nitrógeno total en una única línea de la EDAR simulada.

9.2 Resultados de los casos con implantación de sistemas de recuperación de fósforo

9.2.1 Sistema de recuperación de fósforo

Se considera que los sistemas de recuperación de fósforo están formados por los elementos del esquema que actúan sobre la corriente que va desde el proceso de separación por centrífugas (elemento 23 del esquema de la EDAR mostrado en la Figura 8.4) y el mezclador de corrientes que recibe su efluente (elemento 24), conocido como centrado de digestión. En todos los casos que incluyen implantación de sistemas de recuperación, el efluente de productos recuperados está representado por el elemento 33.

▪ Recuperación de fósforo

Los tres sistemas (Pearl, combinado Pearl + Wasstrip y Nuresys) se comportan de la misma manera (ver Figura 9.3, Figura 9.4 y Figura 9.5): el aumento del pH y de la cantidad de magnesio adicionada, para los rangos estudiados en ambos casos, provocan un aumento en el fósforo recuperado. El fósforo se recupera en forma de estruvita y de HDP en función del pH y, en menor medida, del magnesio adicionado. No se observa la formación de hidroxapatita.

Aunque los resultados son similares para los tres sistemas, los del sistema combinado Pearl + Wasstrip son ligeramente mejores debido a la liberación de nutrientes en la unidad Wasstrip. En los pH más bajos estudiados esta diferencia en el fósforo recuperado es mayor, pero disminuye según aumenta el pH, siendo muy similares a partir de pH 8,75.

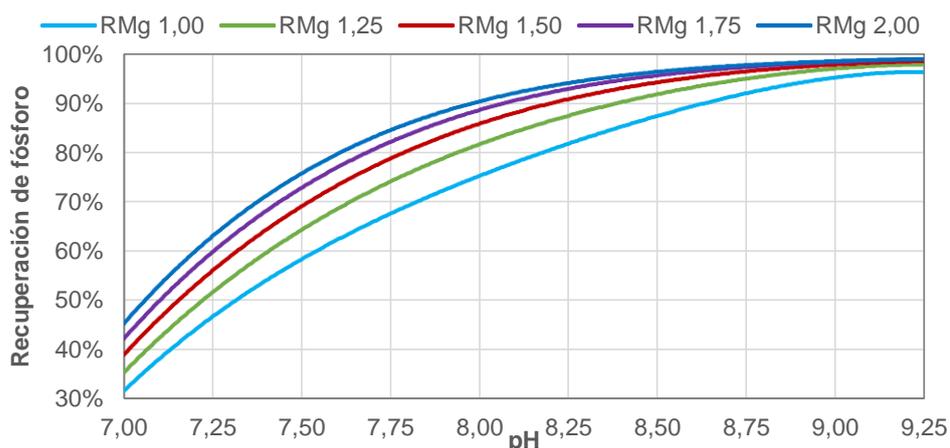


Figura 9.3. Recuperación de fósforo (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.

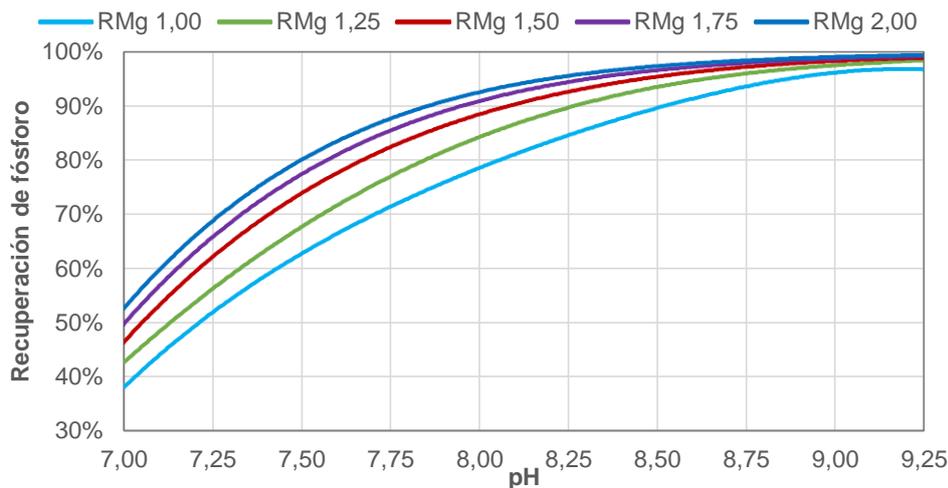


Figura 9.4. Recuperación de fósforo (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.

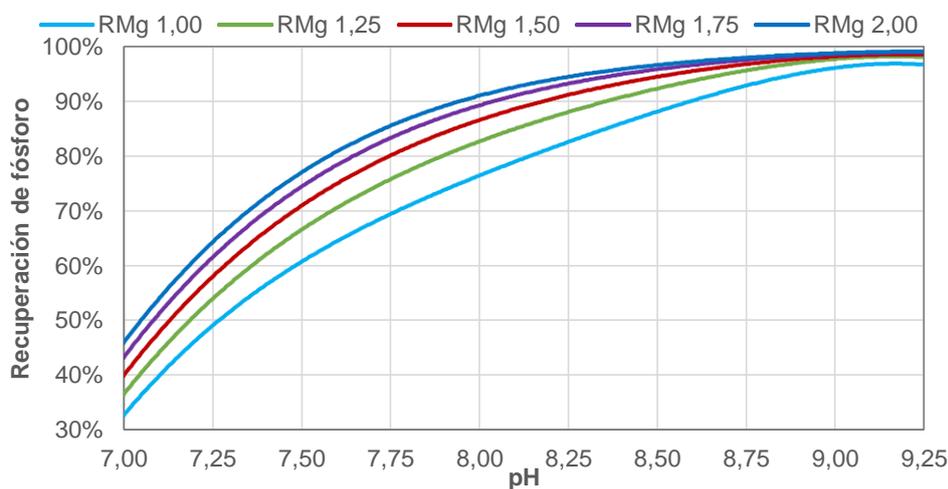


Figura 9.5. Recuperación de fósforo (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.

▪ Magnesio consumido

El comportamiento vuelve a ser el mismo para los tres sistemas estudiados (ver Figura 9.6, Figura 9.7 y Figura 9.8). La eficiencia de la reacción aumenta a medida que lo hace el pH hasta alcanzar su máximo en el rango comprendido entre pH 8,50 y 8,75 debido a que la precipitación del HDP comienza a estar más favorecida a medida que aumenta el pH. La precipitación del HDP compite por el fósforo con la estruvita, pero no consume magnesio en su precipitación.

Por otra parte, dentro del rango estudiado, una mayor cantidad de magnesio en disolución para la reacción implica también un ligero descenso del porcentaje de magnesio consumido.

Los resultados son similares para los tres sistemas, aunque vuelve a observarse unos resultados ligeramente mejores a pH bajos para el caso del sistema combinado Pearl + Wasstrip de Ostara. Esta eficiencia, ligeramente mayor entre pH 7 y 8, se debe a una mayor concentración de fosfatos disponibles para la reacción al producirse una liberación de nutrientes (fosfatos) en la unidad Wasstrip. Esta diferencia en el porcentaje de magnesio reaccionado disminuye según aumenta el pH de operación.

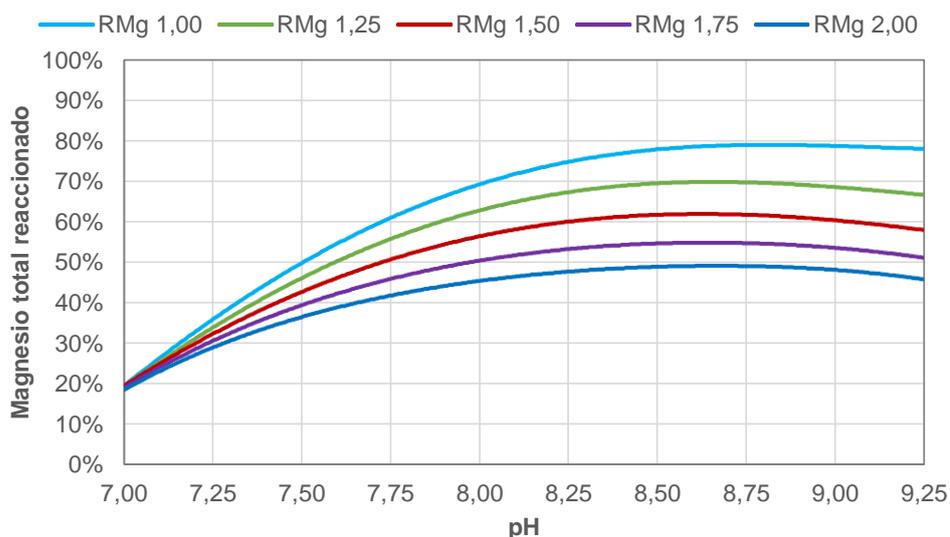


Figura 9.6. Magnesio consumido (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.

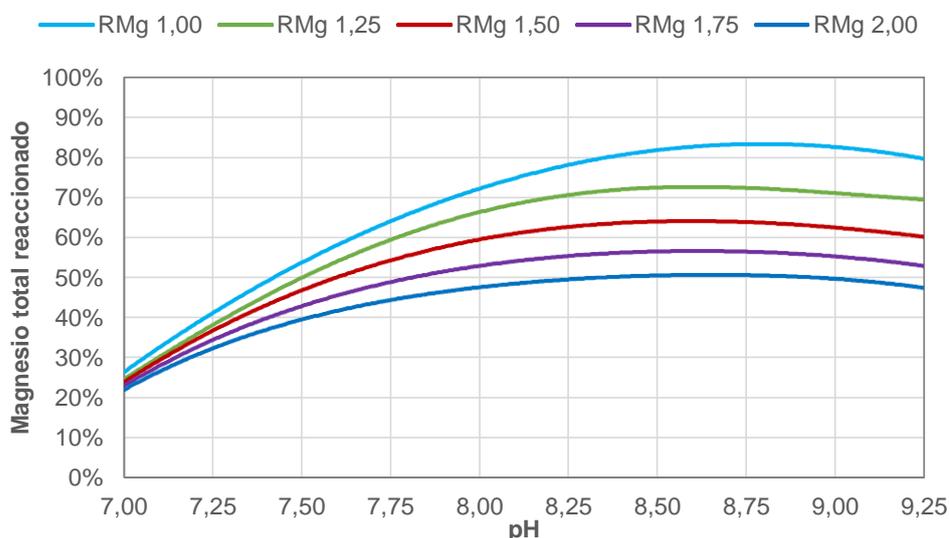


Figura 9.7. Magnesio consumido (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.

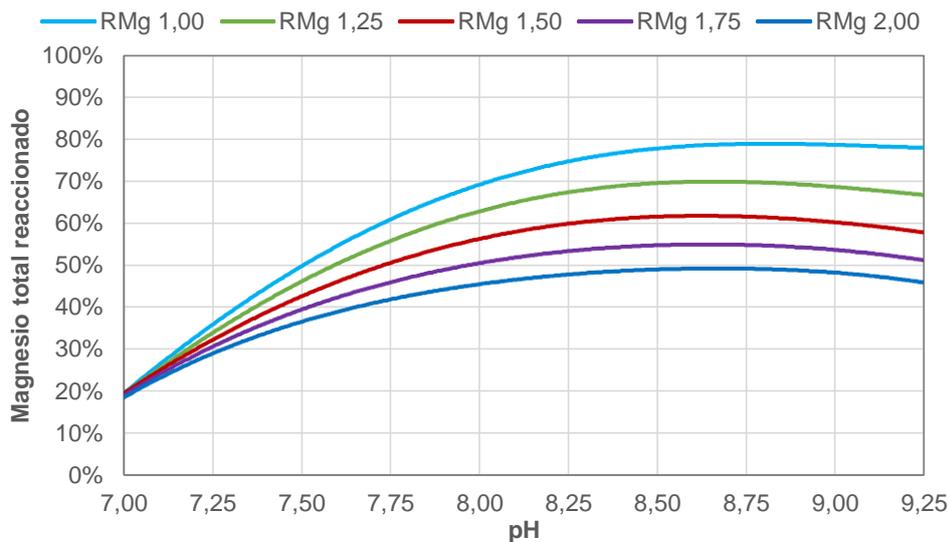


Figura 9.8. Magnesio reaccionado (%) en el sistema de recuperación. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.

▪ Productos recuperados

Nuevamente, el comportamiento de los tres sistemas es el mismo, tanto en la producción de estruvita (ver Figura 9.9, Figura 9.10 y Figura 9.11), como en la producción de HDP (ver Tabla 9.4, Tabla 9.5 y Tabla 9.6). Se alcanza el máximo de producción de estruvita en un pH comprendido entre 8,50 y 8,75, a partir del cual la formación de HDP comienza a competir por el fosfato disponible. En ninguno de los casos estudiados se forma hidroxiapatita debido a que el ratio de magnesio-calcio favorece la formación de estruvita.

