

Canal de  
Isabel II

## CUADERNOS DE I+D+i

# 15

Experiencias para la recuperación del  
fósforo de las aguas residuales  
en forma de estruvita en Canal de Isabel II







© Canal de Isabel II – 2011

**Autores:**

Enrique Pablo Sánchez Hernández (Investigador principal)  
Bruno Rodríguez Rodríguez,  
Rafael Heredero Rodríguez,  
Regina María García-Peñuela Negrón

Alfredo Polo Sánchez (Investigador responsable del grupo CSIC)  
María Gemma García González (CSIC),  
César Plaza de Carlos (CSIC),  
Esther María García López de Sá (CSIC),  
Rafael Sanz de la Morena (CSIC)

**Dirección del estudio:**  
Jaime Flores Cabeza

Agradecemos la colaboración e implicación en el proyecto de Manuel Francisco Colmenarejo Morcillo y del Departamento de Análisis del Instituto de Ciencias Agrarias del Consejo Superior de Investigaciones Científicas; a Guillaume Bonnet de Magnesitas de Navarra, por su desinteresada cooperación; a Isabel Calvo Simón y María Gómez Mayoral de Canal de Isabel II, por su asistencia e implicación durante la ejecución de la Planta Piloto y el desarrollo del plan experimental

ISSN: 2254-8955

Depósito Legal:  
M-30174-2012

Maquetación:  
BLINK Comunicación S.L.

Impresión:  
Estilo Estugraf Impresores, S.L.



CUADERNOS DE I+D+i

15

Experiencias para la recuperación del fósforo de las aguas residuales en forma de estruvita en Canal de Isabel II



## EXCLUSIÓN DE RESPONSABILIDAD



Las afirmaciones recogidas en el presente documento reflejan la opinión de los autores y no necesariamente la de Canal de Isabel II.

Tanto Canal de Isabel II como los autores de este documento declinan todo tipo de responsabilidad sobrevenida por cualquier perjuicio que pueda derivarse a cualesquiera instituciones o personas que actúen confiadas en el contenido de este documento, o en las opiniones vertidas por sus autores.

## PRESENTACIÓN

Los cuadernos de I+D+i de Canal de Isabel II forman parte de la estrategia de gestión del conocimiento de la empresa y del desarrollo del Plan de Investigación, Desarrollo e Innovación.

Son elemento de difusión de proyectos e iniciativas desarrollados y auspiciados desde Canal de Isabel II para la innovación en las áreas relacionadas con el servicio de agua en el entorno urbano.

Exponen las diferentes problemáticas abordadas en cada proyecto junto con los resultados obtenidos. La intención al difundirlos mediante estas publicaciones es compartir las experiencias y conocimientos adquiridos con todo el sector de servicios de agua, con la comunidad científica y con cuantos desarrollan labores de investigación e innovación. La publicación de estos cuadernos pretende contribuir a la mejora y eficiencia de la gestión del agua y, en consecuencia, a la calidad del servicio prestado a los ciudadanos.

Los cuadernos de I+D+i ya publicados son los que figuran en la presente tabla.

Nº colección	Cuadernos Investigación, Desarrollo e Innovación publicados
1	Transferencias de derechos de agua entre demandas urbanas y agrarias. El caso de la Comunidad de Madrid
2	Identificación de rachas y tendencias hidrometeorológicas en el ámbito del sistema de Canal de Isabel II
3	Participación de Canal de Isabel II en el Proyecto Internacional de Eficiencia en la Gestión (IDMF)
4	Microcomponentes y factores explicativos del consumo doméstico de agua en la Comunidad de Madrid
5	El agua virtual y la huella hidrológica en la Comunidad de Madrid
6	Estudio de potenciales de ahorro de agua en usos residenciales de interior
7	Investigación sobre potenciales de eficiencia con el empleo de lavavajillas
8	Precisión de la medida de los consumos individuales de agua en la Comunidad de Madrid
9	Proyecto de investigación para la definición y evaluación de la aplicabilidad de un bioensayo para la determinación de la toxicidad del agua utilizando embriones de Pez Cebra
10	Eficiencia en el uso del agua en jardinería en la Comunidad de Madrid
11	Técnicas de teledetección y sistemas de información geográfica para la evaluación de la demanda de agua para usos de exterior en la Comunidad de Madrid
12	Estudio sobre la dinámica de cianotoxinas en dos embalses de abastecimiento de Canal de Isabel II
13	Desarrollo de un sistema de validación, estimación y predicción de consumos horarios por sectores para la red de distribución de Canal de Isabel II
14	Seguimiento de la consolidación del desarrollo urbano en la Comunidad de Madrid mediante técnicas de teledetección

## FICHA TÉCNICA

<b>Título del proyecto</b>	Planta piloto en EDAR para evaluar el procedimiento de recuperación del fósforo de las aguas residuales en forma de estruvita
<b>Línea de investigación</b>	Integración ambiental y sostenibilidad
<b>Unidades implicadas de Canal de Isabel II</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Subdirección de Operación de Depuración</li> <li>• Subdirección de Ingeniería y Construcción</li> <li>• Subdirección de I+D+i</li> </ul>
<b>Participación externa</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• CSIC (Consejo Superior de Investigaciones Científicas)</li> <li>• CYCLUS ID</li> </ul>
<b>Objeto y justificación del proyecto</b>	<p>La incidencia de la descarga de nutrientes en los problemas de eutrofización y la previsible escasez del fósforo como elemento finito en la naturaleza, han conducido a los investigadores, durante los últimos 10-12 años, a la realización de multitud de estudios orientados al desarrollo de tecnologías eficientes para la recuperación del fósforo de las aguas residuales en forma de estruvita, al estudio de las variables que tienen incidencia en el proceso y la aplicación de la estruvita como fertilizante.</p> <p>Canal de Isabel II decide emprender un proyecto de I+D+i con el objetivo de construir una planta piloto a escala semindustrial para evaluar el procedimiento de precipitación de estruvita de forma controlada.</p>
<b>Contribución al estado del arte</b>	El proyecto supone un avance en el conocimiento sobre tecnologías de recuperación del fósforo de las aguas residuales en forma de estruvita
<b>Resumen del desarrollo del proyecto e hitos relevantes</b>	<p>El proyecto, desarrollado en colaboración por las áreas de Operación de Depuración, Ingeniería y Construcción e I+D+i de Canal de Isabel II, durante los años 2008 a 2010, se llevó a cabo mediante un convenio con CSIC, que regulaba los derechos de explotación y licencia de la patente del CSIC, un contrato de proyecto y obra para la ejecución de la planta piloto, su mantenimiento y desmantelado posterior, y una asistencia técnica durante la construcción de la planta y dirección del plan experimental.</p> <p>El procedimiento, de manera simplificada, consiste en mezclar en un reactor de lecho fluidizado el efluente procedente de los reboses de deshidratación por centrifugación de lodos digeridos por vía anaerobia (RC), convenientemente decantado y ajustado su pH, con un reactivo (una solución de magnesio derivado de la reacción de un subproducto de la minería del magnesio con el CO<sub>2</sub> procedente de los escapes de los moto-generadores) obteniendo un producto, la estruvita, fertilizante de liberación lenta y altas prestaciones.</p>
<b>Resumen de resultados obtenidos</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Se han investigado y optimizado los parámetros más importantes que afectan al rendimiento de la reacción de producción de estruvita.</li> <li>• Se ha cuantificado el efecto de la concentración de P del RC sobre la eficiencia del proceso.</li> <li>• Bajo determinadas condiciones, se ha demostrado la viabilidad técnica y económica de un proceso que permite la retirada de P, N y CO<sub>2</sub>, obteniendo estruvita como producto final.</li> </ul>
<b>Líneas de investigación abiertas para la continuación de los trabajos</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• La relación entre la eliminación biológica incrementada de P y la recuperación de P en forma de estruvita como alternativa a la precipitación química.</li> <li>• Estudio de mercado de la estruvita como fertilizante.</li> </ul>

## RESUMEN EJECUTIVO

El gran desarrollo industrial y demográfico ocurrido en los años recientes ha provocado un incremento de la contaminación de las aguas. La descarga de nutrientes a las aguas naturales ha contribuido al incremento de los problemas de eutrofización, produciendo graves afecciones a la vida acuática, así como a las fuentes de suministro de aguas para usos industriales y domésticos.

Se han emprendido un gran número de iniciativas legales para solucionar estos problemas. La directiva de la Unión Europea 91/271 regula los tratamientos de aguas residuales urbanas y uno de los temas más importantes que esta directiva trata es la eliminación del fósforo y del nitrógeno cuando el vertido se produce en zonas sensibles.

Antes de descargar las aguas residuales a los cuerpos receptores es obligatoria la eliminación del fósforo. La industria de tratamiento de aguas residuales usa actualmente diferentes técnicas para la eliminación de este elemento. Algunos métodos son empleados a gran escala y otros sólo a escala experimental y por lo tanto, a pequeña escala, pero en todos los casos, el fósforo se extrae convirtiéndolo en una fracción sólida.

Los reboses de deshidratación de la centrifugación de los lodos producidos durante la digestión anaerobia en grandes depuradoras contienen una elevada concentración de fósforo. Este hecho hace muy interesante intentar la recuperación de dicho fósforo, mediante cristalización, a partir de los escurridos de la deshidratación.

La estruvita es un compuesto cristalino que aparece de forma espontánea, como incrustaciones, en algunas áreas de las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR). La estruvita se compone de fósforo, nitrógeno y magnesio, con una baja concentración de agua y metales pesados. Puede ser usada tanto como fertilizante de liberación lenta como en usos industriales (productos de limpieza, productos químicos, etc.).

En las EDAR se han empleado diferentes técnicas para prevenir o eliminar dichas incrustaciones tales como dosificación de sales de hierro o adición de inhibidores químicos. Sin embargo, el éxito de estas acciones no está solamente determinado por la eliminación de la estruvita, sino también por el coste asociado a estas soluciones. Considerando, además, las propiedades de la estruvita como un buen fertilizante y su producción como un procedimiento para la eliminación de nitrógeno y de fósforo, la idea de su cristalización en un reactor específico para prevenir su formación espontánea ha sido ampliamente investigada.

Se han efectuado múltiples estudios para desarrollar una tecnología económica y efectiva para la obtención de estruvita a partir de aguas residuales de diferentes orígenes y sometidas a diversos pretratamientos. En la mayoría de los estudios a escala piloto, así como en las plantas de producción de estruvita a gran escala, el procedimiento de cristalización se basa en el empleo de reactores de lecho fluidizado para lograr la mayor efectividad del proceso.

En Gifhorn, ciudad de Baja Sajonia en Alemania, se encuentra en operación desde 2005 una planta a gran escala para la producción de estruvita a partir de reboses anaerobios centrifugados de la EDAR municipal de dicha ciudad, que sirve a una población de 59.000 habitantes.

Entre los años 2004 y 2008, el Centro de Ciencias Medioambientales (en adelante CCMA) del Consejo Superior de Investigaciones Científicas (en adelante CSIC) procedió a estudiar la aplicación de una tecnología para la obtención de estruvita, a partir de las aguas residuales de EDAR ubicadas en la Comunidad de Madrid. La producción de estruvita requiere la presencia de tres elementos: fósforo, nitrógeno y magnesio. Los dos primeros, fósforo y nitrógeno, son abundantes en las aguas residuales pero el tercero, el magnesio, suele presentarse en cantidades pequeñas y es necesaria una fuente adicional del mismo para lograr la cristalización de la estruvita.

El proceso desarrollado por el CCMA presenta dos novedades, protegidas por patente, en la obtención del magnesio adicional respecto a otras formas de producción:

- Utilización de un subproducto derivado de la fabricación de magnesita como fuente de magnesio.
- Utilización de los gases de combustión de los motogeneradores existentes en la EDAR como fuente de dióxido de carbono, para la liberación del magnesio del subproducto citado en el punto anterior.