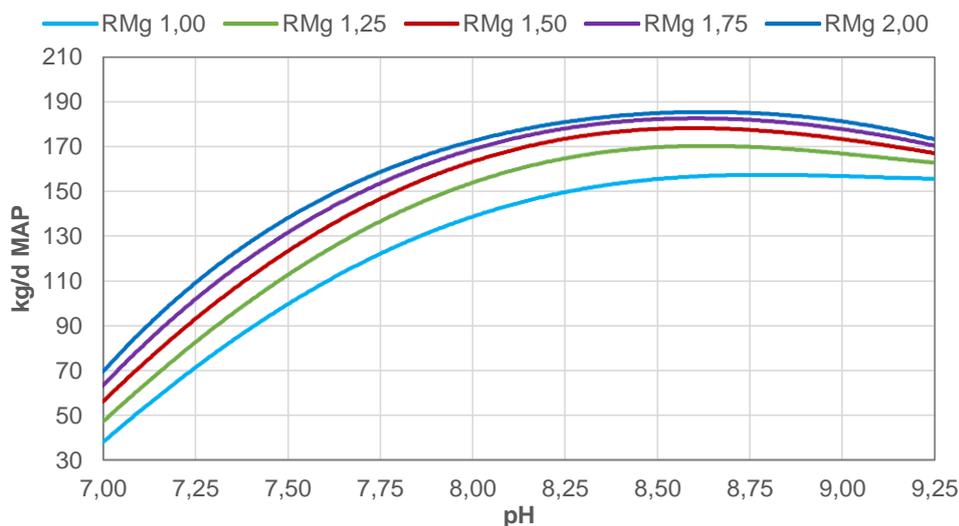


Figura 9.9. Estruvita recuperada diariamente por línea de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.

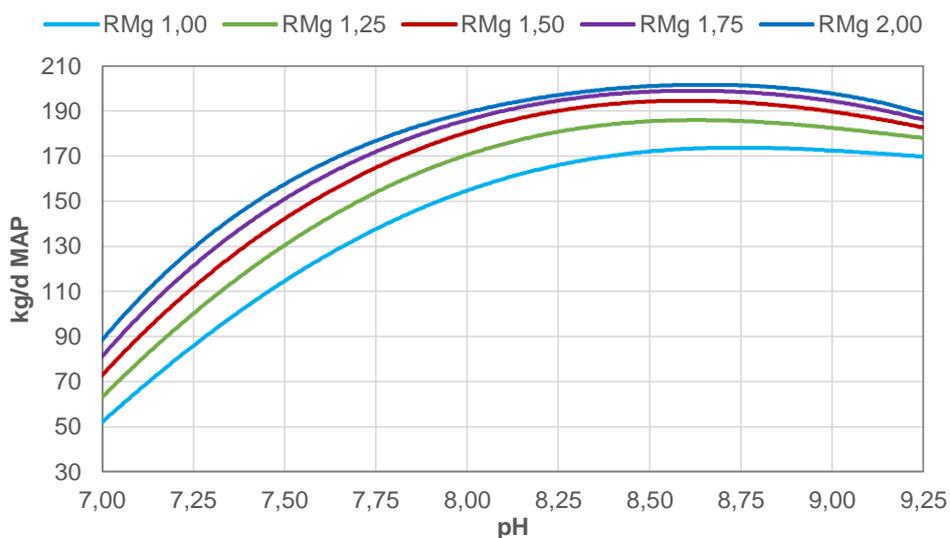


Figura 9.10. Estruvita recuperada diariamente por línea de la EDAR. Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.

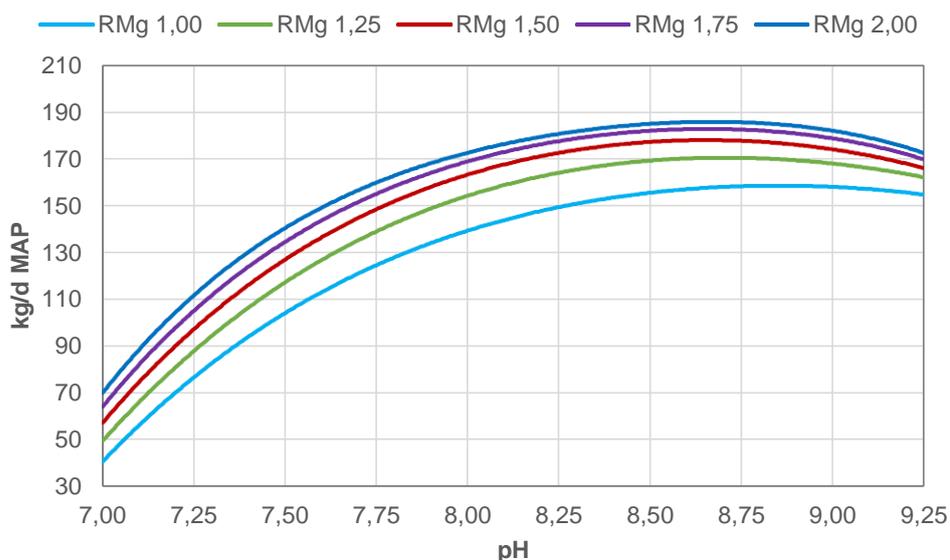


Figura 9.11. Estruvita recuperada diariamente por línea de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.

Se observa que el pH más bajo en el que se forma HDP depende del magnesio adicionado. Esto es debido a que una mayor disponibilidad de magnesio favorece la reacción de formación de estruvita sobre el HDP, por lo que la precipitación de HDP se inicia a pH más alto para ratios de magnesio adicionado mayores, dentro del rango de magnesio adicionado estudiado. En los casos estudiados, este pH se encuentra situado entre 8,25 y 9.

Los resultados muestran que el sistema de recuperación combinado Pearl + Wasstrip de Ostara ofrece una mayor producción de productos recuperables para cualquiera de las condiciones de operación estudiadas. Esto es consecuencia de la etapa de liberación de nutrientes que ocurre en la unidad Wasstrip y que permite que una mayor cantidad de fosfatos estén disponibles para reaccionar en el cristalizador.

Tabla 9.4. HDP recuperado diariamente (kg/d) para una única línea de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR El Prat de Llobregat.

pH → RMg ↓	7,00	7,25	7,50	7,75	8,00	8,25	8,50	8,75	9,00	9,25
1,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,1	9,3	16,2	21,5	25,7
1,25	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	4,2	11,2	17,1	22,2
1,50	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,5	7,0	13,5	19,4
1,75	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3,7	10,5	17,0
2,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,2	8,0	14,9

Tabla 9.5. HDP recuperado diariamente (kg/d) para una única línea de la EDAR. Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR El Prat de Llobregat.

pH → RMg ↓	7,00	7,25	7,50	7,75	8,00	8,25	8,50	8,75	9,00	9,25
1,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2,4	8,3	17,4	22,5	26,4
1,25	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	4,9	11,8	17,6	22,4
1,50	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,7	7,2	13,7	19,5
1,75	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3,6	10,5	16,9
2,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0	7,8	14,7

Tabla 9.6. HDP recuperado diariamente (kg/d) para una única línea de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR El Prat de Llobregat.

pH → RMg ↓	7,00	7,25	7,50	7,75	8,00	8,25	8,50	8,75	9,00	9,25
1,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,5	9,6	16,5	21,8	25,8
1,25	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	4,4	11,3	17,4	22,4
1,50	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,6	7,1	13,8	19,5
1,75	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3,9	10,8	17,2
2,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,3	8,3	15,1

9.2.2 Digestor anaerobio

Para cada sistema estudiado, se observa que el efecto de los cambios de pH y de la cantidad de magnesio adicionado es muy pequeño sobre los parámetros de interés (siempre menor al 0,2% respecto al promedio), por lo que es posible utilizar los valores promedio en la comparación de casos mostrada en la Tabla 9.7.

Tabla 9.7. Comparación de varios parámetros del digestor anaerobio para los casos estudiados de la EDAR de El Prat de Llobregat.

Parámetro → Caso ↓	Producción de metano (kg/d)	Metano en biogás producido (%)	Fangos generados (kd/d)
Sin sistemas de recuperación de fósforo	796,2	67,2	3.091
Sistema de recuperación Pearl	790,6	67,7	3.051
Sistema combinado Pearl + Wasstrip	818,3	66,2	2.869
Sistema de recuperación Nuresys	791,0	67,9	3.064

Los resultados muestran que la implantación de los sistemas de recuperación tiene un impacto pequeño sobre los parámetros de interés del digestor anaerobio.

En los casos del sistema de recuperación Pearl y Nuresys existe una pequeña reducción de la cantidad de metano producida, mientras que en el caso que incluye la unidad Wasstrip de liberación de nutrientes se observa un aumento. Esto se debe a que, en este último caso, el tiempo de retención hidráulico del digestor es mayor al recibir un caudal menor.

La etapa de liberación de nutrientes del caso que incluye la unidad Wasstrip también favorece una mayor reducción de fangos en el digestor anaerobio (aproximadamente el 7%).

9.2.3 Efluente de la planta

- **Concentración de fósforo total**

Los resultados muestran un mismo comportamiento para los tres sistemas (ver Figura 9.12, Figura 9.13 y Figura 9.14): a medida que aumenta el pH de operación se reduce la concentración de fósforo total en el efluente. En estas figuras se observa también que la concentración de fósforo tiende a un límite situado cerca de 2,9 mg/L.

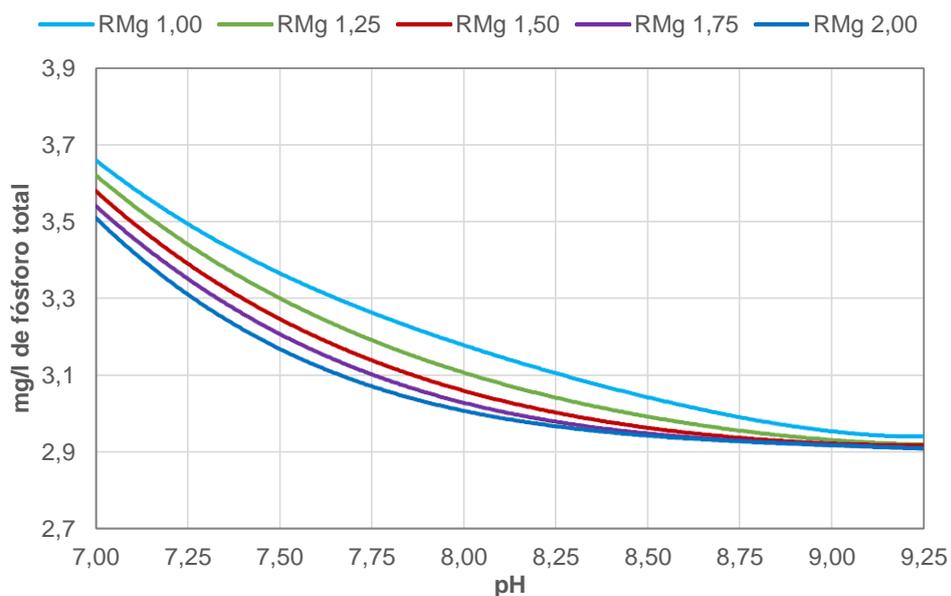


Figura 9.12. Concentración de fósforo total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.

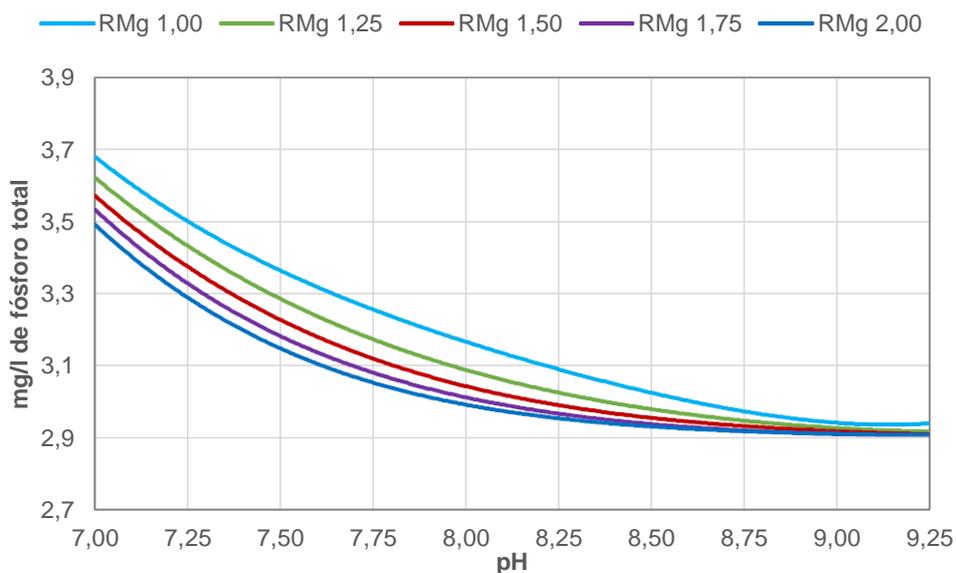


Figura 9.13. Concentración de fósforo total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.

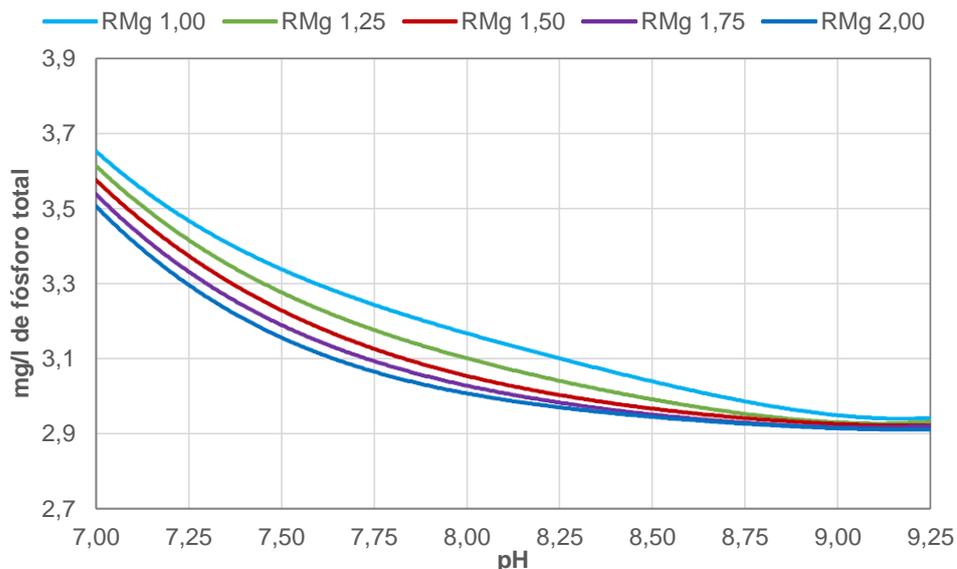


Figura 9.14. Concentración de fósforo total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.

La reducción porcentual de la concentración de fósforo total presente en el efluente puede observarse en las Figura 9.15, Figura 9.16 y Figura 9.17. Esta reducción porcentual compara los resultados obtenidos en cada caso con sistemas de recuperación de fósforo implantados con los resultados obtenidos de la simulación de la EDAR sin sistemas de recuperación. A partir de los gráficos puede estimarse que el límite de reducción se encuentra situado cerca del 28%.

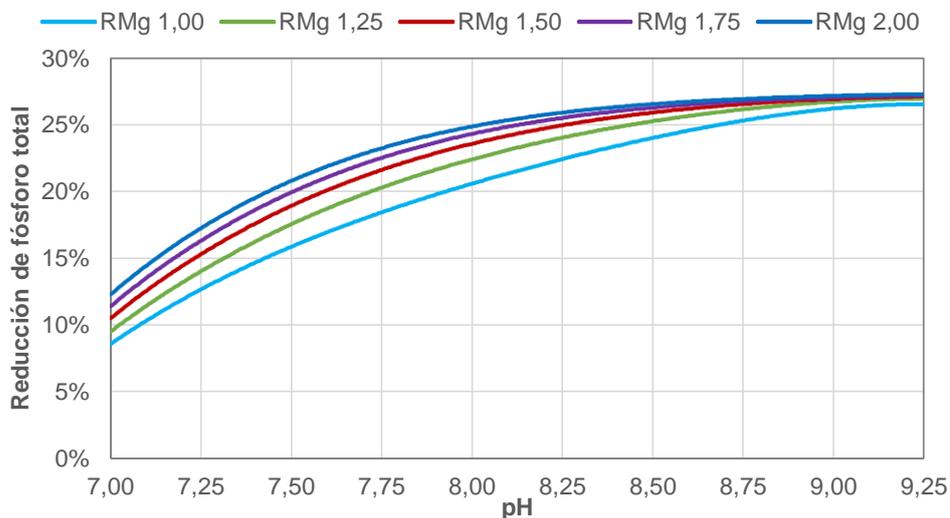


Figura 9.15. Reducción de fósforo total en el efluente de la EDAR (%). Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.

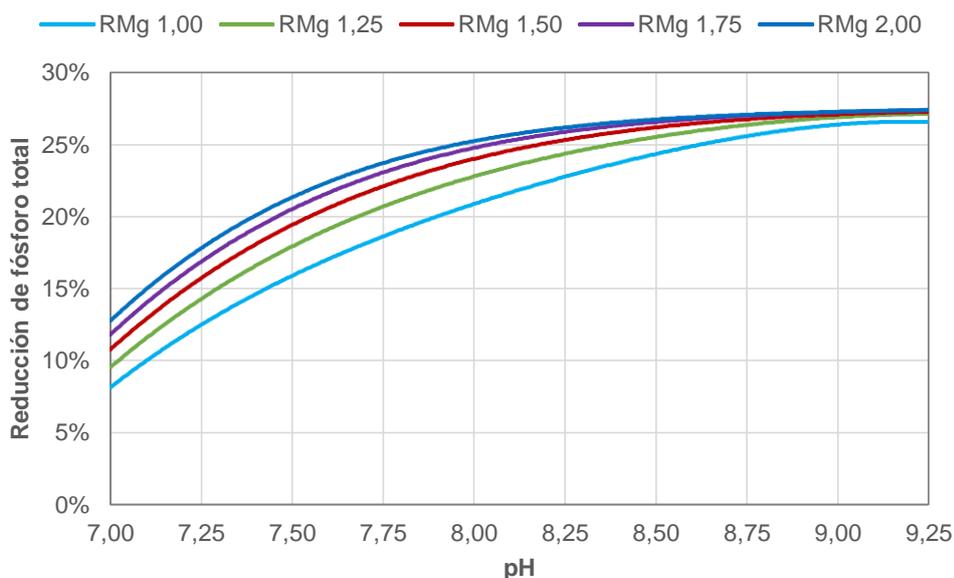


Figura 9.16. Reducción de fósforo total en el efluente de la EDAR (%). Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.

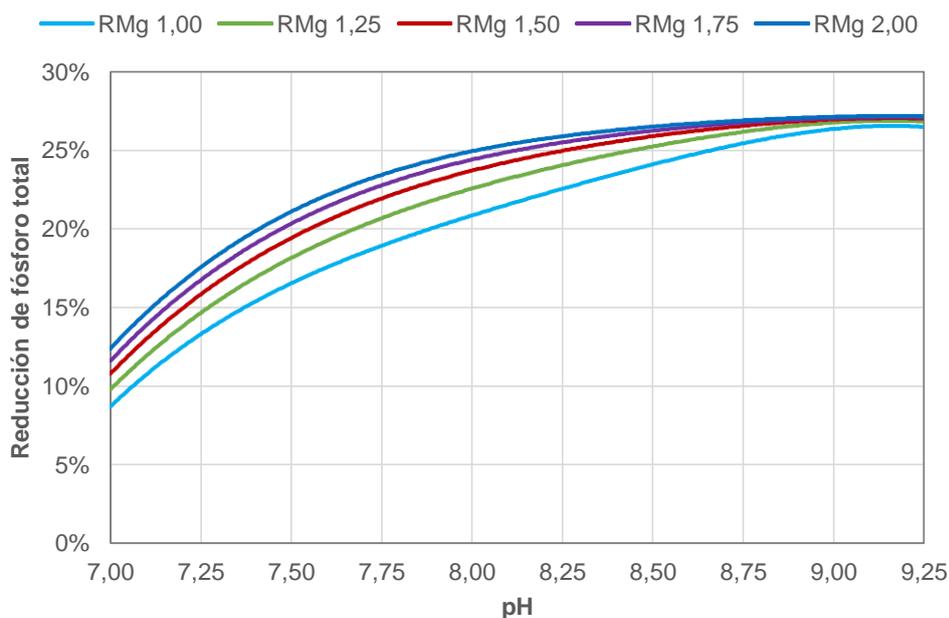


Figura 9.17. Reducción de fósforo total (%) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.

Este límite al que tiende la reducción del fósforo total en el efluente se debe a la cantidad de fósforo que puede recibir el sistema de recuperación, tal y como se muestra en la Figura 9.18 (con leyenda en la Tabla 9.8). En esta representación del flujo de fósforo a través de la EDAR puede observarse que la operación del sistema de recuperación de fósforo a pH 8 aumenta la producción de estruvita respecto a la operación a pH 7. Este incremento de producción de estruvita conlleva una reducción proporcional del fósforo total en el efluente, pero no hay

diferencia en el fósforo que entra en el sistema de recuperación. La recuperación de todo el fósforo posible en el sistema de recuperación implicaría una reducción de la concentración de fósforo total en el efluente de aproximadamente el 29%.

Se define el fósforo total como la suma del fosfato soluble, el contenido de fósforo en biomasa y en residuo endógeno, el fósforo particulado orgánico inerte y biodegradable, el fósforo en forma de polifosfatos y el fósforo en forma de precipitados (estruvita, HDP, HAP y precipitados metálicos).

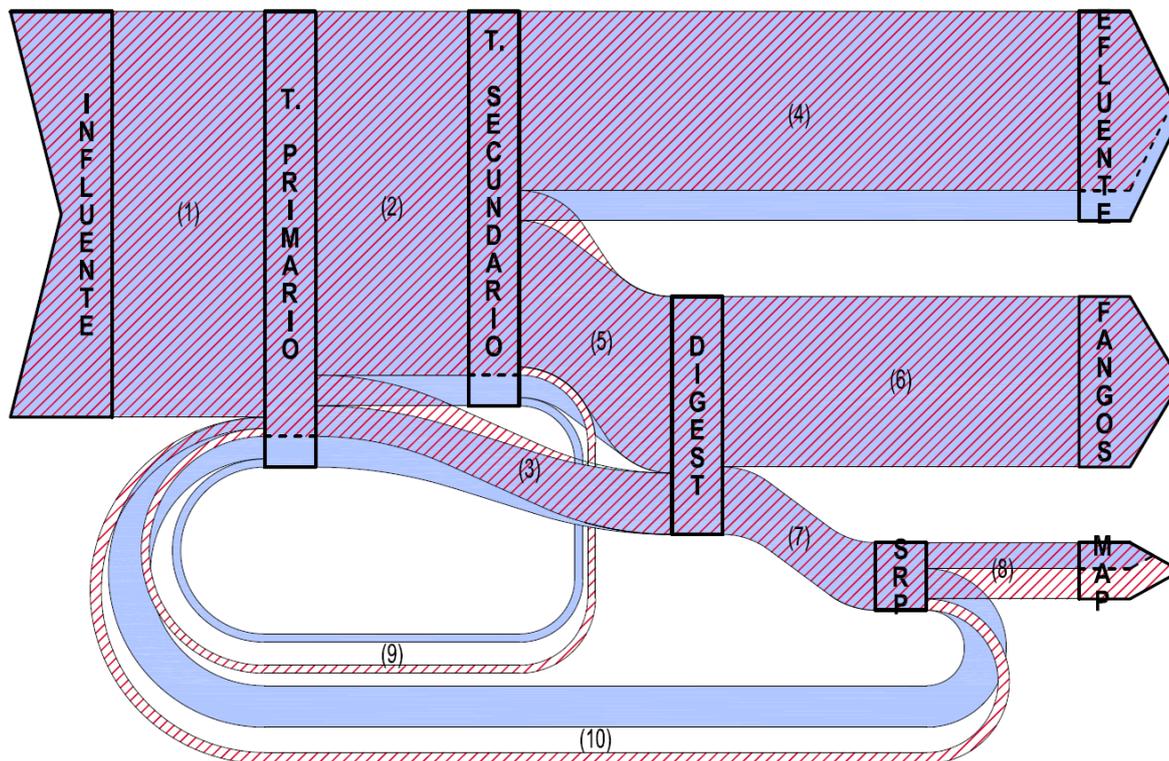


Figura 9.18. Diagrama del flujo de fósforo total en la EDAR de El Prat de Llobregat con un sistema de recuperación de fósforo. Los valores utilizados son un promedio de los tres casos estudiados. En color azul sólido: pH 7; entramado de rallas rojas: pH 8. Ratio molar magnesio:fosfato de 1 en el sistema de recuperación.

Tabla 9.8-1. Leyenda de la Figura 9.18. Datos en kg/d de fósforo para 1 línea de la EDAR.