Con las mejoras desarrolladas en el CCMA, el fósforo, el nitrógeno y el magnesio provienen de fuentes con coste bajo o nulo, si se compara con otras formas de fabricación, por lo que los costes finales de producción serán menores. Estos estudios permitieron concluir que el proceso de fabricación era factible a escala de laboratorio.

En el año 2010, Canal de Isabel II en colaboración con el CCMA, construyó una planta piloto a escala semindustrial en la EDAR Arroyo del Soto (Móstoles, Madrid) para evaluar el procedimiento de cristalización de estruvita mediante la tecnología desarrollada por el CCMA (ver figura 1). El proyecto tuvo una duración de veintitrés meses, incluidos en este plazo, el diseño y construcción de la Planta Piloto.

Figura 1. Planta Piloto



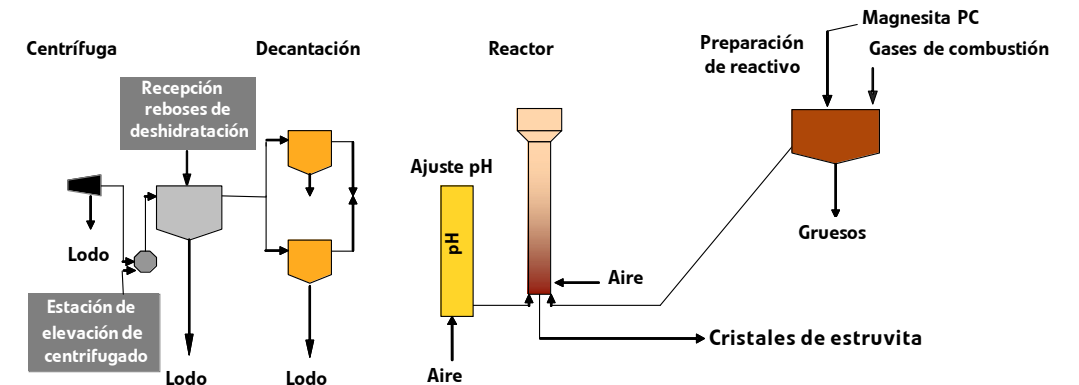
Con la Planta Piloto operativa se acometieron los ensayos experimentales encaminados a la definición y optimización de los parámetros que controlan el proceso de precipitación.

Para conseguir un rendimiento alto en la cristalización de estruvita es necesario aplicar a los productos implicados en el proceso varios pretratamientos, que se esquematizan en la figura 2. El rebose procedente de la deshidratación de lodos (en adelante rebose RC<sup>1</sup>) debe ser sometido a una decantación para que la concentración de sólidos en suspensión sea lo suficientemente baja. Una vez sedimentado, el pH del rebose RC se eleva a valores cercanos a 8,2 que, según las pruebas de laboratorio, es el más adecuado para la preparación de estruvita.

<sup>1</sup> RC: Reboses de deshidratación por centrifugación de los lodos de digestión anaerobia de las EDAR, utilizados como afluente en la precipitación de estruvita.

Por otro lado, el subproducto de calcinación de fabricación del óxido de magnesio se disuelve en agua y en la solución se inyectan los gases de escape de los generadores eléctricos de la EDAR. El dióxido de carbono de estos gases libera el magnesio contenido en el subproducto de calcinación y el resultado es una solución rica en magnesio.

Figura 2. Esquema del proceso



Por último, el rebose RC acondicionado y la solución de magnesio se introducen en un reactor de lecho fluidizado donde ocurre la reacción de cristalización de estruvita. El producto obtenido se retira del reactor y se lleva a secado para reducir su contenido en agua al 10 por cien.

Durante el plan experimental se realizaron los ensayos encaminados a fijar los parámetros y condiciones óptimos de operación, tales como tiempos de retención hidráulica, dosificaciones de gases, velocidades de agitación, etc. Una vez ajustada la planta a un funcionamiento óptimo se comenzó con la producción de estruvita para valorar los rendimientos alcanzables y la calidad del producto final.

### Conclusiones

El producto final conseguido fue un precipitado constituido, en su mayor parte, por un sólido cristalizado compuesto por estruvita. De acuerdo a los datos recabados se puede obtener un producto con una pureza de más del 90 por cien cuando se trata un rebose RC procedente de la deshidratación con una concentración de fósforo superior a los 40 miligramos por litro. El rendimiento del proceso, entendido como el porcentaje de fósforo eliminado del rebose RC, es dependiente de la concentración de fósforo en dicho rebose. Para los 40 miligramos por litro citados anteriormente se observó un rendimiento de sólo el 50 por cien, mientras que a concentraciones superiores a 80 miligramos por litro el rendimiento superaba el 90 por cien.

Con la información conseguida durante los meses de funcionamiento de la Planta Piloto se procedió a dimensionar una planta a escala industrial y a valorar el coste de construcción.

Para un caudal de rebose RC de 570 metros cúbicos por día y una concentración de fósforo de 80 miligramos por litro se estimó un coste de construcción de 500.000 euros.

A partir de este coste, de los costes de explotación y de las reducciones en los costes de precipitación química y gestión de fangos se elaboró el análisis económico de una planta a escala industrial (figuras 3 y 4).



Figura 3. Valor neto actual, EDAR Arroyo de la Vega

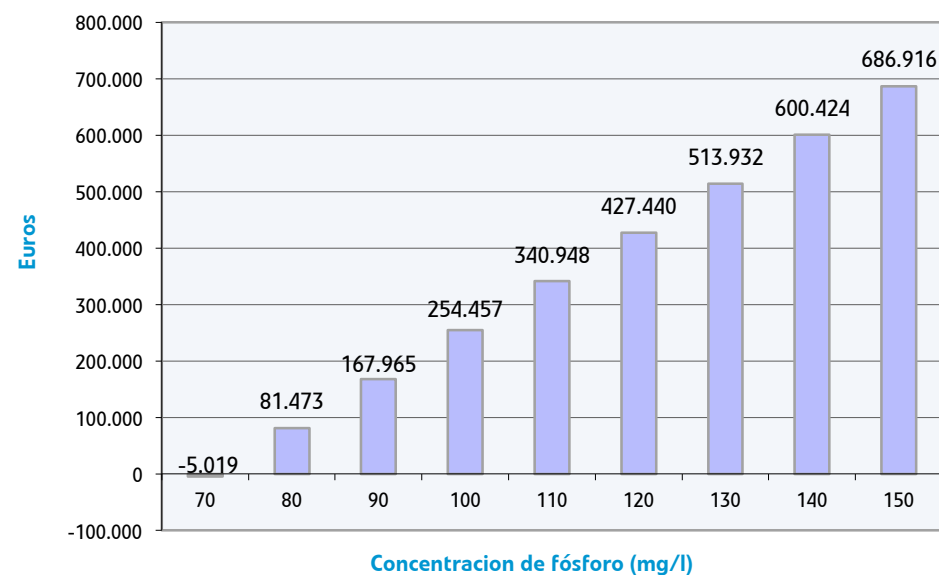
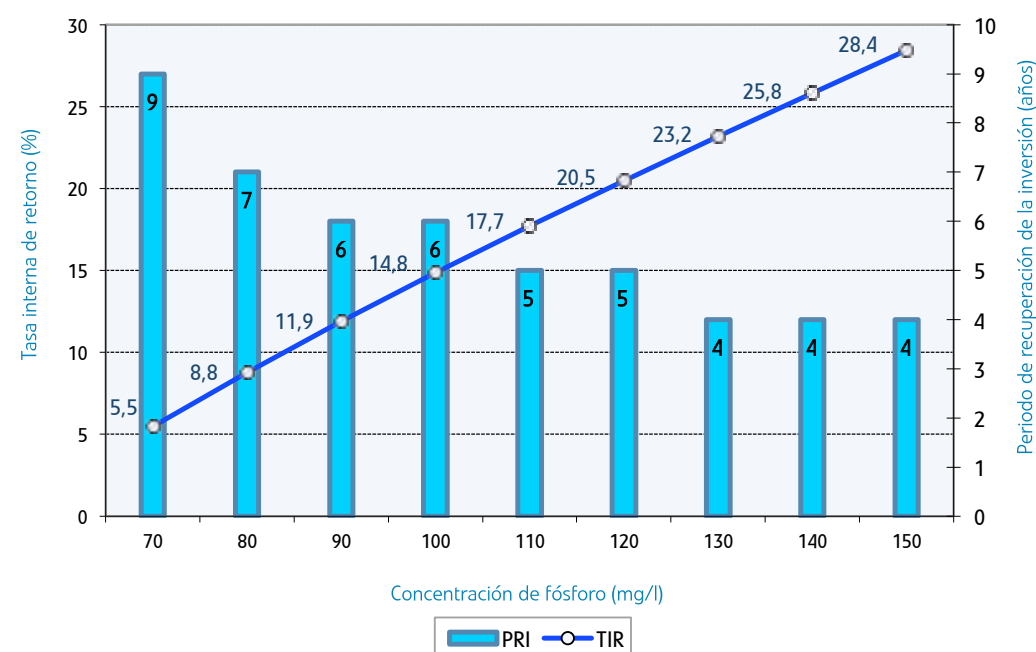


Figura 4. Tasa interna de retorno y periodo de recuperación de la inversión



Otro parámetro a tener en cuenta a la hora de implantar esta tecnología es la cantidad mínima de fósforo a tratar para que la operación sea económicamente rentable. El análisis económico permitió establecer un valor de 16,5 toneladas anuales como valor a partir del cual la tecnología es económicamente factible.

Por último, se valoró la posibilidad de implantar la tecnología en las EDAR gestionadas por Canal de Isabel II. Esta valoración se basó en las analíticas de los reboses de escurrido de la deshidratación por centrifugación de los lodos de digestión anaerobia RC que estaban disponibles en las fechas de desarrollo del proyecto. Dado que los análisis químicos no fueron realizados específicamente para este proyecto las conclusiones a las que se llegó sólo pueden considerarse orientativas.

Todas la EDAR consideradas, excepto Arroyo de la Vega y Sur, tienen una concentración de fósforo inferior a 80 miligramos por litro, debido a la adaptación de requerimiento a Zona Sensible de las depuradoras de Canal de Isabel II. La tabla 1 refleja los valores de concentración de fósforo observados en las EDAR de Canal de Isabel II.

Tabla 1. Valores de P en EDAR

EDAR	Caudal Reboses Estimado medio (m <sup>3</sup> /d)	Funcionamiento Deshidratación (h/d)	Rebose Centrifugación (P total (mg/l))			P total a tratar t/año <sup>(2)</sup>
			P total (mg/l)			
			Media <sup>(1)</sup>	Mínima	Máxima	
Arroyo de la Vega	280	20	<b>155</b>	91	200	<b>15,841</b>
Arroyo del Soto	540	20				
El Endrinal	190	12	34	32	37	2,389
Arroyo Culebro CMA	725	16	57	12	138	<b>15,084</b>
Arroyo Culebro CB	755	17	22	15	30	6,063
Torrejón de Ardóz	196	9				
La Reguera	192	8	15	5,8	23	1,051
Sur	1.710	24	<b>107</b>	53	168	<b>66,784</b>
Butarque	1.202	20	34	29	39	<b>14,921</b>
Sur Oriental	167	13	20	9	25	1,219
Viveros	1.578	23	45	12	89	<b>25,765</b>
China	1.815	24	20	12	32	13,250
Rejas	435	16	15	11	20	2,382
Valdebebas	174	13	16	8,6	28	1,016

(1) Valores fósforo total > 80 miligramos por litro

(2) En negrita los valores de fósforo total cercanos al umbral de 16,5 toneladas/año

Por consiguiente, al considerar tanto los aspectos técnicos como económicos, se podría eliminar fósforo mediante la producción de estruvita en las EDAR: Arroyo de la Vega y Sur.

Teniendo en cuenta otras características de las dos EDAR, la opción más atractiva sería Arroyo de la Vega.