#	Corriente	pH 7,00	pH 8,00
1	Influyente → Tratamiento primario	161,0	161,0
2	Tratamiento primario → Tratamiento secundario	157,6	146,3
3	Tratamiento primario → Digestión anaerobia	24,3	24,3
4	Tratamiento secundario → Efluente de la planta	84,3	73,1
5	Tratamiento secundario → Digestión anaerobia	70,1	70,1

Tabla 9.8-2. Leyenda de la Figura 9.18. Datos en kg/d de fósforo para 1 línea de la EDAR.

#	Corriente	pH 7,00	pH 8,00
6	Digestión anaerobia → Fangos	68,4	69,3
7	Digestión anaerobia → Sistema de recuperación de fósforo	25,6	26,1
8	Sistema de recuperación de fósforo → Recolección estruvita	8,0	19,7
9	Tratamiento secundario → T. primario (recirculación)	3,3	3,1
10	Sistema de recuperación de fósforo → T. primario (recirculación)	17,6	6,4

▪ **Concentración de nitrógeno total**

El comportamiento en el caso del nitrógeno total es el mismo para los tres sistemas estudiados. A medida que aumenta la producción de estruvita también lo hace la eliminación de nitrógeno total, por lo que la concentración de nitrógeno en el efluente se reduce, aunque de forma mucho menos acusada que en el caso de fósforo.

El nitrógeno total es la suma del nitrógeno en forma de nitrito y de nitrato, y la suma de nitrógeno total Kjeldahl (NTK), que está compuesto el NTK filtrado (nitrógeno en forma de amoníaco y nitrógeno orgánico soluble biodegradable y no biodegradable) y el NTK particulado (suma del nitrógeno contenido en biomasas, el nitrógeno particulado inerte, el nitrógeno orgánico no biodegradable, y el nitrógeno contenido en la estruvita).

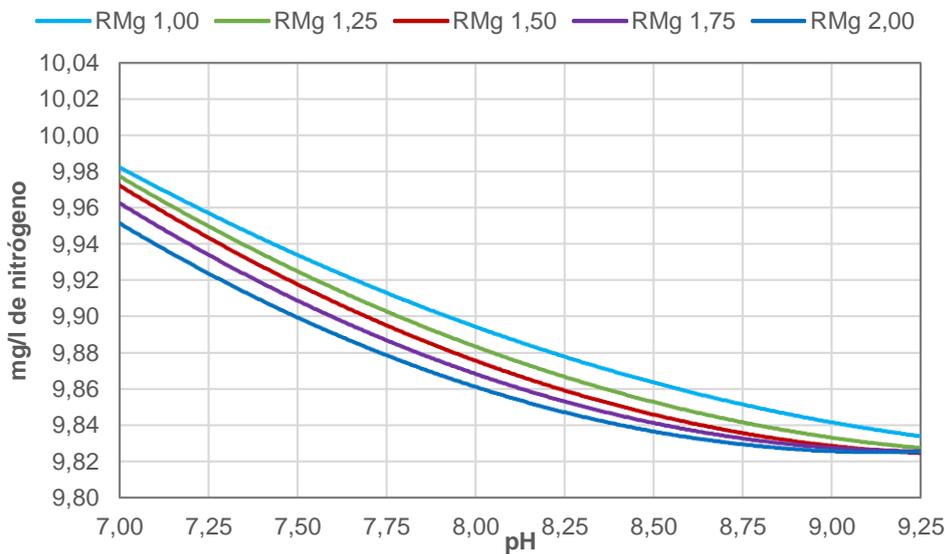


Figura 9.19. Concentración de nitrógeno total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat.

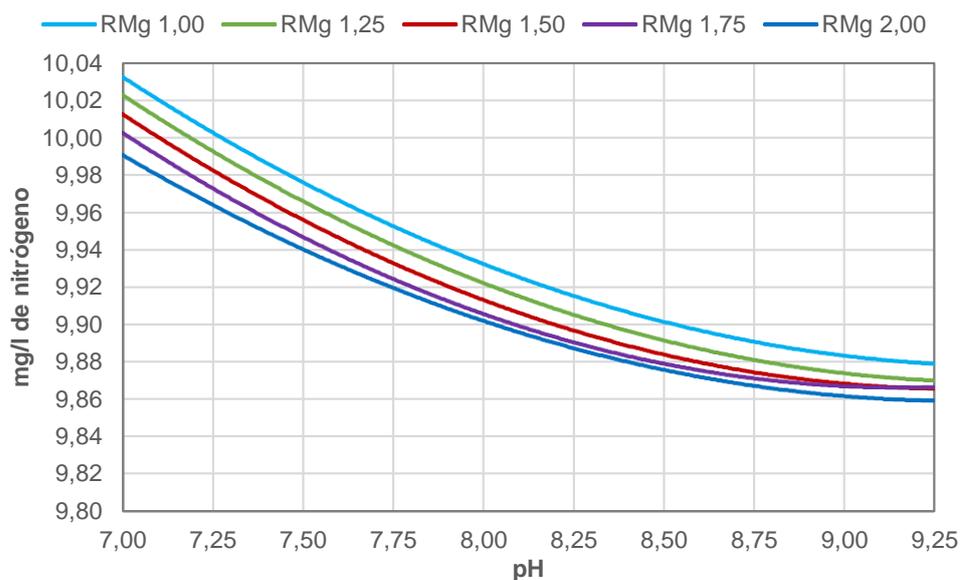


Figura 9.20. Concentración de nitrógeno total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema combinado Pearl + Wasstrip en la EDAR de El Prat de Llobregat.

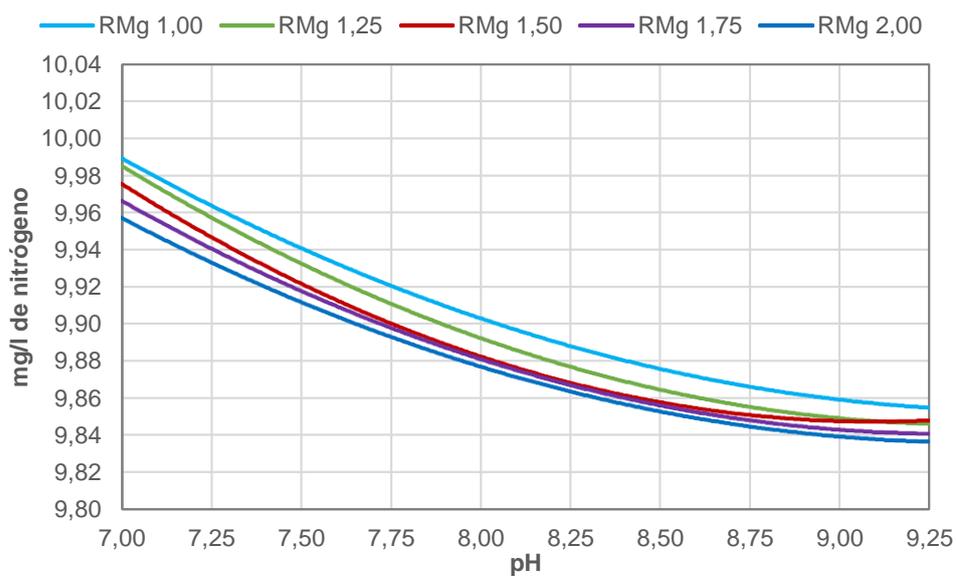


Figura 9.21. Concentración de nitrógeno total (mg/L) en el efluente de la EDAR. Caso: implantación de un sistema Nuresys en la EDAR de El Prat de Llobregat.

▪ **DBO, DQO y sólidos en suspensión totales**

Los resultados muestran que el impacto de los sistemas de recuperación de fósforo para estos tres parámetros puede considerarse mínimo (ver *Tabla 9.9*). El efecto sobre estos parámetros del pH y del magnesio adicionado es prácticamente imperceptible en el rango estudiado.

Tabla 9.9. Comparación de varios parámetros del efluente de la planta para los casos estudiados de la EDAR de El Prat de Llobregat.

Parámetro → Caso ↓	DBO₅ (mg/L)	DQO (mg/L)	SST (mg/L)
Sin sistemas de recuperación de fósforo	5,5	59,7	12,2
Sistema de recuperación Pearl	5,4	59,5	12,1
Sistema combinado Pearl + Wasstrip	5,4	59,5	12,1
Sistema de recuperación Nuresys	5,4	59,5	12,1

10 Estudio de viabilidad

Este estudio pretende dar una respuesta a la viabilidad de implantación de una tecnología de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat. Sin embargo, debe tenerse en cuenta que este estudio es una aproximación en orden de magnitud y que los datos utilizados en el cálculo podrían presentar desviaciones respecto a la realidad. Esto se debe a la necesidad de estimar ciertos valores ante la falta de documentación sobre los mismos.

Para este estudio se ha decidido suponer la implantación de un sistema Pearl de Ostara que opera en un rango de pH comprendido entre 7 y 8, y con una adición de magnesio tal que la proporción en la entrada del sistema de recuperación de fósforo sea de 1 mol de magnesio por mol de fosfato disponible. El motivo principal para utilizar este sistema en este estudio de viabilidad es la mayor disponibilidad de información sobre costes de la tecnología, de operación, de instalación y otros datos que pueden resultar relevantes en este tipo de estudios.

10.1 Costes internos

Se clasifican los costes internos del proyecto de implantación en:

- Costes de inversión, costes financieros y otros costes
- Costes de operación y mantenimiento

10.1.1 Costes de inversión, costes financieros y otros costes

Son los costes asociados a la compra de equipos y la construcción y adecuación de las instalaciones que los alojarán. Estos costes se aproximan a partir de los datos disponibles de dos proyectos de Ostara: las instalaciones de la EDAR Durham (Tigard, Oregón, EE.UU.) y la EDAR Rock Creek (Hillsboro, Oregón, EE.UU.). Información relevante sobre estas instalaciones puede observarse en la Tabla 10.1.

La documentación disponible del proyecto de Rock Creek indica que 1.006.018 € se destinaron a la construcción de las nuevas instalaciones.

La compañía Ostara proporciona los reactores Pearl en tamaños estandarizados: 500 (190 m³/d), 2000 (757 m³/d) y 10000 (3.785 m³/d). A la hora de elegir los reactores que determinarán la capacidad de tratamiento máxima del sistema de recuperación de fósforo debe tenerse en cuenta el caudal del centrado de digestión de la EDAR de El Prat de

Llobregat. En las simulaciones realizadas se fijó el caudal del centrado de digestión para una línea de operación en $140 \text{ m}^3/\text{d}$ por línea (para las 12 líneas de operación corresponde a $1.680 \text{ m}^3/\text{d}$) a partir de valores promedio de los que se disponía, pero este caudal no tendría por qué ser fijo. Cabe considerar también que el caudal máximo de operación de la EDAR es de $420.000 \text{ m}^3/\text{d}$, pero el caudal diario máximo observado de los que se dispone es de $296.266 \text{ m}^3/\text{d}$ (ver Anexo B), mientras que el caudal promedio por línea es de $23.000 \text{ m}^3/\text{d}$. En base a esto se dimensionan las necesidades de los reactores mediante la expresión 10.1.

$$\dot{Q}_{\text{centrado de digestión}} = \frac{140 \text{ m}^3/\text{d}}{23.000 \text{ m}^3/\text{d}} \cdot 296.266 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 1,25 = 2.254,20 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \quad 10.1$$

El valor 1,25 corresponde a un factor de seguridad. Las necesidades se cubren con 3 reactores Pearl 2000.

Tabla 10.1. Información destacable de los proyectos de Ostara en las EDAR Durham y Rock Creek (Ostara, 2014).

Característica	Durham	Rock Creek
Caudal del centrado de digestión	454 m^3/d	No disponible
Capacidad de tratamiento instalada	568 m^3/d	1.158 m^3/d (*)
Número de reactores instalados	3 x Pearl 500	2 x Pearl 2000
Superficie ocupada por las instalaciones	350 m^2	400 m^2
Coste del proyecto	2.235.000 €	4.025.00 €

(*): La capacidad de tratamiento instalada no se corresponde con la de los dos reactores debido a que durante la publicación de los datos estaba siendo ampliada y no funcionaba a plena capacidad.

A partir de los datos de Seymour (2009) y de Ostara sobre las instalaciones de Rock Creek, se desglosa la escasa información de dicho proyecto para poder realizar aproximaciones sobre el proyecto de implantación de un sistema de recuperación Pearl en la EDAR de El Prat de Llobregat. Seymour (2009) establece el coste de un reactor Pearl en 1.610.000 €. El proyecto de implantación en la EDAR Rock Creek del sistema de Ostara tuvo un coste aproximado de 4.025.000 €, con aproximadamente 1.000.000 € destinados a sufragar la construcción de las nuevas instalaciones. Se considera que 72.000 € se destinaron a sufragar costes financieros y otros costes. Los 2.953.000 € restantes se reparten en la adquisición de los dos reactores Pearl 2000. Esta diferencia en el coste unitario de los reactores respecto a lo indicado por Seymour (2009) podría deberse al ahorro de costes al tratarse de un lote de 2 unidades en lugar de 1 único reactor, por lo que se considerará que el primer reactor tiene un coste de 1.610.000 € y el resto 1.343.000 €. Esta aproximación al desglose de costes se encuentra resumida en la Tabla 10.2.

En base a los datos del proyecto de Rock Creek y la información disponible, se determina que la necesidad de espacio para las nuevas instalaciones en la EDAR de El Prat de Llobregat es aproximadamente de 450 m^2 . A partir de los costes de construcción de las instalaciones en la

EDAR Rock Creek se determina el coste de construcción por unidad de superficie en 2.489 €/m². En base a esto, los costes de construcción de las nuevas instalaciones y los trabajos de ingeniería se estima en 1.120.246 €.

Tabla 10.2. Aproximación del desglose de costes del proyecto de implantación de un sistema de recuperación Ostara Pearl en la EDAR Rock Creek (Hillsboro, Oregón, EE.UU.).

Concepto	Coste
Construcción de las instalaciones	1.000.000 €
Costes financieros y otros costes	72.000 €
Reactores Pearl 2000 (2 unidades)	2.953.000 €
Total	4.025.000 €

Se estima que, para el proyecto de implantación de un sistema Pearl de Ostara en la EDAR de El Prat de Llobregat, los costes asociados a servicios financieros y otros tipos de costes de inversión podrían sumar un total de 100.000 €.

10.1.2 Costes de operación y mantenimiento

Estos costes se asocian a las necesidades de reactivos, energía, operarios y mantenimiento del sistema de recuperación de fósforo implantado.

- **Cloruro de magnesio**

En el caso propuesto para este estudio de viabilidad el consumo de magnesio es de 211 kg/d para las 12 líneas de operación de la EDAR. A partir de los precios de mercado reportados para el cloruro de magnesio se estima un coste aproximado de 0,8618 €/kg de magnesio. El coste anual en cloruro de magnesio asciende a 66.288 €.

- **Hidróxido de sodio**

El hidróxido de sodio es necesario para regular las condiciones del pH de operación. A partir de precios de mercado se aproxima un coste de 300 €/m³ de solución de NaOH al 50% (en masa). El coste anual en función del pH de operación para los casos estudiados en este estudio de viabilidad se muestra en la Tabla 10.3.

Tabla 10.3. Coste anual estimado en NaOH para regular el pH de operación del sistema Pearl de recuperación de fósforo implantado en la EDAR de El Prat de Llobregat.

pH	7,00	7,25	7,50	7,75	8,00
Coste anual NaOH (€/año)	0	1.447	58.136	101.663	133.562

- **Consumo eléctrico**

A partir de los datos propuestos por Seymour (2009) se ha aproximado en consumo eléctrico de cada reactor Pearl 2000 en 320 kWh/día. A partir de documentación consultada en el Ministerio de Industria, Energía y Turismo se establece el coste del kWh para actividades industriales en 0,101 €/kWh. Considerando los 3 reactores Pearl 2000 propuestos en 10.1.1, el gasto anual en consumo eléctrico se estima en 35.415 €/año.

- **Operarios**

Según Seymour (2009) la necesidad de operarios se establece en 30 €/día por reactor. Se utiliza este valor como referencia para estimar un coste anual de 32.872,50 €/año en personal de operación para el sistema recuperador propuesto.

- **Mantenimiento de equipos e instalaciones**

Seymour (2009) estimó el coste de mantenimiento de estos reactores en 25.000 €/año para cada reactor, por lo que se considerarán en este estudio 75.000 €/año en concepto de costes de mantenimiento de los equipos del sistema de recuperación propuesto.

10.2 Ingresos internos

Se clasifican los ingresos internos del proyecto de implantación en:

- Ingresos por venta de estruvita
- Ingresos por ahorro en costes de operación
- Ingresos por ahorro en costes de mantenimiento

10.2.1 Venta de estruvita

Para determinar los ingresos derivados de la venta de estruvita debe fijarse un precio, lo que supone un problema debido a la inconsistencia de la documentación disponible. Ueno y Fujii (2001) reportaron ventas a compañías fertilizantes a 250 €/t en Japón. Münch y Barr (2001) sugirieron un precio de venta para la estruvita en Australia entre 188 y 314 €/t. Shu et al. (2006) estimaron un precio de mercado en torno a 464 €/t. Dockhorn (2009), partiendo del precio de fertilizantes comercializados, se aproximó a 763 €/t el valor de la estruvita. Considerando estas estimaciones de diferentes autores puede suponerse un valor de mercado comprendido entre 188 y 763 €/t para la estruvita. Los ingresos generados por venta de la estruvita a diferentes precios (125, 250 y 400 €/t) se recogen en la Tabla 10.4.

Los datos utilizados corresponden a los obtenidos para simulaciones con ratio de magnesio de 1 mol de magnesio por mol de fosfato disponible a la entrada del sistema de recuperación.

Tabla 10.4. Ingresos estimados de la venta de la estruvita generada en el sistema Pearl de recuperación de fósforo implantado en la EDAR de El Prat de Llobregat.

pH → Valor mercado MAP ↓	7,00	7,25	7,50	7,75	8,00
125 €/t	20.540	40.220	54.026	66.134	76.511
250 €/t	41.080	80.439	108.052	132.268	153.021
400 €/t	65.727	128.702	172.883	211.629	244.834

10.2.2 Ahorro en costes de operación

Actualmente se adiciona cloruro de hierro (III) en el digestor anaerobio para la eliminación de fósforo mediante precipitación química. La inclusión del sistema de recuperación de fósforo implica una reducción en el cloruro de hierro necesario para alcanzar la concentración actual de fósforo en el efluente.

Ivanov *et al.* (2009) estableció un precio del cloruro de hierro de 915 € por tonelada de hierro. Partiendo de precios de mercado actuales se ha observado que el precio de la tonelada de hierro (en cloruro de hierro) puede superar los 1.100 €. Para el cálculo del ahorro previsto, consultable en la Tabla 10.5, se ha utilizado un coste de 1.110 € por tonelada de hierro en cloruro de hierro (III). Los cálculos se han realizado considerando una eficiencia de reacción del 60%.

Tabla 10.5. Ahorro estimado en cloruro de hierro (III) con la implantación un sistema Pearl de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat.

pH	7,00	7,25	7,50	7,75	8,00
Ahorro en FeCl ₃ (€/año)	115.933	171.487	213.007	249.409	276.455

10.2.3 Ahorro en gestión de precipitados de hierro

Puede considerarse también el ahorro asociado a la gestión del fosfato de hierro que deja de precipitar por ser recuperado el fosfato en forma de estruvita. Shu *et al.* (2006) realizaron un estudio económico de la recuperación de fósforo en forma de estruvita en el centrado de digestión y determinaron que el ahorro asociado al tratamiento y gestión de fangos puede alcanzar los 0,68, 9,92 y 374 €/día para, respectivamente, una EDAR con tratamiento de 100, 1.000 y 55.000 m³/d. Se estima entonces el ahorro en los costes asociados a la gestión de estos precipitados según lo indicado en la ecuación 10.2. El ahorro resultante puede consultarse en la Tabla 10.6.

$$\text{Ahorro (€/año)} = 680.000 \text{ €/año} \cdot \eta_{\text{recuperación P,Pearl}} \quad 10.2$$

Tabla 10.6. Ahorro estimado en la gestión de precipitados de hierro para la implantación del sistema Pearl de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat.

pH	7,00	7,25	7,50	7,75	8,00
Ahorro en fangos (€/año)	214.472	319.362	395.453	461.259	512.021

10.2.4 Ahorro en costes de mantenimiento

Benisch *et al.* (2000) indicaron que se habían reportado casos de costes de mantenimiento asociados a la precipitación no controlada de estruvita que excedían fácilmente los 90.000 € anuales en plantas de tamaño medio (aproximadamente 95.000 m³/d). En base a esta estimación se calcula el ahorro en costes de mantenimiento asociado a la precipitación no controlada de estruvita en el caso de la EDAR de El Prat de Llobregat con implantación del sistema de recuperación de fósforo Pearl de Ostara según lo indicado en la ecuación 10.3. El ahorro resultante puede consultarse en la Tabla 10.7.

$$\text{Ahorro (€/año)} = 90.000 \text{ €/año} \cdot \frac{273.330 \text{ m}^3/\text{d}}{95.000 \text{ m}^3/\text{d}} \cdot \eta_{\text{recuperación P, Pearl}} \quad 10.3$$

Tabla 10.7. Ahorro estimado en costes de mantenimiento para la implantación del sistema Pearl de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat.

pH	7,00	7,25	7,50	7,75	8,00
Ahorro en mantenimiento (€/año)	81.671	121.613	150.589	175.647	194.978

10.3 Viabilidad

El periodo de retorno según distintos precios de venta de la estruvita se analiza en la Tabla 10.8. La Tabla 10.9 muestra los ingresos y costes analizados considerando un precio de venta de la estruvita de 250 €/t. El impacto relativo de los ingresos internos puede consultarse en la Figura 10.1.

Tabla 10.8. Periodo de retorno de la inversión (en años) para distintos precios de venta de estruvita sin considerar los beneficios externos. Resultados para el estudio de la implantación de un sistema Pearl de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat con adición de 1 mol de magnesio por mol de fosfato disponible.

pH → Precio estruvita ↓	7,00	7,25	7,50	7,75	8,00
0 €/t	27,3	13,8	11,2	9,6	8,6
125 €/t	24,8	12,5	10,1	8,6	7,7
250 €/t	22,7	11,5	9,2	7,8	7,0
400 €/t	20,6	10,4	8,3	7,0	6,2

Hay que considerar que el precio de venta de la roca fosfática en EE.UU está en 88,80 €/t, aunque puede variar en función de la pureza (U.S Geological Survey Home Page, datos de

2014). Es, por lo tanto, más económico que la recuperación de fósforo. Esto supone una falta de incentivos económicos para la implementación de tecnologías de recuperación de fósforo en EDARs.

Tabla 10.9. Tabla de costes e ingresos para el proyecto propuesto de implantación de un sistema Pearl de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat. Precio de venta de la estruvita utilizado es 250 €/t. La proporción molar de magnesio es de 1 mol de magnesio por mol de fosfato disponible.

pH → Concepto ↓	7,00	7,25	7,50	7,75	8,00
COSTES INTERNOS					
Costes de inversión:					
Reactores (€)	4.300.000	4.300.000	4.300.000	4.300.000	4.300.000
Instalaciones e ingeniería (€)	1.120.246	1.120.246	1.120.246	1.120.246	1.120.246
Costes financieros y otros (€)	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000
Total (€)	5.520.246	5.520.246	5.520.246	5.520.246	5.520.246
Costes de O&M:					
Cloruro de magnesio (€/año)	66.288	66.288	66.288	66.288	66.288
Hidróxido de sodio (€/año)	0	1.447	58.136	101.663	133.562
Consumo eléctrico (€/año)	35.415	35.415	35.415	35.415	35.415
Operarios (€/año)	32.873	32.873	32.873	32.873	32.873
Mantenimiento (€/año)	75.000	75.000	75.000	75.000	75.000
Total (€/año)	209.575	211.022	267.711	311.239	343.138
INGRESOS INTERNOS					
Venta de estruvita (€/año)	41.080	80.439	108.052	132.268	153.021
Ahorro en costes:					
De operación, FeCl ₃ (€/año)	115.933	171.487	213.007	249.409	276.455
De gestión de fangos (€/año)	214.472	319.362	395.453	461.259	512.021
De mantenimiento (€/año)	81.671	121.613	150.589	175.647	194.978
Total (€/año)	453.155	692.901	867.101	1.018.583	1.136.476
Balance anual (€/año)					
(I. internos – C. Internos)	+243.580	+481.879	+599.390	+707.345	+793.339

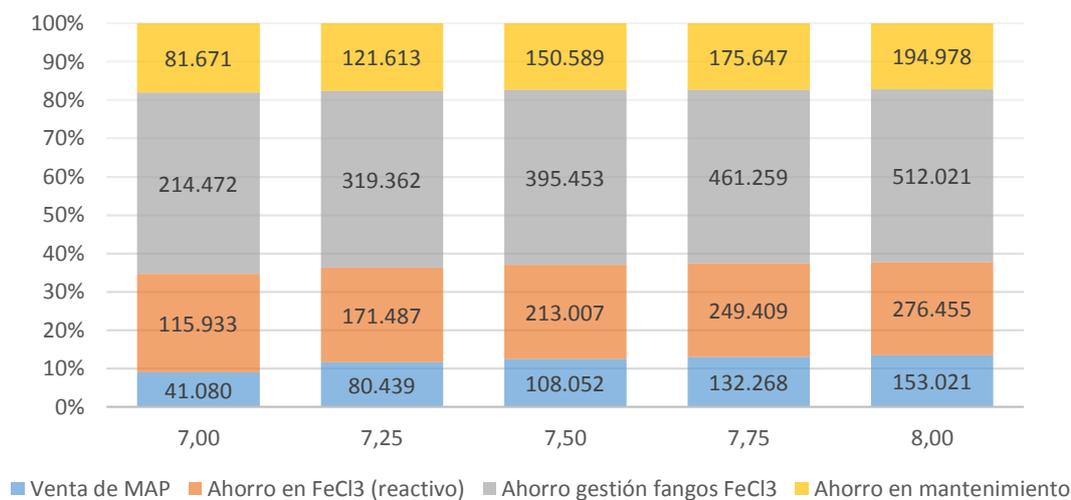


Figura 10.1. Impacto del pH de operación sobre los ingresos internos. Precio de la estruvita fijado en 250 €/t.