# ÍNDICE DE CONTENIDOS

## 1. INTRODUCCIÓN página 19

## 2. OBJETIVOS DEL PROYECTO página 23

## 3. PLANTEAMIENTO METODOLÓGICO página 27

## 4. REVISIÓN DE ANTECEDENTES Y EXPERIENCIAS PREVIAS página 31

- 4.1. Factores que inciden en la formación de estruvita
- 4.2. Uso de la estruvita como fertilizante
- 4.3. Tecnologías de producción de estruvita
- 4.4. Consideraciones económicas

## 5. ESTUDIOS EFECTUADOS EN EL CENTRO DE CIENCIAS MEDIOAMBIENTALES página 45

## 6. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA PILOTO página 55

- 6.1. Bases de diseño
- 6.2. Dimensionamiento
- 6.3. Ubicación
- 6.4. Diagrama de flujo

## 7. PLAN EXPERIMENTAL página 65

- 7.1. Caracterización del rebose de deshidratación por centrifugación de lodos de digestión anaerobia RC
- 7.2. Ensayos en régimen de operación discontinuos
- 7.3. Ensayos en régimen continuo

## 8. RESULTADOS OBTENIDOS EN EL PLAN EXPERIMENTAL página 77

- 8.1. Caracterización del rebose de deshidratación por centrifugación de lodos de digestión anaerobia RC
- 8.2. Ensayos en régimen de operación discontinuo
- 8.3. Ensayos en régimen de operación continuo

## 9. CONCLUSIONES DEL PLAN EXPERIMENTAL página 173

## 10. ESTUDIO DE INTEGRACIÓN DEL NUEVO PROCESO EN LA EDAR. PROPUESTA DE PLANTA A GRAN ESCALA página 179

## 11. ANÁLISIS ECONÓMICO página 197

## 12. IMPLANTACIÓN EN CANAL DE ISABEL II página 209

## 13. ANEXOS página 213

- Anexo 1. Referencias
- Anexo 2. Índice de figuras
- Anexo 3. Índice de tablas

1

Introducción

El gran desarrollo industrial y demográfico ocurrido en años recientes ha provocado un incremento de la contaminación de las aguas. La descarga de nutrientes a las aguas naturales ha contribuido al incremento de los problemas de eutrofización, produciendo graves consecuencias a la vida acuática, así como a las fuentes de suministro de aguas para usos industriales y domésticos. Un gran número de iniciativas legales han sido emprendidas para solucionar estos problemas, una de ellas es la directiva de la Unión Europea 91/271 acerca de los tratamientos de aguas residuales urbanas. En esta directiva, uno de los temas más importantes se refiere a la eliminación del fósforo y del nitrógeno cuando la descarga se produce en zonas sensibles (Doyle y Parsons, 2002; Jaffer y col., 2002; Molinari y col., 2004).

Generalmente, los sistemas de tratamiento biológico secundario no son completamente adecuados para lograr los estándares de calidad requeridos para su vertido. Se necesitan etapas de tratamiento posterior para alcanzar la eficiencia deseada y asegurar la desnitrificación y la eliminación del fósforo. En particular, la reducción del contenido de fósforo requiere el empleo de medios químicos o biológicos. La eliminación de nutrientes por la vía biológica es generalmente un proceso útil y bien establecido aunque su efectividad pueda ser poca, mientras que la eliminación del fósforo tiene ciertas desventajas, principalmente que impide la reutilización del fósforo. Por el contrario, la eliminación del fósforo para obtener un material reciclable, en particular si está en forma de *pellets* con un bajo contenido en agua y una alta concentración de fósforo, puede ser usado como un fertilizante de liberación lenta o en usos industriales como productos de limpieza, productos químicos e ignífugos. De esta forma, además, se pueden reducir los costos de disposición de lodos (Battistoni y col., 2002).

Por otra parte, algunos estudios sugieren que dentro de 70 años las reservas tradicionales de fósforo estarán ya agotadas (Driver y col., 1999).

La directiva 91/271 obliga a eliminar el fósforo antes de descargar las aguas residuales a los cuerpos receptores. La industria de tratamiento de aguas residuales actualmente usa diferentes métodos para la eliminación de fósforo. Algunos métodos son empleados a gran escala y otros sólo a escala experimental y por lo tanto a pequeña escala, (Bashan y Bashan, 2004., Trepanier y col., 2002; Duenas y col., 2003). En todos los casos, el fósforo es retirado convirtiéndolo en una fracción sólida.

La estabilización de lodos en grandes depuradoras de aguas residuales domésticas usualmente se efectúa mediante la digestión anaerobia. En este proceso, la materia orgánica es transformada en metano y dióxido de carbono por la acción de diferentes grupos de bacterias. La principal ventaja de este proceso es la reducción del volumen de lodo y la obtención de metano, que es empleado como combustible. Durante la digestión anaerobia de lodos obtenidos en los procesos biológicos con eliminación de fósforo, la mayoría del fósforo almacenado por las bacterias Poli-P y parte del fósforo contenido en la materia orgánica es liberado. El rebose RC desechado contiene una elevada concentración de fósforo, lo cual hace muy interesante la recuperación de ese fósforo mediante cristalización. Otros reboses RC desechados como el de los depósitos de espesamiento pueden ser empleados con ese objetivo (Pastor y col., 2008).

Entre las técnicas empleadas para recuperar fósforo de las aguas residuales una de las más atractivas es su cristalización en forma de estruvita.

La estruvita es un compuesto cristalino que aparece espontáneamente como incrustaciones en áreas específicas de las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR), tales como las tuberías que conducen los licores de lodos, centrífugas, filtros, prensas e intercambiadores de calor, entre otras (Doyle y Parsons, 2002).

La composición química de la estruvita es:

Ecuación 1



En las EDAR se han empleado diferentes técnicas para prevenir o eliminar tales incrustaciones con efluentes de la instalación (Borgerding, 1972), como son: acción preventiva por dosificación de sales de hierro (Mamais y col., 1994) o adición de inhibidores químicos (Doyle y Parsons, 2004).

Sin embargo, el éxito de tales esquemas no está solamente determinado por la eliminación de la estruvita sino también por el costo asociado a estas soluciones (Neethling y Benisch, 2004). Considerando, sin embargo, las propiedades de la estruvita como un buen fertilizante y su producción como un procedimiento para la eliminación de nitrógeno y de fósforo, la idea de su cristalización en un reactor específico para prevenir su formación espontánea ha sido ampliamente investigada (Ohlinger y col., 2000; Munch y Barr; 2001).

2

Objetivos del proyecto

El proyecto se marcó el objetivo de la construcción de una Planta Piloto a escala semindustrial para evaluar el procedimiento de precipitación de estruvita de forma controlada, mezclando un reactivo rico en magnesio con el flujo de los escurridos de las centrifugas.

El proceso permite retirar y reutilizar el fósforo de las aguas residuales, obteniéndose un fertilizante de altas prestaciones.

La novedad del procedimiento que se propone consiste en utilizar, como reactivo para la precipitación de estruvita, un subproducto procedente de la fabricación del óxido de magnesio (MgO), mediante la calcinación de magnesita, en el contexto del proyecto se ha llamado magnesita PC.

Se pretende la evaluación a escala semindustrial de la referida tecnología, estudiada a escala de laboratorio, con el fin de optimizar los parámetros básicos de la misma para su ulterior aplicación a una escala industrial.

3

Planteamiento metodológico

La ejecución del proyecto se dividió en las fases detalladas a continuación:

- Revisión de antecedentes y experiencias previas.
- Estudios de laboratorio a realizar en el Centro de Ciencias Medioambientales (CCMA).
- Diseño y construcción de la Planta Piloto.
- Definición, desarrollo y valoración de resultados de un plan de experimentación en la Planta Piloto.
- Elaboración de una propuesta de planta a escala industrial que incluya un análisis de viabilidad económica.
- Valoración de la posibilidad de implantación de la tecnología en Canal de Isabel II.

A partir de los antecedentes y experiencias previas consultadas en diversas publicaciones se estudió, en primer lugar a escala de laboratorio, la aplicación de una tecnología para la obtención de estruvita a partir de los reboses de deshidratación por centrifugación de los lodos producidos en la digestión anaerobia (RC), y usando como fuente de magnesio un subproducto procedente de la fabricación del óxido de magnesio (MgO) mediante la calcinación de magnesita (en adelante nos referiremos a este producto como magnesita calcinada calidad PC, o simplemente, magnesita PC).

Inicialmente, se realizaron una serie de ensayos en laboratorio empleando agua residual sintética y la magnesita PC en dos formas distintas: tamizado o triturado. Con estos experimentos se establecieron unos valores preliminares de los parámetros que controlan el proceso de cristalización de la estruvita y se pudo desarrollar un modelo cinético que describe los mecanismos de formación de estruvita y de eliminación del fósforo, así como la concentración de equilibrio del fósforo. A continuación, se analizó la forma de preparación de la magnesita PC para conseguir la mejor reacción con los reboses de deshidratación por centrifugación de lodos digeridos RC.

Con la estruvita cristalizada en laboratorio se llevaron a cabo estudios encaminados a comparar su comportamiento como fertilizante frente a otros fertilizantes comerciales.

A partir de los resultados experimentales obtenidos a escala de laboratorio se desarrolló una tecnología basada en el empleo de magnesita PC, utilizando como fuente de CO<sub>2</sub> los gases producto de la combustión del metano obtenido de los digestores anaerobios, con el objetivo de facilitar la disolución del óxido de magnesio presente. Además, se empleó una tecnología de lecho fluidizado para llevar a cabo la reacción de formación de estruvita y el crecimiento de los cristales en un reactor de diámetro variable.

Con el fin de valorar la viabilidad de esta tecnología, Canal de Isabel II instaló en la EDAR Arroyo del Soto (Móstoles, Madrid) una Planta Piloto con el propósito específico de servir de apoyo tecnológico e instrumental a la experimentación, simulación y optimización del procedimiento. En una fase inicial, con una duración de seis meses, se licitó, por parte de Canal de Isabel II, un contrato para el diseño y construcción de la Planta Piloto. En una segunda fase, también con una duración de seis meses, se construyó la planta.

Con la Planta Piloto operativa se realizaron, durante ocho meses, los ensayos experimentales descritos en el capítulo 7 y que se resumen en tres grandes bloques:

- Optimizar a escala piloto semindustrial el proceso de nucleación y crecimiento de los cristales hasta obtener una calidad y un tamaño adecuado para la comercialización y aplicación sobre el terreno. La calidad fisicoquímica del producto fertilizante se define por su contenido de estruvita.
- Evaluar los rendimientos de producción mediante simulación en continuo del procedimiento desarrollado.
- Evaluar la influencia del nuevo proceso en el funcionamiento de la EDAR.

Por último y a partir de la experiencia conseguida durante los meses de funcionamiento de la Planta Piloto se definieron las características de una planta a escala industrial y su viabilidad económica.

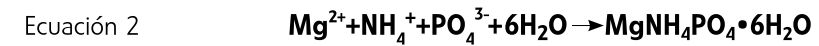
Durante el desarrollo del proyecto se contó con la colaboración del grupo de investigación del Centro de Ciencias Medioambientales (CCMA), el cual también asesoró en el diseño, dimensionado e ingeniería básica necesaria para la construcción de la Planta Piloto.