11 Coste del proyecto

Los costes de este proyecto pueden ser divididos en dos partidas:

- Coste de la licencia del simulador BioWin 4.0.
- Servicio de ingeniería.

El coste de los servicios de ingeniería considera el tiempo dedicado por el autor a la realización del proyecto. El proyecto se inició el 15 de febrero de 2014 y se finalizó el 1 de octubre de 2015, estructurándose tal y como se muestra en la Figura 9.1. El tiempo dedicado a la realización del proyecto se resume en la Tabla 9.1.

Tabla 11.1. Resumen del tiempo dedicado a la realización del proyecto.

Concepto	Tiempo dedicado (h)
Búsqueda bibliográfica	25
Formación en BioWin 4.0	25
Trabajo con BioWin 4.0 y de simulación	400
Tratamiento de datos	50
Confección de la memoria y de los anexos	150
Total	650

Se considera el costa por hora de realización del proyecto equivale al salario aproximado de un ingeniero junior: 30€/h (brutos).

El coste final del proyecto es el mostrado en la Tabla 9.2.

Tabla 11.2. Coste final del proyecto.

Concepto	Importe (€)
Licencia BioWin 4.0	550
Servicio de ingeniería.	19.500
Total	20.050

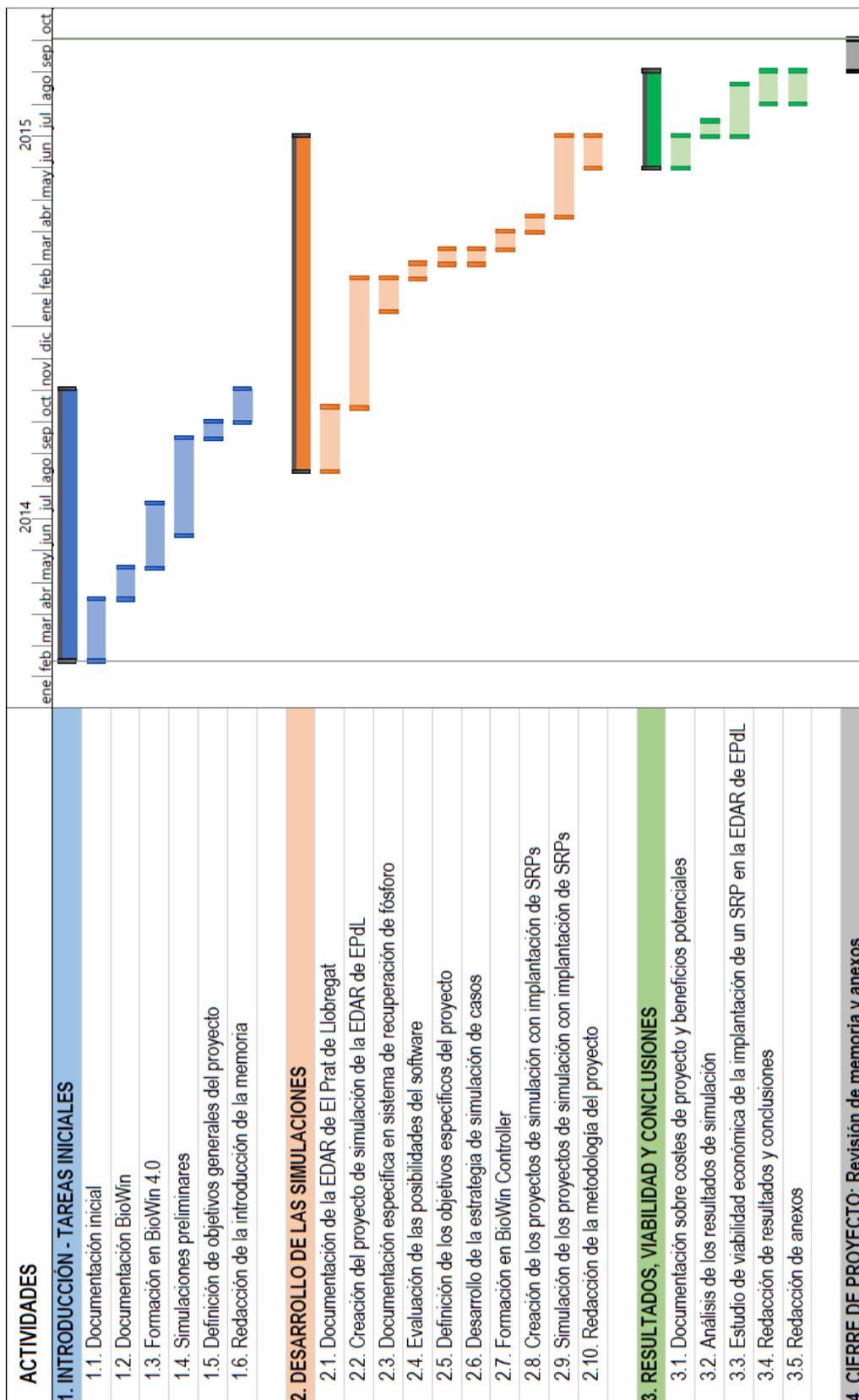


Figura 11.1. Diagrama de Gantt.

12 Estudio de impacto ambiental

12.1 Impacto generado en la realización del proyecto

Este es un proyecto teórico que utiliza un simulador específico, por lo que no se genera residuo sólido o líquido, ni gases, ni vibraciones. El ruido generado por el equipo utilizado para las simulaciones es menospreciable (<40 dB). Por otra parte, el uso de este equipo para las simulaciones requiere cierto consumo eléctrico. Considerando que el equipo desarrolla una potencia media de 400 W durante las 400 horas de trabajo con BioWin 4.0 y de simulación (ver Tabla 9.1), el consumo eléctrico estimado es de 160 kWh.

12.2 Impacto de la implantación de un SRP en la EDAR

La implantación de un sistema de recuperación de fósforo aportaría nuevos impactos ambientales a la EDAR de El Prat de Llobregat. Algunos de los impactos ambientales negativos asociados a esta implantación y a la actividad de un sistema de recuperación de fósforo en la EDAR de El Prat de Llobregat son los asociados a los siguientes conceptos:

- Adecuación del terreno (si fuera necesario), construcción y de disposición de equipos de proceso, y desmantelamiento (al final de la vida útil del proyecto) de las instalaciones y equipos de proceso.
- Consumo de hidróxido de sodio para control el pH de operación del sistema de recuperación de fósforo.
- Consumo de cloruro de magnesio en la operación.
- Consumo eléctrico en la operación del sistema de recuperación.
- Manipulación (secado y envasado) y transporte del producto obtenido (estruvita).

Algunos de los impactos positivos asociados que es necesario considerar son los siguientes:

- Reducción en los fangos generados a gestionar (secado, transporte y disposición).
- Reducción en el consumo de cloruro de hierro (III).
- Reducción de los residuos generados en las tareas de mantenimiento de las instalaciones asociadas a la precipitación no controlada de estruvita (reducción de procesos de secado, transporte y disposición).
- Reducción del contenido en fósforo del efluente de la planta que es vertido al mar mediante emisario submarino.

- Reducción del consumo de roca fosfática como consecuencia de la venta y distribución de un fertilizante con contenido de nitrógeno y fósforo obtenido a partir del sistema de recuperación de fósforo implantado en la EDAR.

13 Conclusiones

Existen sistemas de recuperación de fósforo susceptibles de ser implantados en la EDAR de El Prat de Llobregat. El simulador específico utilizado, BioWin 4.0, ha permitido simular la EDAR y la implantación de tres sistemas de recuperación de fósforo. Pese a que el software tiene ciertas limitaciones, ha sido posible obtener resultados aproximados que permiten estudiar estos sistemas de recuperación.

Los resultados obtenidos muestran que los sistemas de recuperación de fósforo se comportan de la misma manera en el rango de pH y de ratios de magnesio:fósforo estudiados. Los resultados obtenidos para el sistema de recuperación combinado Wasstrip + Pearl de Ostara son ligeramente mejores que los de los otros dos sistemas. Este hecho es consecuencia del proceso de liberación de nutrientes que tiene lugar en la unidad Wasstrip, y del aumento del tiempo de retención hidráulico en el digester anaerobio que ocurre al recibir el éste un menor caudal como consecuencia de la incorporación al proceso de la unidad Wasstrip.

Las simulaciones de los sistemas de recuperación de fósforo indican que éstos permiten recuperar desde, aproximadamente, el 30% hasta casi la totalidad del fósforo que reciben en función de las condiciones de operación. Mayores pH permiten mayor recuperación de fósforo, pero debe tenerse en cuenta que también implica un menor diámetro de los cristales de estruvita generados y que partir de cierto pH precipita HDP junto a la estruvita. Mayores cantidades de magnesio adicionados también permiten una mayor recuperación de fósforo, aunque su impacto es menor y prácticamente nulo a los pH más altos estudiados. Para los pH de operación normales de estos sistemas de recuperación (entre 7 y 8) y una proporción molar de magnesio:fosfato de 1, se ha estimado una producción de estruvita entre 165 y 670 toneladas anuales.

Los resultados muestran que la implantación de estos equipos no repercute significativamente en la operativa del resto de equipos de la EDAR. Solo en el caso de la implantación del sistema de recuperación combinado Wasstrip + Pearl se observa una reducción significativa de los fangos generados (reducción del 7% frente a reducciones menores al 2% en los otros dos casos). Esto es debido al incremento del tiempo de retención de los fangos antes de su purga de la EDAR como consecuencia de la incorporación de la unidad Wasstrip. Este aumento del tiempo de retención de fangos permite la liberación de una mayor cantidad de nutrientes y, por lo tanto, una reducción en la masa de los fangos.

El impacto en el efluente está limitado por la corriente que reciben los tratamientos terciarios, pudiendo llegar a reducirse aproximadamente hasta un 28% la concentración de fósforo en el

efluente mediante sistemas de recuperación de fósforo. La reducción de la concentración de fósforo depende en gran medida del pH de operación de los sistemas de recuperación, siendo de un 9% a pH 7 y casi alcanzando la capacidad máxima a partir de pH 9.

El estudio de viabilidad económica muestra que el tiempo de retorno de la inversión depende del pH de operación del sistema de recuperación de fósforo y del precio de venta de la estruvita. Una inversión inicial de 5.500.000 € en la implantación de un sistema de recuperación de fósforo Pearl de Ostara podría ser recuperado en menos de 8 años para precios de venta de la estruvita superiores a 125 €/t y pH entre 7,5 y 8, que se encuentran en el rango normal de operación de este tipo de instalaciones.

14 Bibliografia

ABBONA, F., BOISTELLE, R. *Growth morphology and crystal habit of struvite crystals (MgNH₄PO₄·6H₂O)*. Journal of Crystal Growth. Vol. 46, No. 3, 1979, p. 339-354.

ABBONA, F., MADSEN, H.E.L., BOISTELLE, R. *Crystallization of two magnesium phosphates, struvite and newberyite: effect of pH and concentration*. Journal of Crystal Growth. Vol. 57, No. 1, 1982, p. 6-14.

ABBONA, F., FRANCHINI-ANGELA, M. *Crystallization of calcium and magnesium phosphates from solutions of low concentration*. Journal of Crystal Growth. Vol. 104, No. 3, 1990, p. 661-671.

AGÈNCIA CATALANA DE L'AIGUA. *Programa d'actuacions per a la gestió dels fangs residuals generats en els processos de depuració d'aigües residuals urbanes de Catalunya*. Generalitat de Catalunya. Departament de Territori i Sostenibilitat, 2007.

AGÈNCIA CATALANA DE L'AIGUA. *Evolució de les dades de la producció i de la gestió dels fangs*. Generalitat de Catalunya. Departament de Territori i Sostenibilitat, 2010.