# 4

Revisión de antecedentes  
y experiencias previas

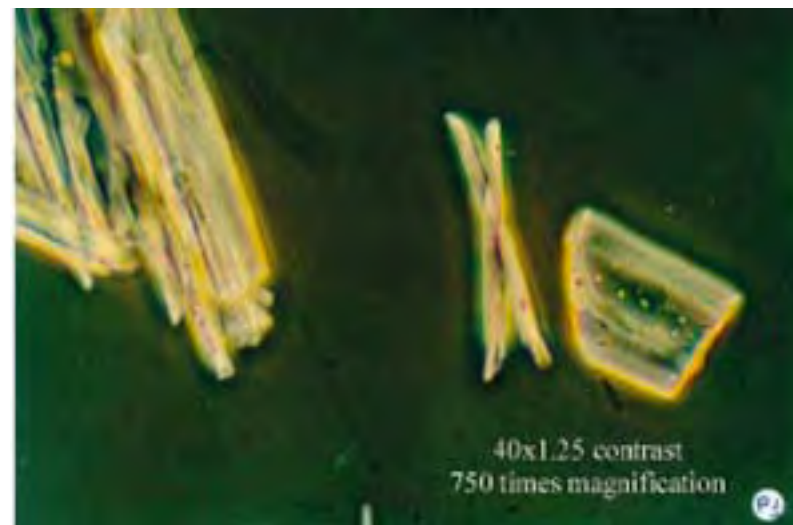
La estruvita es una sustancia blanca y cristalina compuesta por cantidades molares iguales de magnesio, amonio y fosfato, así como también por seis moléculas de agua de hidratación. La reacción de formación de estruvita ocurre de la siguiente forma:



El cristal de estruvita tiene una forma ortorrómbica y su estructura interna consiste en tetraedros de  $\text{PO}_4^{3-}$ , octaedros de  $\text{Mg}(\text{H}_2\text{O})_6^{2+}$  y grupos de  $\text{NH}_4^+$  unidos a través de enlaces de hidrógeno (Durrant y col., 1999; Doyle y Parsons, 2002; Huang y col., 2006).

En la figura 5 se presenta la forma de los cristales de estruvita, de forma ortorrómbica, como se expresó anteriormente. En la figura 6, se aprecia la coloración blanca del precipitado de los cristales de estruvita.

Figura 5. Vista al microscopio de cristales de estruvita



#### 4.1. Factores que inciden en la formación de estruvita

Las condiciones para la formación de la estruvita se producen cuando la concentración de nutrientes excede el límite de saturación estable (Muramatsu, 2000). De acuerdo con Doyle y Parson (2002) la precipitación de los cristales de estruvita está marcadamente influenciada por cinco factores fundamentales:

- El pH
- La relación molar  $\text{Mg}^{2+} : \text{NH}_4^+ : \text{PO}_4^{3-}$
- El grado saturación
- La temperatura
- La presencia de iones tales como  $\text{Ca}^{2+}$
- El tiempo de retención hidráulico

Figura 6. Precipitado obtenido de estruvita



##### 4.1.1. pH

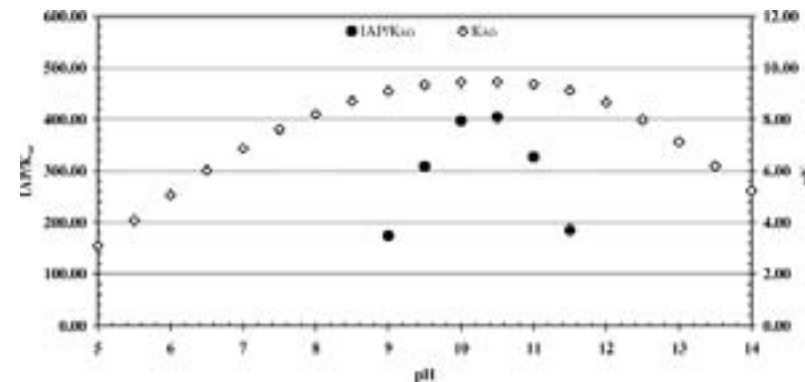
Como se ha dicho con anterioridad, la reacción de precipitación de la estruvita es altamente dependiente del pH. De acuerdo con Burns y Moody, (2002), la formación de estruvita es favorecida a pH entre 7-11. La precipitación de cristales de estruvita ocurre principalmente a valores de pH entre 6,5 a más de 10,0 (Powers, 2004). Debido a que el pH de las aguas residuales urbanas se encuentra cerca de la neutralidad, el pH se debe ajustar adicionando una base o mediante aireación para eliminar el  $\text{CO}_2$  por arrastre. El valor óptimo para maximizar la producción del precipitado cristalino de estruvita está entre 8,0-9,0.

La Figura 7 muestra el efecto del pH sobre la precipitación de estruvita donde  $\text{p}K_{50}$  es denominado potencial de producto de solubilidad condicional equivalente al  $-\log [K_{50}]$ , siendo  $K_{50}$  la solubilidad condicional, e IAP es el producto de la actividad iónica (Doyle y Parsons, 2002). Obsérvese que a valores de pH sobre 10 empieza a aumentar la solubilidad de la estruvita.

##### 4.1.2. Efecto de la relación molar

La concentración de magnesio es casi siempre limitante y es por ello que este ion debe ser adicionado en la proporción adecuada para que se produzca la formación y precipitación de la estruvita (Jaffer y col., 2002; Çelen y Türker, 2001). Otros autores (Le Corre y col. 2007) reclaman la necesidad de adicionar agentes coagulantes para facilitar la aglomeración de los cristales de estruvita, ya que el tamaño de los mismos se incrementa a medida que desciende el potencial Z. Por ejemplo, se obtuvo un tamaño de cristal mayor de 70  $\mu\text{m}$  cuando el valor del potencial Z fue de -27,6 mV. De acuerdo con la reacción mostrada en la ecuación 2, se requieren en teoría cantidades equimolares de  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{NH}_4^+$  y de  $\text{PO}_4^{3-}$ . Sin embargo, debido al efecto iónico común, otras especies químicas forman compuestos con el  $\text{Mg}^{2+}$ , el  $\text{NH}_4^+$ , y el  $\text{PO}_4^{3-}$ . Este efecto implica que sea necesario aumentar la dosis de  $\text{Mg}^{2+}$ , o incluso de  $\text{NH}_4^+$ . Çelen y Türker (2001) plantean una relación molar óptima de 1,2:1,0:1,2.  $\text{Mg}^{2+} : \text{NH}_4^+ : \text{PO}_4^{3-}$ . Jaffer y col. (2002) sugieren una relación molar de 1,05 : 1, con lo cual consiguieron una eliminación de fósforo de cerca del 95 por cien. Sin embargo, Siegrist y col. (1992) hallaron que una relación de 1,3 : 1 magnesio: fósforo, se requería para garantizar la eliminación del fósforo en forma de estruvita.

Figura 7. Efecto de pH sobre la precipitación de estruvita en términos del valor de  $pK_{SO}$  y la relación IAP/KSO



Fuente: (Bowers 2004)

#### 4.1.3. Grado de saturación

La precipitación de los cristales de estruvita ocurre cuando las concentraciones de magnesio, amonio y fosfato exceden el producto de solubilidad. Mediante la determinación del valor de la constante de solubilidad, Taylor y col. (1963) y Ohlinger y col. (1998) demostraron que cuando una solución es supersaturada con respecto a la estruvita, la precipitación tendrá lugar. El valor de K, que representa el producto de solubilidad, se calcula por la ecuación siguiente:

$$\text{Ecuación 3} \quad K = [\text{Mg}^{2+}][\text{NH}_4^+][\text{HPO}_4^{2-}][\text{OH}^-]$$

La velocidad de generación de la estruvita se obtiene por la ecuación (Yoshino y col., 2003):

$$\text{Ecuación 4} \quad dX/dt = k[\text{Mg}^{2+}][\text{NH}_4^+][\text{HPO}_4^{2-}][\text{OH}^-]$$

Donde X representa la generación de estruvita en mol/l, y t representa el tiempo expresado en minutos. Cuando la concentración de amonio es mucho mayor que la de ortofosfato, y cambia poco antes y después de la reacción, como es el caso del sobrenadante de la digestión anaeróbica, la ecuación 4 se simplifica de la siguiente forma:

$$\text{Ecuación 5} \quad dX/dt = k_2[\text{Mg}^{2+}][\text{HPO}_4^{2-}]$$

Donde  $k_2$  (l/mol·min) es la constante de velocidad de reacción. Los factores que influyen en el valor de  $k_2$  son la intensidad de agitación y la concentración de estruvita en la sección de reacción. Booram y col. (1975) calcularon el producto de solubilidad condicional, el cual puede ser comparado con la concentración total de componentes en solución con la Ecuación 6.

$$\text{Ecuación 6} \quad K_{SO} = K [\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}] / \alpha \text{Mg} \alpha \text{NaP}$$

Donde  $K_{SO}$  es el producto de solubilidad condicional y  $\alpha$  es la fracción de componentes de la estruvita utilizados en su formación. Si el valor de  $K_{SO}$  es menor que el producto de las concentraciones medidas, la precipitación de estruvita tendrá lugar.

#### 4.1.4. Efecto de la temperatura

La literatura consultada da una información contradictoria acerca del efecto de la temperatura. Andrade y Schuling (1999) informaron de la influencia de la temperatura sobre la solubilidad de la estruvita.

Ellos concluyeron que cuando la temperatura se eleva de 0°C a 20°C, la solubilidad de la estruvita crece. Sin embargo, por encima de esta temperatura, la solubilidad decrece a medida que la temperatura aumenta. Webb y Ho (1992) asumieron que la máxima solubilidad de la estruvita ocurre a los 30°C.

Por otro lado Webb (1988) midió la solubilidad de la estruvita en varias soluciones salinas y a un rango de temperatura de 0-80°C. Webb (1988) concluyó que el incremento de la temperatura causa un aumento de la solubilidad de la estruvita, especialmente para soluciones más concentradas. Çelen y Türker (2001) indican que la temperatura de reacción no tuvo influencia en la solubilidad de la estruvita, en efluentes de digestor anaerobio a temperaturas entre 25 y 40°C.

#### 4.1.5. Presencia de calcio

La concentración de calcio tiene un efecto importante sobre la producción de estruvita ya que influye sobre la dosis de  $\text{Mg}^{2+}$  a aplicar. Musvoto y col. (2000) determinaron que la relación molar  $\text{Mg}^{2+}:\text{Ca}^{2+}$  debería ser mayor de 0,6 para obtener solamente el precipitado cristalizado de estruvita. Le Carre y col. (2005) mostraron que la presencia de iones de calcio en solución tiene una influencia negativa en la cristalización de estruvita en términos de medida, forma y pureza del producto recobrado. Un incremento en la concentración de calcio reduce el tamaño de los cristales, inhibe su crecimiento o afecta la formación de cristales, provocando la formación de sustancias amorfas más que estruvita cristalina. Una relación molar de Mg:Ca por debajo o cercanas a 1 implican la no formación de cristales de estruvita y la producción de fosfato de calcio que es un compuesto amorfo.

#### 4.1.6. El tiempo de retención hidráulico

El tiempo de retención hidráulico es un parámetro importante en el proceso de producción de estruvita. Saidou y col. (2009) consideran valores de tiempo de retención hidráulico de hasta 30 minutos, en los que se logra la reacción de formación de la estruvita. Pastor y col. (2008) estudiaron los efectos del tiempo de retención hidráulico sobre la eficiencia de eliminación de fósforo y la formación de estruvita en un reactor de dos zonas: una zona de reacción y una zona de precipitación.

Los tiempos de retención hidráulico (en adelante, TRH) variaron entre 11,1 y 2,1 horas (considerando el volumen total del reactor), alcanzándose eficiencias que variaron entre 70,4 y 71,4 por cien. Liu y col. (2008) trabajaron a escala piloto con tiempos de retención hidráulico total (reacción y sedimentación) entre 4,56 y 0,57 horas, correspondiendo a tiempos de retención hidráulicos en el sector de reacción del reactor entre 38,3 y 4,8 minutos respectivamente, obteniendo eliminaciones de fósforo cercanas a un 80 por cien. Battistoni y col. (2000) estudiaron el proceso de obtención de estruvita en un reactor de lecho fluidizado, con el empleo de arena como coadyuvante de la cristalización; se aplicó un TRH entre 11 y 48 minutos y se obtuvieron eliminaciones de fósforo entre 50 y 82 por cien, respectivamente, en forma de estruvita.

En otro trabajo, Battistoni y col. (2002) estudiaron el efecto del TRH a valores de pH entre 8,1 y 9,1 sobre la eliminación de fósforo y la producción de estruvita y determinaron que, independientemente del pH, la máxima formación de estruvita es alcanzada a tiempos de contacto inferiores a 24 minutos. Nelson y col. (2003) estudiaron la eliminación de fósforo en una laguna anaerobia de purines de cerdo mediante la adición de cloruro de magnesio hexahidratado y lograron la reducción de más del 80 por cien del fósforo mediante la formación de estruvita en un TRH de 30 minutos. Quintana y col. (2004, 2005, 2008) realizaron estudios acerca de la cinética del proceso de obtención de estruvita con adición de un subproducto obtenido en la fabricación de óxido de magnesio. En dichos trabajos se demuestra que el proceso sigue una cinética de primer orden y que a tiempos de retención hidráulicos alrededor de 30 minutos ocurre la mayor eliminación del fósforo.

#### 4.2. Uso de la estruvita como fertilizante

Las propiedades de la estruvita como fertilizante han sido demostradas desde los años 60 del pasado siglo en Alemania y Estados Unidos (Schuiling y Andrade, 1999). Se ha encontrado que la estruvita, constituye un buen fertilizante de liberación lenta y aporta, evidentemente, nutrientes fundamentales como magnesio, nitrógeno y fósforo para la agricultura y la horticultura (Greaves y col., 1999; Münch y Barr, 2001). Otro factor que apoya el uso de la estruvita como fertilizante, es su baja concentración en metales pesados comparado con la roca fosfórica usualmente empleada en la fabricación de fertilizantes sintéticos (Doyle y Parson, 2002). Debido a su lenta liberación, la entrega de nutrientes se efectúa lentamente y la planta lo consume de acuerdo a sus requerimientos evitando así la lixiviación de dichos nutrientes. Se requiere por tanto menos frecuencia de aplicación y no se produce la quema de la planta, aún a altas tasas de aplicación.

Se ha demostrado que 1 kilo de estruvita por día es suficiente para fertilizar 2,6 hectáreas de tierra arable, y dar un incremento de la producción de granos secos de 9 toneladas, (European Fertilizer Manufactures Association, 2000; Zheng y col., 2004). Debido a que la estruvita es un fertilizante de liberación lenta, no produce ningún daño al cultivo al que es aplicado. Su aplicación es sumamente efectiva sobre todo durante el período de crecimiento de los cultivos (Gaterell y col., 2000).

Se han efectuado muchas experiencias acerca de la utilización de la estruvita en diversos cultivos, en EE.UU., Alemania, Inglaterra, Japón y Egipto (Gosh y col., 1996; Greaves y col., 1999; Münch y Barr, 2001; Kvarnstrom et al., 2003; Bashan y Bashan, 2004; Zheng y col., 2004; El Diwani y col. 2007). En todas las pruebas efectuadas se ha demostrado las ventajas del uso de la estruvita como fertilizante.

#### 4.3. Tecnologías de producción de estruvita

Se han llevado a cabo múltiples estudios para desarrollar una tecnología económica y efectiva para la obtención de estruvita, a partir de aguas residuales de diferente origen, y sometidos a diversos pretratamientos. En este apartado se abordan principalmente los estudios efectuados a escala de laboratorio, piloto e industrial.

Chimenos y col. (2003) estudiaron la obtención de estruvita a partir de aguas residuales de la producción de carmín rojo, que presenta una elevada concentración de fósforo y de nitrógeno (3490 miligramos por litro y 2320 miligramos por litro, respectivamente). Para promover la precipitación de la formación de cristales de estruvita, ellos utilizaron óxido de magnesio de bajo grado de pureza, en un reactor de mezcla completa, y se adicionó una cantidad de MgO cuatro veces por encima de la teórica, lo cual provocó la formación de un lodo conteniendo MgO residual. Un tiempo de retención de 20 horas promovió la eliminación del fósforo y el nitrógeno en forma de estruvita. Después de este tratamiento, la concentración de fósforo descendió a sólo 35 miligramos por litro y de nitrógeno a 230 miligramos por litro, lo que corroboró la efectividad del procedimiento empleado.

Battistoni y col. (2005) estudiaron la producción de estruvita a partir de reboses anaerobios con una concentración de ortofosfato entre 30-50 miligramos por litro. El estudio se efectuó a una escala demostrativa, aplicándose un caudal de 2 metros cúbicos por día, en dos tipos de reactores: lecho fluidizado y lecho empacado.

Para determinar las mejores condiciones operativas del reactor de lecho fluidizado, se seleccionaron dos velocidades ascensionales: 42 y 64 metros por hora. Se observó en este caso, una eliminación de fósforo de 75 por cien. En el caso del reactor empacado la eliminación de fósforo fue inferior, con valores entre 64-69 por cien. En ambos casos los cristales obtenidos tuvieron una concentración de estruvita de 97 por cien. Estos mismos autores efectuaron estudios más detallados para la obtención de estruvita en un reactor de lecho fluidizado.

Battistoni y col. (2002) concluyeron que el proceso tiene que ser optimizado teniendo en cuenta los mecanismos de nucleación y de precipitación, con el objetivo de forzar la precipitación y el crecimiento de los cristales y evitar el escape de los mismos. Ello puede ser alcanzado mediante un control estricto del pH y del tiempo de contacto. Hirasawa y col. (2002) realizaron experimentos para estudiar la precipitación de estruvita en un cristizador de lecho fluidizado. Se utilizó una solución sintética que fluyó por el fondo del cristizador, a razón de 1000 mililitros por minuto, correspondiendo a una velocidad lineal de 1 centímetro por minuto. El reactor tenía un diámetro de 45,7 milímetros, y una altura de 1030 milímetros. La relación molar Mg:P fue siempre de 1, y la de  $\text{NH}_4/\text{P}$  fue de 15. La concentración de ortofosfato en la solución alimentada varió de  $6,0 \times 10^{-4}$  a  $30 \times 10^{-3}$  mol/l. Se utilizó una solución de NaOH para incrementar el pH hasta 8,5 en la alimentación. Se determinó que el crecimiento de los cristales fue directamente proporcional con el grado de sobresaturación.

Suzuki y col. (2005) estudiaron la obtención de estruvita a partir de purines de cerdo previamente sometidos a compostaje. El reactor para eliminar y recuperar el fósforo en forma de estruvita fue diseñado con una función dual, es decir, la cristalización mediante aireación y la separación de la estruvita formada mediante sedimentación. La estruvita obtenida alcanzó una pureza de 95 por cien. Debido a la simplicidad del sistema utilizado, resulta muy atractivo para su utilización por los ganaderos.

Pastor y col. (2008) estudiaron la producción de estruvita, a partir de solución sintética, en un cristizador de mezcla completa. El estudio se efectuó a escala piloto en un reactor de 21 litros, dividido en dos partes. La parte inferior donde se efectuó reacción, y la parte superior donde tuvo lugar la precipitación. La solución aplicada al reactor tenía una concentración de ortofosfato de 80 miligramos por litro, y de nitrógeno amoniacal de 60 miligramos por litro. Se utilizó como aditivo para promover la cristalización una solución de  $\text{MgCl}_2$  con una concentración de magnesio de 720 miligramos por litro. La eficiencia de eliminación de fósforo alcanzó un valor de 80 por cien, demostrándose la factibilidad del mismo. Se comprobó que un aumento del pH, de la relación Mg:P y de la relación N:P determinan un aumento de la eficiencia del proceso.

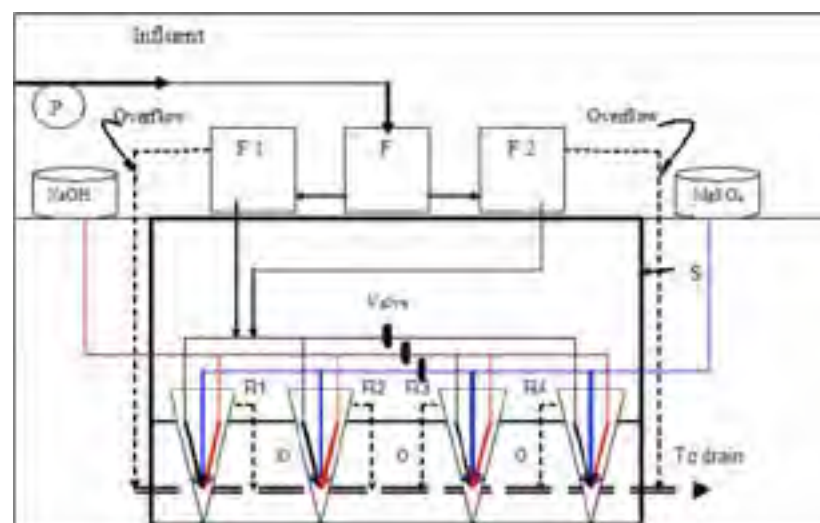
Un reactor similar fue empleado por Demirer y col. (2008) para la obtención de estruvita a partir de residuos de vaquería tratado anaeróbicamente. Para promover la formación de estruvita se utilizaron dos fuentes de magnesio:  $Mg(OH)_2$  y  $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ . Se obtuvo una elevada eliminación de fósforo y de nitrógeno, siendo más efectiva la adición de  $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ .

Munch y Barr (2001) estudiaron la obtención de estruvita a partir de efluente de un digestor de lodos urbanos, mediante un reactor de lecho fluidizado como cristizador. El reactor a escala piloto consistió en un lecho fluidizado de 143 litros de capacidad dividido en dos secciones: una de reacción y otra de sedimentación. Dicho reactor fue agitado mediante la adición de aire. Se utilizó  $Mg(OH)_2$  como fuente de magnesio y para el incremento del pH. Se alcanzó una eliminación de ortofosfato del 94 por cien, para una concentración en el afluente de 61 miligramos por litro. El reactor funcionó a un pH de 8,5. No se detectaron influencias del tiempo de retención hidráulica en el proceso, en un rango entre 1-8 horas.

Liu y col. (1999) utilizaron el mismo tipo reactor fluidizado, pero adicionando la posibilidad de recirculación interna, con el objetivo de obtener estruvita a partir de aguas con bajo contenido de ortofosfato. Se obtuvo una eliminación de 78 por cien de ortofosfato para una concentración en el afluente de 21,7 miligramos por litro. Como afluente se utilizó agua residual sintética y se halló que a una relación  $Mg/PO_4^{3-}$  de 1,3-1,5:1, el tiempo de retención hidráulico requerido fue de sólo 1,14 horas.

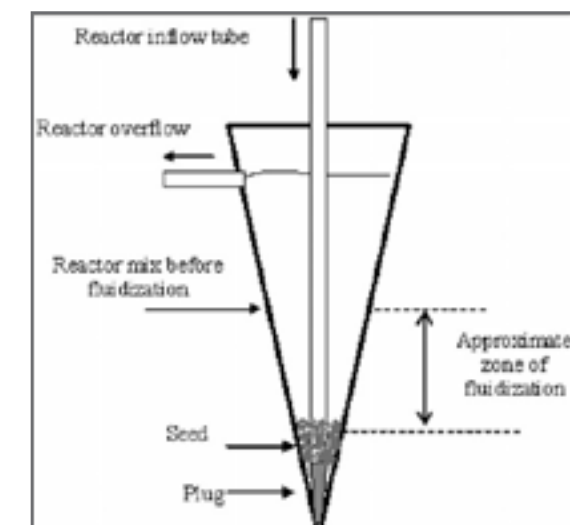
Harris y col. (2008) estudiaron la recuperación de fósforo a partir de agua residual de vaquería sin tratar. Para ello utilizaron un lecho fluidizado como reactor de cristalización. Se utilizaron cuatro reactores a escala de laboratorio que operaron en paralelo, tal y como se puede apreciar en las figuras 8 y 9.