AGÈNCIA CATALANA DE L'AIGUA. *Memòria de l'Agència Catalana de l'Aigua*. Generalitat de Catalunya. Departament de Territori i Sostenibilitat, 2010.

AGÈNCIA CATALANA DE L'AIGUA. *Depuradoras en servicio*. Disponible en línea: [http://aca-web.gencat.cat/aca/appmanager/aca/aca?_nfpb=true&_pageLabel=P1225554461208201540084, 28 de mayo de 2015].

ALI, M. *Struvite crystallization from nutrient rich wastewater*. Tesis doctoral. James Cook University, Australia, 2005.

ÀREA METROPOLINA DE BARCELONA. MEDI AMBIENT. *Depuradora de El Prat de Llobregat. Informació tècnica*. Disponible en línea: [http://perfil.amb.cat/web/emma/aigua/sanejament/depuradores/depuradora_lobregat/dades_tecnicas, 20 de mayo de 2015].

ARTIGUES, A. *Eliminació simultània de fòsfor i nitrogen en aigües residuals, utilitzant microorganismes DPAO en un reactor discontinu seqüencial (SBR)*. Proyecto Final de Carrera. Universitat Autònoma de Barcelona, 2008.

ARVIN, E., KRISTENSEN, G.H. *Phosphate precipitation in biofilms and flocs*. Water Science and Technology. Vol. 15, No. 3-4, 1983, p. 65-85.

ARVIN, E., KRISTENSEN, G.H. *Exchange of organics, phosphate and cations between sludge and water in biological phosphorus and nitrogen removal processes*. Water Science and Technology. Vol. 17, No. 11-12, 1985, p. 147-162.

BAETENS, D. *Enhanced biological phosphorus removal-modelling and experimental design*. Tesis doctoral. Ghent University, 2001.

BARAT, R., FERRER, J., SECO, A. *Estudio de la precipitación de fósforo inducida biológicamente en el tratamiento de aguas residuales*. Universidad Politécnica de Valencia, 2004.

BARAT, R., MONTOYA, T., SECO, A., FERRER, J. *The role of potassium, magnesium and calcium in the enhanced biological phosphorus removal treatment plants*. Environmental Technology. Vol. 26, No. 9, 2005, p. 983-992.

BARAT, R., FERRER, J., SECO, A. *Identification of precipitation problems in a large wastewater treatment plant operated for biological nutrient removal*. Proceedings of the Water Environment Federation. Vol. 2007, No. 2, p. 997-1006.

BARNARD, J.L. *Elimination of eutrophication through resource recovery*. In: International Conference on Nutrient Recovery from Wastewater Streams, Vancouver, Canadá, 2009. p. 1-22.

BATSTONE, D.J., KELLER, J., ANGELIDAKI, I., KALYUZHNYI, S.V., PAVLOSTATHIS, S.G., ROZZI, A., SANDERS, W.T.N., SIEGRIST, H., VAVILIN, V.A. *The IWA Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1)*. Water Science and Technology. Vol. 45, No. 10, 2002, p. 65-73.

BATSTONE, D.J., KELLER, J., STEYER, K.P. *A review of ADM 1 extensions, applications, and analysis: 2002-2005*. Water Science and Technology. Vol. 54, No. 4, 2006, p. 1-10.

BATTISTONI, P., FAVA, G., PAVAN, P., MUSACCO, A., CECCHI, F. *Phosphate removal in anaerobic liquors by struvite crystallization without addition of chemicals: preliminary results*. Water Research. Vol. 31, No. 11, 1997, p. 2925-2929.

BATTISTONI, P., PAVAN, P., PRISCIANDARO, M., CECCHI, F. *Struvite crystallization: a feasible and reliable way to fix phosphorus in anaerobic supernatants*. Water Research. Vol. 34, No. 11, 2000, p. 3033-3041.

BATTISTONI, P., PAVAN, P., PRISCIANDARO, M., CECCHI, F. *Phosphorus removal from a real anaerobic supernatant by struvite crystallization*. Water Research. Vol. 35, No. 9, 2001, p. 2167-2178.

BATTISTONI, P., DE ANGELIS, A., PRISCIANDARO, M., BOCCADORO, R., BOLZONELLA, D. *P removal from anaerobic supernatants by struvite crystallization: long term validation and process modelling*. Water Research. Vol. 36, No. 8, 2002, p. 1927-1938.

BAYERLE, N. *Phosphorus recycling in Gifhorn with a modified Seaborne process*. In: BAL TIC 21 – Phosphorus Recycling and Good Agricultural Management Practice, Berlín, Alemania, 2009.

BENISCH, M., CLARK, C., SPRICK, R.G., BAUR, R. *Struvite deposits: a common and costly nuisance*. In: WEF Operations Forum, 2000.

BENJAMIN, L., LOEWENTHAL, R.E., MARAIS, G.V.R. *The effect of magnesium ions on calcium carbonate precipitation kinetics*. Research Report W20, University of Cape Town, 1976.

BERG, U., KNOLL, G., KASCHKA, E., WEIDLER, P.G., NÜESCH, R. *Is phosphorus recovery from wastewater feasible?* Environmental Technology. Vol. 28, No. 2, 2007, p. 165-172.

BERGMANS, B. *Struvite recovery from digested sludge at WWTP West*. Tesis de Máster. Delft University of Technology, 2011.

BOOKER, N.A., PRIESTLEY, A.J., FRASER, I.H. *Struvite formation in wastewater treatment plants: opportunities for nutrient recovery*. Environmental Technology. Vol. 20, No. 7, 1999, p. 777-782.

BOSKEY, A.L., POSNER, A.S. *Magnesium stabilization of amorphous calcium phosphate: A kinetic study*. Materials Research Bulletin. Vol. 9, No. 7, 1974, p. 907-916.

BRETT, S., GUY, J., MORSE, G.K., LESTER, J.N. *Phosphorus removal and recovery technologies*. London Selper Publications, 1997.

BRIDGER, G.L., SALUTSKY, M.L., STAROSTKA, R.W. *Micronutrient sources, metal ammonium phosphates as fertilizers*. Journal of Agricultural and Food Chemistry. Vol. 10, No. 3, 1962, p. 181-188.

CHUGHTAI, A., MARSHALL, R., NANCOLLAS, G.H. *Complexes in calcium phosphate solutions*. The Journal of Physical Chemistry. Vol. 72, No. 1, 1968, p. 208-211.

CORDELL, D., DRANGERT, J.O., WHITE, S. *The story of phosphorus: Global food security and food for thought*. Global Environmental Change. Vol. 19, No. 2, 2009, p. 292-305.

CORDELL, D., WHITE, S. *Sustainable phosphorus measures: Strategies and technologies for achieving phosphorus security*. Agronomy. Vol. 3, No. 1, 2013, p. 86-116.

CORNEL, P., SCHAUM, C. *Phosphorus recovery from wastewater: needs, technologies and costs*. Water Science and Technology. Vol. 56, No. 6, 2009, p-1069-1076.

DE-BASHAN, L.E., BASHAN, Y. *Recent advances in removing phosphorus from wastewater and its future as fertilizer (1997-2003)*. Water Research. Vol. 38, No. 19, 2004, p. 4222-4246.

DEMEESTERE, K., SMET, E., VAN LANGENHOVE, H., GALBACS, Z. *Optimalisation of magnesium ammonium phosphate precipitation and its applicability to the removal of ammonium*. Environmental Technology. Vol. 22, No. 12, 2001, p. 1419-1428.

DÍAZ, C. *Agua potable para comunidades rurales, reúso y tratamientos avanzados de aguas residuales domésticas*. RIPDA-CYTED, 2003, p. 240-255.

DITTRICH, C., RATH, W., MONTAG, D., PINNEKAMP, J. *Phosphorus recovery from sewage sludge ash by a wet-chemical process*. In Proceedings of the International Conference on Nutrient Recovery, Vancouver, BC, Canadá. IWA Publishing, 2009, p. 645-658.

DOCKHORN, T. *About the economy of phosphorus recovery*. In International Conference on nutrient Recovery from Wastewater Streams. IWA Publishing, 2009, p. 145-158.

DOLD, P.L., FAIRLAMB, P.M., JONES, R., TAKÁCS, I., MURTHY, S. *Sidestream modelling incorporated into whole plant simulation*. In Clonic Workshop, Barcelona, España. Vol. 8, 2007, p. 114-122.

DOYLE, J., PARSONS, S. *Struvite formation, control and recovery*. Water Research. Vol. 36, No. 16, 2002, p. 3925-3940.

FERGUSON, J.F., MCCARTY, P. *Effects of carbonate and magnesium on calcium phosphate precipitation*. Environmental Science and Technology. Vol. 5, No. 6, 1971, p. 534-540.

FRIEND, J.F.C. *Chemical conditioning of Low-and-Medium salinity waters*. Tesis doctoral University of Cape Town, 1991.

GÁLVEZ, J.M. *Tecnologías de eliminación de nutrientes*. Huelva, 2010.

GAYA, C. *Estudi d'alternatives d'eliminació biològica de nitrogen dels corrents de retorn a capçalera en plantes de tractament d'aigües residuals urbanes. Simulació i elecció de la millor tecnologia disponible*. Tesis de Máster. Universitat Politècnica de Catalunya, 2011.

GERNAEY, K.V., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., HENZE, M., LIND, M., JØRGENSEN, B. *Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art*. Environmental Modelling and Software. Vol. 19, No. 9, 2004, p. 763-783.

GIESEN, A. *P-recovery with the Crystalactor®. Efficient water treatment without waste*. In: BALTIC 21 – Phosphorus Recycling and Good Agricultural Management Practice, Berlín, Alemania, 2009.

HANHOUN, M., MONTASTRUC, L., AZZARO-PANTEL, C., BISCANS, B., FRÊCHE, M., PIBOULEAU, L. *Temperature impact assessment on struvite solubility product: A thermodynamic modelling approach*. Chemical Engineering Journal. Vol. 167, No. 1, 2011, p. 50-58.

HEINZMANN, B., ENGEL, G. *Induced magnesium ammonia phosphate precipitation to prevent incrustations and measures for phosphate recovery*. In: Proceedings Nutrient Management in Wastewater Treatment Processes and Recycle Streams, Krakow, Poland, 2006.

HENZE, M. GUJER, W., MINO, T., MATSUO, T., WENTZEL, M.C., MARAIS, G.V.R, VAN LOOSDRECHT, M.C.M. *Activated sludge model No. 2d, ASM2d*. Water Science and Technology. Vol. 39, No. 1, 1999, p. 165-182.

HENZE, M., GUJER, W., MINO, T., VAN LOOSDRECHT, M. *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. IWA Publishing, 2000.

HENZE, M. *Biological wastewater treatment: principles, modelling and design*. IWA Publishing, 2008.

HOUSE, W.A. *Inhibition of calcite crystal growth by inorganic phosphate*. Journal of Colloid and Interface Science. Vol. 119, No. 2, 1987, p. 505-511.

HULTMAN, B., LEVLIN, E., PLAZA, E., STARK, K. *Phosphorus recovery from sludge in Sweden—Possibilities to meet proposed goals in an efficient, sustainable and economical way*. In: Integration and optimisation of urban sanitation systems, proceedings of a Polish-Swedish seminar, Gdansk. Vol. 23, 2003, p. 25, 2003.

IVANOV, V., GUO, C.H., KUANG, S.L., STABNIKOV, V. *Phosphorus recovery and nitrogen removal from wastewater using BiolronTech process*. International Conference on nutrient Recovery from Wastewater Streams. IWA Publishing, Londres, Reino Unido, 2009.

JANSSEN, P.M.J., MEINEMA, K., VAN DER ROEST, H.F. *Biological phosphorus removal, manual for design and operation*. IWA Publishing, 2002.

JAFFER, Y., CLARK, T.A., PEARCE, P., PARSONS, S.A. *Potential phosphorus recovery by struvite formation*. Water Research. Vol. 36, No. 7, 2002, p. 1834-1842.

JAFFER, Y., PEARCE, P. *Phosphorus recovery via struvite production at Slough sewage treatment works, UK – a case study*. In: Phosphorus in Environmental Technologies: Principles and Applications. IWA Publishing, Londres, Reino Unido, 2004, p. 402-427.

JEANMAIRE, N., EVANS, T. *Technico-economic feasibility of P-recovery from municipal wastewaters*. Environmental Technology. Vol. 22, No. 11, 2001, p. 1355-1361.

JENICEK, P., SVEHLA, P., ZABRANSKA, J., LEBLANC, R.J., LAUGHTON, P.J., TYAGI, R. *Reject water treatment by nitrification/denitrification process-influence of ammonia concentration and loading rate*. Query GMSC, 2007, p. 683-690.

JIMÉNEZ, E. *Modelación matemática del proceso de nitrificación en dos etapas. Desarrollo de metodologías de calibración del modelo para un reactor SHARON y un proceso de fangos activados*. Tesis Doctoral. Universidad Politécnica de Valencia, 2010.