Figura 8. Lechos fluidizados empleados experimentalmente



Fuente: Harris y col. (2008)

Figura 9. Esquema de un lecho fluidizado a escala de laboratorio



Fuente: Harris y col. (2008)

Jaffer y col. (2002) estudiaron la obtención de estruvita a partir del sobrenadante obtenido del proceso de centrifugación de lodo anaerobio en una EDAR. El caudal promedio de sobrenadante de la centrifugación en la instalación fue de 393 metros cúbicos al día, con una composición como sigue:

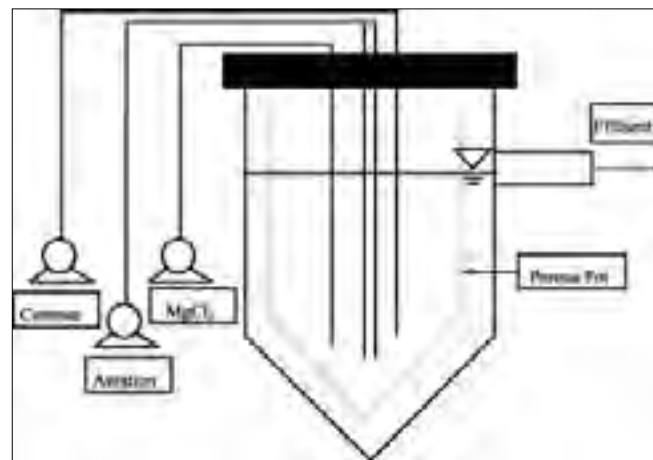
• P	167 mg/l
• Mg	44 mg/l
• $NH_4^+$	56 mg/l
• Ca	56 mg/l
• pH	7,6
• Alcalinidad	2580 mg/l
• Potencial teórico de precipitación de estruvita	140 mg/l

Los mencionados autores utilizaron un reactor a escala piloto de tipo mezcla completa, con una capacidad de 5 litros, a razón de 20 mililitros por minuto. El esquema del reactor se presenta en la figura 10.

La literatura consultada muestra que la mayoría de los estudios a escala piloto, así como en las plantas de producción de estruvita a gran escala, se basan en la utilización del procedimiento de cristalización con el empleo de reactores de lecho fluidizado para lograr la mayor efectividad del proceso.

Ueno y Fuji (2001) presentaron un informe que abarca la evaluación durante tres años de varias plantas de producción de estruvita a gran escala. La tecnología empleada en las mismas se basa en la utilización del sistema de lecho fluidizado. Se han instalado ya a gran escala algunos sistemas para la obtención de estruvita a partir de aguas residuales de ganaderías.

Figura 10. Reactor de mezcla completa para la producción de estruvita



Fuente: Jaffer y col. (2002)

En Holanda existen actualmente dos plantas en funcionamiento. Las regulaciones ambientales de ese país indican que la concentración máxima de fósforo en plantas de tratamiento de aguas residuales domésticas sea inferior a 30 miligramos por litro.

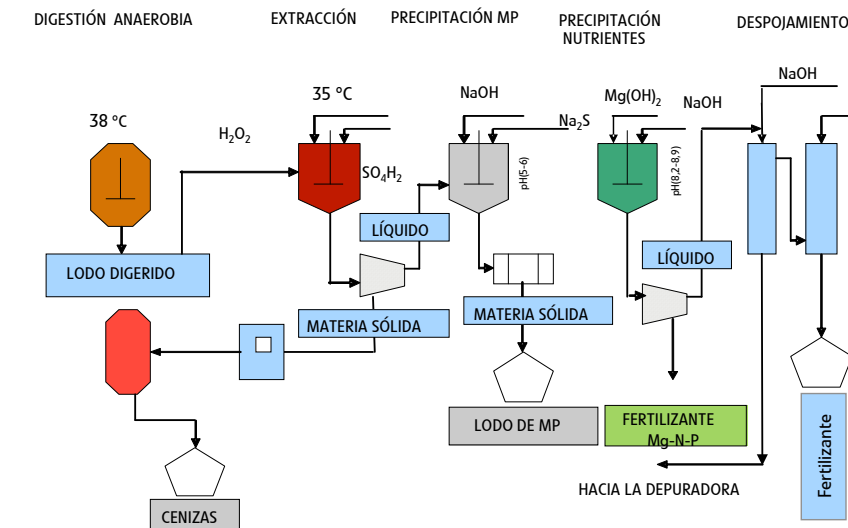
Schuling y Andrade (1999) instalaron una planta de obtención de estruvita para tratar 115.000 metros cúbicos al año de aguas residuales procedentes de establos de terneros, logrando alcanzar una concentración por debajo de 30 miligramos por litro en fósforo. La otra planta a gran escala de Termos Internacional recupera K-estruvita ( $\text{KNH}_4\text{PO}_4$ ) a partir de excreta de terneros (Shipper y Verhoek, 2004).

Bowers y Westerman (2004), instalaron un lecho fluidizado, en forma de cono, que opera en continuo con efluentes de una laguna anaerobia aplicada a residual de ganado en Carolina del Norte, EE.UU. Los resultados de esta instalación indican una pureza de la estruvita de un 88 por cien.

Britton y col. (2005), desarrollaron un proyecto a escala piloto para la obtención de estruvita a partir de licores generados en una laguna de lodos urbanos ubicada en la ciudad de Edmonton, Canadá. La planta piloto fue capaz de extraer el 75 por cien del fósforo y 20 por cien del amonio, a partir del agua de rechazo de lodos anaerobios. Basándose en los resultados alcanzados a escala piloto se ha efectuado el diseño de una planta a gran escala para la producción de 12.000 toneladas al año de estruvita fertilizante, conjuntamente con una reducción de la carga de fósforo a la depuradora de un 20 por cien, y de amonio de un 5 por cien.

En Gifhorn, ciudad de Baja Sajonia en Alemania, se encuentra en operación desde 2005 una planta, a gran escala, para la producción de estruvita a partir de licores anaerobios centrifugados de la depuradora de aguas residuales municipales de dicha ciudad, que sirve a una población de 58.956 habitantes. En esta depuradora se procesa diariamente un caudal promedio de 9648 metros cúbicos por día. En las figuras 11 y 12 se presentan, respectivamente, el esquema de la planta de Gifhorn y el diagrama de bloques. La tabla 2 muestra las características del fertilizante obtenido.

Figura 11. Esquema de la planta demostrativa en operación desde 2005 en Gifhorn, Alemania

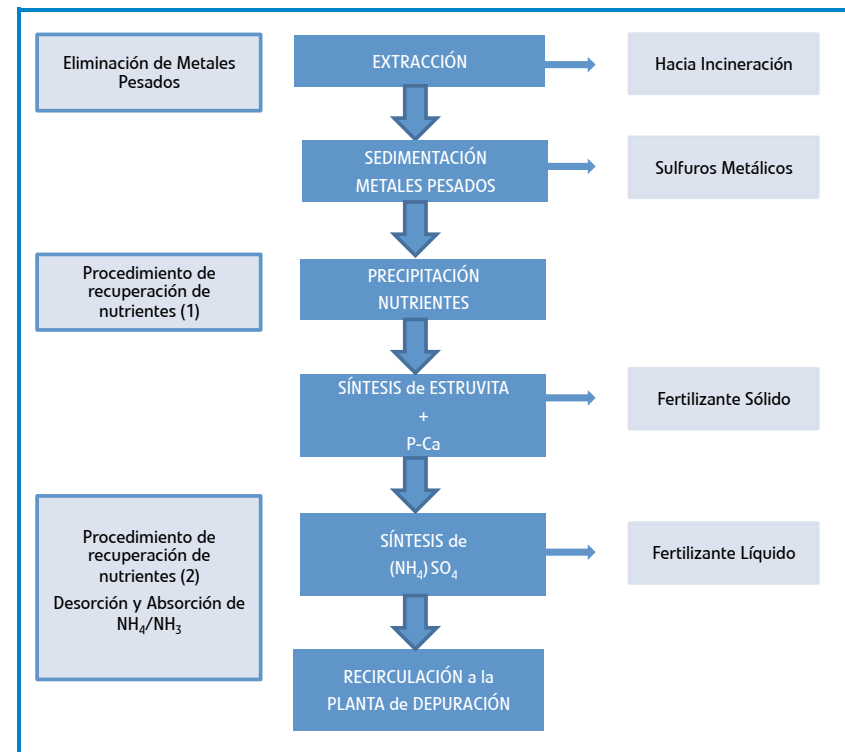


El procedimiento para la recuperación de nutrientes tiene la finalidad de obtener un fertilizante compuesto por magnesio, amonio y fósforo, a partir del centrifugado en una relación equimolar 1:1:1. Para ello, se añade  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  en una cantidad equivalente al fósforo presente en el centrifugado. Éste es llevado a pH 8,7 mediante la adición de NaOH. Al alcanzar ese pH se forma la estruvita, que se separa por centrifugación. El rebose de deshidratación RC resultante, con una elevada concentración de amonio es llevado a pH 10, mediante la adición nuevamente de NaOH ocurriendo la conversión de  $\text{NH}_4^+$  a  $\text{NH}_3$  el cual es extraído mediante arrastre con aire. Finalmente el aire cargado con  $\text{NH}_3$ , se trata con ácido sulfúrico, produciéndose entonces sulfato de amonio. El agua remanente es enviada de nuevo a la depuradora.

Tabla 2. Características del fertilizante obtenido

Componentes	Concentración %
Estruvita	33
Sales y Óxidos de Calcio y/o de Magnesio	18
Oxido de Hierro	4
Dióxido de Silicio	2
Restos de Potasio, Sodio, Cloruros y Sulfatos	2
Materia Orgánica	3
Humedad	38

Figura 12. Esquema de recuperación de metales pesados y nutrientes a partir de lodo digerido



#### 4.4. Consideraciones económicas

La estruvita recuperada de las aguas residuales tiene un valor agronómico como fertilizante. Es una buena fuente de nitrógeno, fósforo y magnesio, disponible para las plantas (Çelen y Türker 2001). Puede ser empleada para favorecer el desarrollo de plantas ornamentales y la repoblación forestal (Hauck, 1985). Puede ser también empleada para aumentar la producción de cítricos. La lenta liberación de los nutrientes presentes en la estruvita contribuye a minimizar pérdidas que van a parar a las masas hídricas en el caso de la aplicación de fertilizantes sintéticos. Los costos de producción de estruvita varían de los 140 dólares por tonelada en Australia, a los 460 dólares por tonelada en Japón. Munch y Barr (2001) establecieron que el beneficio económico de la producción de estruvita varía según el volumen de producción; el mínimo, para una EDAR de capacidad de 100 metros cúbicos y día es de 271 dólares por año; el máximo, de 149.000 dólares, para una EDAR con capacidad de 55.000 metros cúbicos al día. Los mismos autores efectuaron un análisis de costos de producción de estruvita para el caso de Oxley Creek (Brisbane, Australia) y determinaron que el costo operacional de la producción de estruvita depende de los siguientes aspectos:

- El costo de la fuente de magnesio
- El precio de comercialización de la estruvita, en el caso de Australia entre 198 y 330 dólares por tonelada
- La concentración de fósforo en el rebose RC a procesar
- Para la planta construida en Oxley Creek se estiman unos beneficios de hasta 149.000 dólares por año
- En la planta de Gifhorn se producen 700 kilos por día, a 235 euros la tonelada, que equivale a un ingreso anual de 59.980 euros

5

Estudios efectuados en el  
Centro de Ciencias Medioambientales



A partir de la literatura consultada, se procedió a estudiar la aplicación de una tecnología para la obtención de estruvita a partir de las aguas residuales de EDAR ubicadas en la Comunidad de Madrid. Quintana y col. (2004, 2005, 2008) estudiaron el uso de un subproducto de bajo costo para la producción de estruvita, a partir del centrifugado de lodo digerido en la EDAR Arroyo del Soto, ubicada en Móstoles en la Comunidad de Madrid. Se comenzó efectuando una serie de ensayos preliminares, utilizando agua residual sintética, con el objetivo de definir los parámetros para los experimentos subsiguientes.

El subproducto industrial usado como fuente de magnesio fue utilizado en dos formas, tamizado o triturado, y se comparó con MgO puro como referencia. Las concentraciones de fósforo, nitrógeno y magnesio usadas en el agua sintética fueron similares a las del rebose RC de la EDAR Arroyo del Soto. En la tabla 3 se presentan las características granulométricas del subproducto de calcinación utilizado como fuente de magnesio, suministrado por Magnesitas Navarras S.A. Este material es un subproducto obtenido cuando los gases del proceso de calcinación del mineral magnesita son sometidos a un proceso de separación de los sólidos en suspensión. Este proceso consiste en un ciclón que es capaz de separar las partículas en suspensión. A su vez, las tablas 4 y 5 informan de las características químicas de la magnesita PC y del rebose RC procedente de la EDAR Arroyo del Soto, Móstoles.

**Tabla 3. Distribución del tamaño de partícula del subproducto de calcinación utilizado como fuente de magnesio**

Tamaño de partícula (mm)	Peso seco %
<0,1	82,2
0,1-0,2	13,2
0,2-0,4	2,6
0,4-0,5	0,7
0,5-0,7	1,3

**Tabla 4. Composición química de la magnesita PC**

Componente	Concentración %
Mg-MgO	67,7
Ca-CaO	9,6
Al-Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,4
Fe-Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2,6
SO <sub>2</sub>	3,9
SiO <sub>2</sub>	2,6
Cenizas	13,2

**Tabla 5. Características del rebose RC de la EDAR Arroyo del Soto, Móstoles**

Parámetro	Valor medio
P (mg/l)	54
Mg (mg/l)	17
Ca (mg/l)	49
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	630
SS (mg/l)	140
Alcalinidad (mg/l)	2110
pH	7,8

Los experimentos se efectuaron en recipientes de vidrio, de un litro de volumen y se utilizaron agitadores magnéticos a fin de mantener los precipitados obtenidos en suspensión y favorecer el crecimiento de los cristales. Al añadirle el agente conteniendo el magnesio, se efectuó una agitación rápida a 240 r.p.m. durante 30 minutos y luego una agitación más lenta a 120 r.p.m. hasta un tiempo máximo de 240 minutos. La temperatura se mantuvo durante los ensayos a 22-25 grados centígrados. Posteriormente, se efectuaron experimentos usando recipientes de 5 litros de volumen, para obtener suficiente precipitado para determinar sus características.

En la tabla 6, se presenta la composición del precipitado obtenido cuando se empleó agua sintética y distintas relaciones Mg:P.

**Tabla 6. Composición del precipitado obtenido para agua sintética**

Muestra	Reactivo	Relación molar (Mg:P)	% P	% Mg	% N	% Ca
1	Magnesita PC	2,0	9,9	14,3	3,2	2,2
	MgO	2,0	12,7	9,8	4,8	0,5
2	Magnesita PC	2,6	9,8	12,9	3,3	1,9
	MgO	2,6	10,9	8,4	5,0	0,3
3	Magnesita PC	1,5	10,0	13,2	4,1	1,9

En la tabla 7, se presentan los resultados obtenidos para muestras de reboses RC de Arroyo del Soto, con el uso del subproducto de calcinación a diferentes relaciones molares Mg:P (1,6; 2,5 y 3,0).

En el caso de la relación Mg:P de 1,6 se utilizó el subproducto de calcinación tamizado, con un tamaño de partícula de 0,4 milímetros.

**Tabla 7. Composición de estruvita obtenida en muestras reales**

Relación (Mg:P)	% P	% Mg	% N	% Ca	% Fe
1,6	10,9	11,6	4,3	2,2	0
2,5	9,8	14,8	3,3	2,5	0,7
3,0	8,8	13,2	3,3	0,9	0,6

Los mejores resultados se alcanzaron con la magnesita PC tamizada a 0,4 milímetros de tamaño de partícula y una relación molar Mg:P de 1,6. En este trabajo se demostró la factibilidad del uso del subproducto de calcinación, cuyo coste es muy bajo, para la obtención de estruvita a partir de los reboses de deshidratación por centrifugación de lodo digerido.

Más adelante, con los resultados experimentales obtenidos se desarrolló un modelo cinético que describe adecuadamente los mecanismos de formación de estruvita y de eliminación del fósforo con el empleo de magnesita PC (Quintana y col., 2005). Se demostró que un modelo de primer orden describe adecuadamente los resultados obtenidos. Se determinó la concentración de equilibrio, es decir, la concentración a la cual no se logra mayor eliminación del fósforo, así como la constante de reacción del proceso. Los valores de la concentración de equilibrio fueron más bajos cuando se utilizó el óxido de magnesio que cuando se empleó magnesita PC.

Para el caso del proceso con agua sintética, los valores de las constantes de velocidad para óxido de magnesio fueron de 0,039-0,048 min<sup>-1</sup>; mientras que para magnesita PC fueron de 0,09-0,017 min<sup>-1</sup>. Para el caso del rebose RC real, los valores de la relación molar Mg:P para el uso de magnesita PC variaron desde 1,5-3,6 mientras que la relación usada para MgO fue de 1,5. El valor de la constante de velocidad para el rebose RC real se incrementó, para el caso de magnesita PC, hasta 0,018-0,029 min<sup>-1</sup> para Mg:P de 1,5 y 3,6, respectivamente. También se demostró que a medida que disminuye el tamaño de partícula del subproducto de calcinación utilizado aumenta la velocidad de reacción.

En la ecuación 7 se presenta el modelo cinético desarrollado y que describe la reacción de eliminación de fósforo:

$$\text{Ecuación 7} \quad -dC/dt = K(C - C_e)$$

Donde  $dC/dt$  es la velocidad de desaparición del fósforo;  $C$  es la concentración a tiempo  $t$ , y  $C_e$  es la concentración de equilibrio.

A partir de la ecuación 7 se obtiene la ecuación 8, que permite determinar el valor de la constante  $K$  y de la concentración de equilibrio  $C_e$ . Donde  $C_0$  es la concentración inicial de fósforo.

$$\text{Ecuación 8} \quad -\ln[(C - C_e)/(C_0 - C_e)] = Kt$$

Por último, se puede estimar la producción de estruvita mediante la ecuación 9, para cada tiempo de reacción:

$$\text{Ecuación 9} \quad C_0 - C = (C_0 - C_e)(1 - e^{-Kt})$$

Donde  $(C_0 - C_e)$  es la cantidad máxima de producto que se puede tener a tiempo infinito por litro de rebose RC procesado.

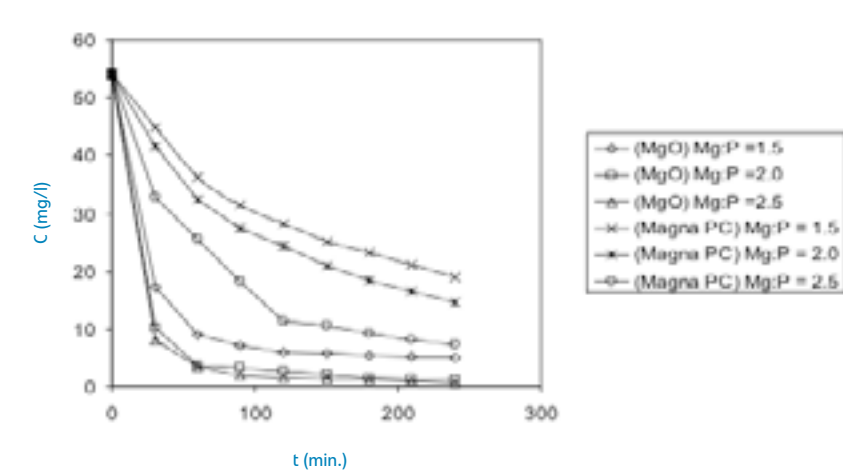
Como se puede apreciar en la figura 13<sup>2</sup>, se produce una rápida disminución de la concentración de fósforo durante los primeros 30 minutos de reacción. Este efecto es más marcado cuando se utilizó MgO puro. En ese caso, se obtuvo una disminución de la concentración de fósforo desde 54 miligramos por litro hasta valores por debajo de 20 miligramos por litro en 30 minutos, mientras que cuando se empleó magnesita PC, la concentración decreció hasta valores por encima de 30 miligramos por litro. La relación molar tuvo un importante efecto sobre la eliminación de fósforo. A tiempos de retención mayores a 30 minutos, la concentración de fósforo se mantuvo prácticamente constante cuando se empleó MgO puro. En el caso de la magnesita PC, la reacción continuó, alcanzándose la concentración de equilibrio al cabo de 210 minutos.

La figura 14, muestra la influencia de la concentración de fósforo ( $C$ ) sobre la velocidad de eliminación de fósforo ( $R$ ) para diferentes relaciones molares Mg:P cuando se empleó magnesita PC, y para MgO puro con una relación molar Mg:P de 1,5 para el caso de reboses de deshidratación RC.

Las líneas rectas obtenidas en cada caso, muestran que el efecto de la concentración del fósforo sobre la velocidad de reacción sigue, en todos los casos, una cinética de primer orden. Los mayores valores de velocidad de reacción se obtuvieron a una relación molar de 3,6 para magnesita PC.

En las figuras 13 y 14, el término Magna PC en la leyenda de los gráficos alude al subproducto de calcinación, magnesita calidad PC. En la fabricación de óxido de magnesio se genera un subproducto de calcinación, que en el contexto de esta investigación se ha denominado "magnesita PC".

Figura 13. Variación de la concentración de fósforo en función del tiempo y de la relación molar para el óxido de magnesio y la magnesita PC

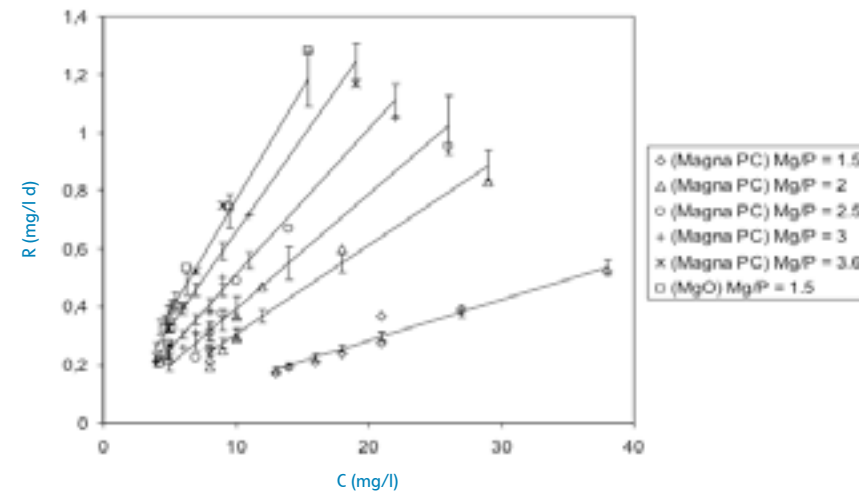


Fuente: Quintana y col. (2005)

La figura 15 muestra el efecto del tamaño de partícula de magnesita PC sobre la velocidad de reacción para diferentes concentraciones de fósforo. Se observa un aumento de la velocidad de reacción en la medida en que se hace menor el tamaño de partícula. Por tanto, para un tiempo de reacción determinado, la eficiencia de eliminación de fósforo se incrementa con la disminución del tamaño de partícula de magnesita PC. Por consiguiente, si se logra disolver el magnesio presente se logrará una máxima efectividad del proceso.