KOCH, F.A., MAVINIC, D.S., YONEMITSU, N., BRITTON, A.T. *Fluidized bed wastewater treatment*. U.S. Patent No. 7.622.047, 2009.

KOUTSOUKOS, P.G., AMJAD, Z., TOMSON, M.B., NANCOLLAS, G.H. *Crystallization of calcium phosphates: a constant composition study*. Journal of the American Chemical society. Vol. 102, No. 5, 1980, p. 1553-1557.

KOUTSOUKOS, P.G., VALSAMI-JONES, E. *Principles of phosphate dissolution and precipitation*. ChemInform, Vol. 37, No. 12, 2006.

LACORT, E. *Estudio de alternativas de eliminación y valorización de fósforo de las corrientes de retorno a cabecera en las plantas de tratamiento de aguas residuales urbanas. Simulación y elección de la mejor tecnología disponible*. Tesis de Máster. Universitat Politècnica de Catalunya, 2011.

LE CORRE, K.S., VALSAMI-JONES, E., HOBBS, P., PARSONS, S.A. *Impact of calcium on struvite crystal size, shape and purity*. Journal of Crystal Growth. Vol. 283, No. 3-4, 2005, p. 514-522.

LE CORRE, K.S., VALSAMI-JONES, E., HOBBS, P., JEFFERSON, B., PARSONS, S.A. *Struvite crystallisation and recovery using a stainless steel structure as a seed material*. Water Research. Vol. 41, No. 11, 2007, p. 2449-2456.

LIWARSKA-BIZUKOJC, E., BIERNACKI, R. *Identification of the most sensitive parameters in the activated sludge model implemented in BioWin software*. Bioresource Technology. Vol. 101, No. 19, 2010, p. 7278-7285.

LOEWENTHAL, R.E., MARAIS, G.V.R. *Carbonate Chemistry of Aquatic Systems: Theory and Application*. 1976.

LOEWENTHAL, R.E., EKAMA, G.A., MARAIS, G.V.R. *Mixed weak acid/base systems. I. Mixture characterisation*. Water SA. Vol. 15, No. 1, 1989, p. 3-24.

LOEWENTHAL, R.E., KORNMÜLLER, U.R.C., VAN HEERDEN, E.P. *Modeling struvite precipitation in anaerobic treatment systems*. Water Science and Technology. Vol. 30, No. 12, 1994, p. 107-116.

MAGNET, B. *Estudi de les tecnologies d'eliminació i recuperació del fòsfor en un EDAR*. Proyecto final de Carrera. Universidad Politécnica de Catalunya, 2013.

MAMAS, D., PITT, P.A., CHENG, Y.W., LOIACONO, J., JENKINS, D. *Determination of ferric chloride dose to control struvite precipitation in anaerobic sludge digester*. Water Environmental Research. Vol. 66, No. 7, 1994, p. 912-918.

MAURER, M., BOLLER, M. *Modelling of phosphorus precipitation in wastewater treatment plants with enhanced biological phosphorus removal*. Water Science Tech. Vol. 39, No. 1, 1999, p. 147-163.

METCALF & EDDY. *Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización*. 3ª Ed. Mc Graw-Hill, Madrid, 1995.

METCALF & EDDY. *Wastewater Engineering. Treatment and reuse*. McGraw-Hill, California, Estados Unidos de América, 4ª Edición, 2003.

MEYER, H.J. *The influence of impurities on the growth rate of calcite*. Journal of Crystal Growth. Vol. 66, No. 3, 1984, p. 639-646.

MOLINOS, M., SALA, R., HERNÁNDEZ, F. *Estudio de viabilidad del proceso de recuperación del fósforo contenido en las aguas residuales: una aproximación económica*. Rect@: Revista Electrónica de Comunicaciones y Trabajos de ASEPUMA. Vol. 11, 2010, p. 179-195.

MOMBERG, G.A., OELLERMAN, R.A. *The removal of phosphate by hydroxyapatite and struvite crystallization in South Africa*. Water Science and Technology. Vol. 26, No. 5-6, 1992, p. 987-996.

MONTAG, D. *Phosphorrückgewinnung bei der Abwasserreinigung –Entwicklung eines Verfahrens zur Integration in kommunale Kläranlagen*. Tesis doctoral. RWTH Aachen University, 2008.

MONTAG, D., GETHKE, K., PINNEKAMP, J. *Different strategies for recovering phosphorus: Technologies and costs*. In: International Conference on nutrient recovery from waste water streams, Vancouver, Canadá. IWA Publishing, 2009, p. 159-167.

MÜNCH, E.V., BARR, K. *Controlled struvite crystallization for removing phosphorus from anaerobic digester sidestreams*. Water Research. Vol. 35, No. 1, 2001, p. 151-159.

MÜNCH, E.V., BENESOVSKY-SCOTT, A., JOSEY, J., BARR K. *Making a business from struvite crystallisation for wastewater treatment: turning waste into gold*. 2nd international conference on recovery of phosphates from sewage and animal wastes. Noordwijkerhout, Holanda, 2001.

MUSVOTO, E.V., WENTZEL, M.C., LOEWENTHAL, R.E., EKAMA, G.A. *Integrated chemical-physical processes modelling-I. Development of a kinetic-based model for mixed weak acid/base systems*. Water Research. Vol. 34, No. 6, 2000, p. 1857-1867.

MUSVOTO, E.V., WENTZEL, M.C., EKAMA, G.A. *Integrated chemical-physical processes modelling-II. Simulating aeration treatment of anaerobic digester supernatants*. Water Research. Vol. 34, No. 6, 2000, p. 1868-1880.

NIEMINEM, J. *Phosphorus recovery and recycling from municipal wastewater sludge*. Tesis de Máster. Aalto University, 2010.

NURESYS. *NuReSys-P + Phosphate Recovery from Waste Water + How it works*. Vídeo en línea: [<https://www.youtube.com/watch?v=t0KK-olGirs>; 28 de mayo de 2015].

ONGLEY, E.D. *Lucha contra la contaminación agrícola de los recursos hídricos*. Food & Agriculture Org., No. 55, 1997.

OSTARA NUTRIENT RECOVERY TECHNOLOGIES Home Page. Disponible en línea: [<http://www.ostara.com/>; 28 de mayo de 2016].

OYARZO, M.J. *Precipitación química del fósforo mediante la adición de sulfato de aluminio en plantas de tratamiento de aguas*. Trabajo de titulación, Universidad de Magallanes, 2007.

R-REX. *Pearl® Struvite crystallisation in sludge liquor. Technical Factsheet – February 2015*. Disponible en línea: [http://p-rex.eu/uploads/media/PREX_Factsheet_PEARL.pdf; 21 de septiembre de 2015].

PARSONS, D., SMITH, J.A. *Phosphorus removal and recovery from municipal wastewaters*. Elements. Vol. 4, No. 2, 2008, p. 109-112.

PASTOR, L. *Estudio de la precipitación y recuperación del fósforo presente en las aguas residuales en forma de estruvita ($MgNH_4 \cdot 6H_2O$)*. Tesis doctoral. Universidad Politécnica de Valencia, 2008.

PETZET, S., CORNEL, P. *P-recovery from sewage sludge and sewage sludge ashes*. In: BALTIC 21 – Phosphorus Recycling and Good Agricultural Management Practice, Berlín, Alemania. Vol. 21, 2009.

PLANT, L.J., HOUSE, W.A. *Precipitation of calcite in the presence of inorganic phosphate*. Colloid and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects. Vol. 203, No. 1, 2002, p. 143-153.

REMY, M., DRIESSEN, W., HENDRICKX, T., HAARHUIS, R. *Recovery of phosphorus by formation of struvite with the Phospaq™ process*. In: 18th European Biosolids and Organic Resources Conference, Manchester, Reino Unido, 2013.

ROBERTS, T.L., STEWART, W.M. *Inorganic phosphorus and potassium production and reserves*. Better Crops. Vol. 86, No. 2, 2002, p. 6-7.

SARTORIUS, C., VON HORN, J., TETTENBORN, F. *Phosphorus recovery from wastewater – state-of-the-art and future potential*. Proceedings of the Water Environment Federation. Vol. 2011, No. 1, 2011, p. 299-316.

SCHAUM, C., CORNEL, P., JARDIN, N. *Possibilities for a phosphorus recovery from sewage sludge ash*. In: Proceedings Conference on the Management of Residues Emanating from Water and Wastewater Treatment, Johannesburg, South Africa, 2005, p. 9-12.

SEYMOUR, D. Kennedy/Jenks Consultants. *Can nutrient recovery be a financially sustainable development objective?* In: PNWCA (Pacific Northwest Clean Water Association), 2009 Annual Conference on Water Quality, Idaho, Estados Unidos de América, 2009.

SHARPLEY, A.N., WITHERS, P.J.A., ABDALLA, C.W., DODD, A.R. *Strategies for the sustainable management of phosphorus*. Agriculture, phosphorus and water quality. Monograph American Society of Agronomy, 2005, p. 1069-1101.

SHU, L., SCHNEIDER, P., JEGATHEESAN, V., JOHNSON, J. *An economic evaluation of phosphorus recovery as struvite from digester supernatant*. Bioresource Technology. Vol. 97, No. 17, 2006, p. 2211-2216.

SILLEN, L.G., MARTELL, A.E. *Stability constants of metal ion complexes*. London: Chemical Society. Vol. 17, 1964.

STRATFUL, I., SCRIMSHAW, M.D., LESTER, J.N. *Conditions influencing the precipitation of magnesium ammonium phosphate*. Water Research. Vol. 35, No. 17, 2001, p. 4191-4199.

STURROCK, P.L.K., BENJAMIN, L., LOEWENTHAL, R.E., MARAIS, G.V.R. *Calcium carbonate precipitation kinetics, 1. Pure system kinetics*. Water SA. Vol. 2, No. 3, 1976, p. 101-109.

SUZUKI, K., TANAKA, Y., KURODA, K., HANAJIMA, D., FUKUMOTO, Y. *Recovery of phosphorus from swine wastewater through crystallization*. Bioresource Technology. Vol. 96, No. 14, 2005, p.1544-1550.

TARUYA, T., UENO, Y., FUJII, M. *Development of phosphorus resource recycling process from sewage*. In: 1st World Water Congress of IWA, París, Francia, 2000, p. 03-06.

U.S. Geological Survey. *Mineral commodity summaries 2014*. Disponible en línea: [<http://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/mcs/2014/mcs2014.pdf>, 28 de mayo de 2015].

UENO, Y., FUJII, M. *Three year experience of operating and selling recovered struvite from full-scale plant*. Environmental Technology. Vol. 22, No. 11, 2001, p. 1373-1381.

VAN KEMENADE, M.J.J.M., BRUYN, P.L. *A kinetic study of precipitation from supersaturated calcium phosphate solutions*. Journal of Colloid and Interface Science. Vol. 118, No. 2, 1987, p. 564-585.

VESILIND, P.A. *Wastewater Treatment Plant Design*. Water Environment Federation, Alexandria, Estados Unidos de América, IWA Publishing, 1998.

VON HORN, J., SARTORIUS, C. *Impact of supply and demand on the price development of phosphate (fertilizer)*. In: International conference on nutrient recovery from wastewater streams, Vancouver, Canadá, 2009, p. 45-54.

WEBB, K.M., HO, G.E. *Struvite ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$) solubility and its application to a piggery effluent problem*. Water Science Technology. Vol. 26, No. 9-11, 1992, p. 2229-2232.

WENTZEL, M.C., MUSVOTO, E.V., EKAMA, G.A. *Application of integrated chemical-physical processes modelling to aeration treatment of anaerobic digester liquors*. Environmental Technology. Vol. 22, No. 11, 2001, p. 1287-1293.

WILD, D., KISLIAKOVA, A., SIEGRIST, H. *P-fixation by Mg, Ca and Zeolite A during stabilization of excess sludge from enhanced biologic P-removal*. Water Science and Technology. Vol. 34, No. 1, 1996, p. 391-398.

WILD, D., KISLIAKOVA, A., SIEGRIST, H. *Prediction of recycle phosphorus loads from anaerobic digestion*. Water Research. Vol. 31, No. 9, 1997, p. 2300-2308.

WU, Q., BISHOP, P.L. *Enhancing struvite crystallization from anaerobic supernatant*. Journal of Environmental Engineering and Science. Vol. 3, No. 1, 2004, p. 21-29.

WURTSBAUGH, V.A., VINCENT W., ALFARO TAPIA, R., VINCENT, C.L., RICHARDSON, P.J. *Nutrient limitation of algal growth and N fixation in a tropical alpine lake, L. Titicaca (Perú/Bolivia)*. Freshwater Biol. Vol. 15, No. 2, 1985, p. 185-195.