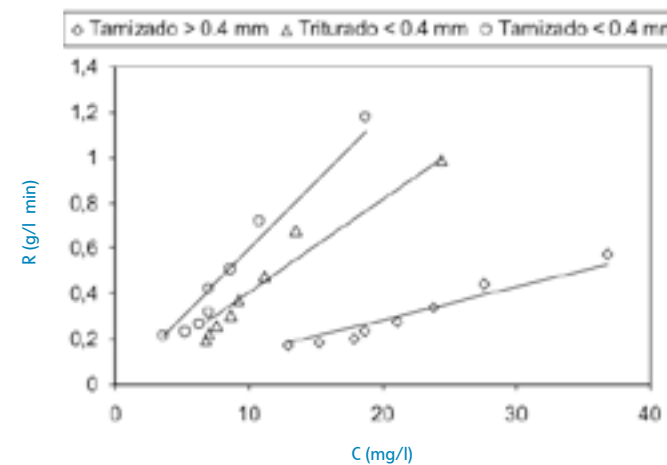
Una vez determinada la factibilidad de emplear magnesita PC, así como las relaciones molares más adecuadas y el modelo cinético que describe los resultados experimentales obtenidos, se procedió a estudiar la forma de incorporar el subproducto de calcinación al rebose de deshidratación por centrifugación de lodos digeridos (RC). El objetivo de este estudio fue la determinación de las condiciones de preparación del subproducto de calcinación para su aplicación en continuo y a una escala mayor (Quintana y col., 2007).

Figura 14. Efecto de la concentración de fósforo sobre la velocidad de reacción para magnesita PC y para MgO a una relación molar 1,5:1



Fuente: Quintana y col. (2005)

Figura 15. Efecto de la concentración de fósforo sobre la velocidad de reacción, para diferentes tamaños de partícula de magnesita PC y una relación molar de 2



Fuente: Quintana y col. (2005)

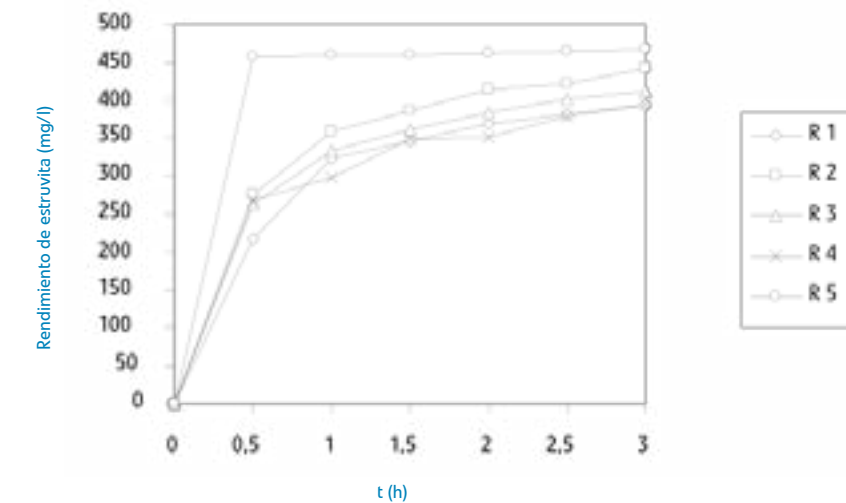
Se efectuaron cinco ensayos experimentales:

- E1, en el que se empleó el subproducto de calcinación sin previo condicionamiento (R1).
- E2, en cual, el subproducto de calcinación se tamizó para obtener un tamaño de partícula inferior a 0,4 mm (R2).
- E3, en el que se utilizó el subproducto de calcinación triturado a tamaño de partícula inferior a 0,4 mm (R3).
- E4, en el que se utilizó una suspensión del subproducto de calcinación a una concentración de 3 g/l (R4).
- E5, en el que se empleó el sobrenadante de la suspensión del ensayo anterior después de una sedimentación de 4 horas (R5).

Se encontró que el pH se incrementó con el tiempo de reacción para los ensayos 1-4. Para el ensayo 5 se produjo un incremento inicial de 8,28 a 8,41, y un posterior descenso al final del experimento. La concentración de fósforo decreció con el tiempo de reacción (t), pero también varió con la forma de preparación del subproducto de calcinación. Se halló que, a medida que el tamaño de partícula se redujo, más baja fue la concentración del fósforo en solución. La velocidad de producción de estruvita fue máxima en el ensayo 5. En este ensayo se alcanzó la máxima eliminación de fósforo en tan solo 30 minutos. El modelo cinético basado en una reacción de primer orden desarrollado para este estudio estimó la producción de estruvita, en función del tiempo de reacción, con un error de tan sólo 5 por cien.

En la figura 16, se presenta la influencia del modo de preparación del subproducto de calcinación sobre el rendimiento de estruvita, en función del tiempo de reacción, y en la figura 17 el aspecto del producto obtenido.

Figura 16. Efecto del modo de preparación del subproducto de calcinación sobre la producción de estruvita



Fuente: Quintana y col. (2005)

Figura 17. Apariencia de la estruvita obtenida en los experimentos



Se efectuaron también estudios experimentales acerca de la aplicación de la estruvita como agente fertilizante.

Se comparó la aplicación de la estruvita:

- de superfosfato, empleado a manera de control,
- de lodo digerido, obtenido de la digestión anaerobia y
- de lodo activado y de lodo anaeróbico procedente de la digestión anaerobia del proceso de lodo activado (anaerobio-anóxico-aeróbico), el cual es rico en fósforo.

Los productos se aplicaron a suelos similares donde se sembró hierba perenne (*Lolium perenne*), (Plaza y col., 2007). En la tabla 8 se presentan las características de los referidos productos.

**Tabla 8. Características de los productos empleados como fertilizante.**  
Valores medios de muestras efectuadas por triplicado y con un error <5 %

Parámetro	SF	E	LAC	LAF
	Superfosfato	Estruvita	Lodo anaerobio convencional	Lodo anaerobio rico en Fósforo
NTK (g/kg)	N.D	44,4	36,0	52,3
P (g/kg)	79,0	103,9	7,4	18,2
K (g/kg)	1,41	0,77	2,82	3,55
Ca (g/kg)	170,9	12,0	26,0	34,2
Mg (g/kg)	2,0	131,0	3,5	5,9
Fe (mg/kg)	864	1806	9167	7300
Mn (mg/kg)	3,2	140,0	90,0	163,6
Zn (mg/kg)	151,0	18,6	468,3	615,3
Cu (mg/kg)	15,7	7,4	178,2	397,4
Pb (mg/kg)	<0,2	<0,2	33,1	36,6
Cd (mg/kg)	7,3	<0,2	<0,2	<0,2
Cr (mg/kg)	81,1	4,4	16,8	69,6
Ni (mg/kg)	13,7	11,2	17,9	36,8

Los resultados obtenidos muestran que la estruvita fue tan efectiva como el superfosfato, al obtenerse resultados similares en rendimiento de materia seca del cultivo y de suministro de fósforo al cultivo utilizado como referencia. El resto de los productos estudiados tuvieron menos efectividad agronómica debido a la más elevada concentración de hierro que presentan.

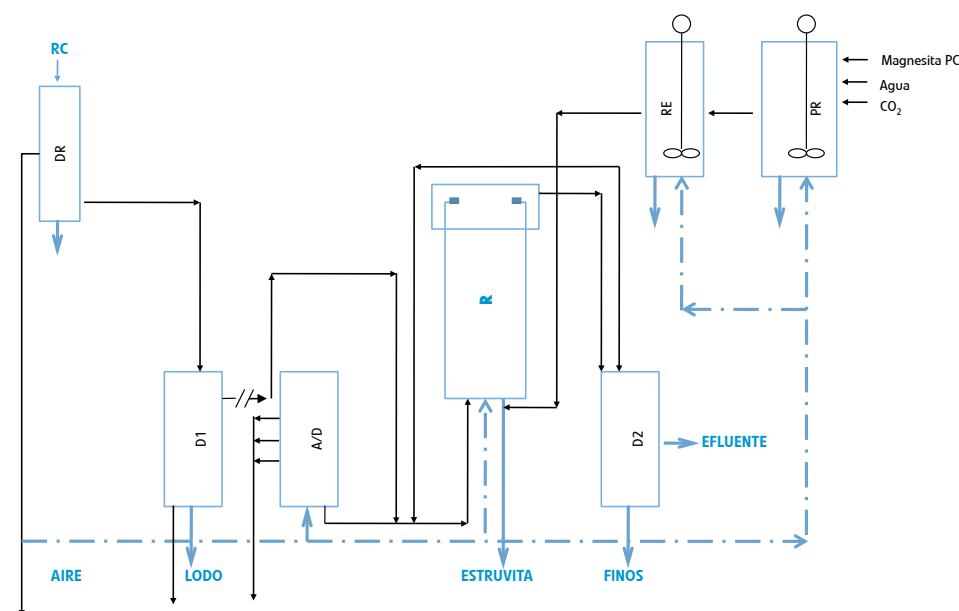
Se continuaron los estudios acerca de la utilización de estruvita como fertilizante, evaluando la efectividad de la misma en cultivos de lechuga. En este estudio se comparó la efectividad de la estruvita con relación al superfosfato utilizado como control (González-Ponce y col., 2009). En los experimentos, el suelo utilizado fue deficiente en fósforo, por lo que al mismo se aplicaron dosis de 0, 4, 8, 12, 16 y 20 miligramos por kilogramo de fósforo. El nitrógeno y el potasio fueron suministrados uniformemente en todos los tratamientos. Con respecto al superfosfato, la estruvita fue significativamente más efectiva al aumentar el rendimiento de la lechuga y la utilización de fósforo, debido posiblemente a una mayor cantidad de magnesio incorporado con este material el cual ejerce un efecto sinérgico en la utilización del fósforo.

# 6

Descripción de la Planta Piloto

Partiendo de los resultados obtenidos en el Centro de Ciencias Medioambientales (CCMA) del Consejo Superior de Investigaciones Científicas (CSIC), que dieron lugar a la patente, se presenta a continuación, la descripción de la Planta Piloto cuyo esquema se puede ver en la figura 18.

Figura 18. Esquema de la Planta Piloto, diagrama de bloques



Esquema de la planta piloto, configurado a partir de los resultados del CCMA del CSIC enero 2008

El rebose RC de escurrido de las centrifugas se bombea a un depósito receptor de distribución (DR) en el que se efectúa, por sedimentación simple, un primer afinado de los sólidos en suspensión. El efluente de (DR) se bombea hasta los depósitos de almacenamiento (D1) que, trabajando en discontinuo, funcionan también como decantadores, y clarifican el líquido hasta los niveles de sólidos en suspensión descritos en la patente. Los sólidos sedimentados se vierten a la red de vaciados y drenaje de la EDAR.

El rebose RC clarificado pasa por una columna de aireación/desaireación (A/D) en la que se introduce aire para subir el pH mediante el arrastre del CO<sub>2</sub> disuelto. Una vez que el pH alcanza al valor deseado, el rebose RC clarificado se introduce en el reactor de lecho fluidizado (R) donde se dosifica el reactivo, según una relación magnesio-fósforo (Mg/P) determinada, y a un pH conveniente para precipitar cristales de estruvita, que se extraen de la parte inferior.

El efluente del reactor se conduce hasta un decantador (D2) en el que se sedimentan los cristales de estruvita más finos que se hayan escapado, pudiendo también recircularse éstos a (R). Estos finos sirven como semillas para el desarrollo de los cristales de estruvita.

El reactivo bruto, que llamamos magnesita PC, con una concentración de magnesio del 40 por cien en peso, aproximadamente, se dosifica en el depósito de preparación de reactivo (PR), de forma discontinua, para formar una suspensión acuosa, que se trata convenientemente con los humos de escape de los moto-generadores (Patente 2.303.436). Éstos tendrán una temperatura de entre 200 y 300 grados centígrados en el punto de toma, dependiendo de la explotación, y se introducirán en los depósitos (PR) libres de impurezas, a una temperatura entre 20° y 30° C, enfriándolos, en caso necesario, mediante la maquinaria adecuada. Esta práctica facilita la disolución en agua del magnesio al disminuirse el pH de la misma, produciéndose la reacción:



Una vez extraído el magnesio de la magnesita PC, la disolución obtenida se almacena en el depósito de reactivo (RE) para ser dosificada en (R), y los inertes producidos se llevan a vertedero.

### 6.1. Bases de diseño

La Planta Piloto se concibió para trabajar con cada operación, de forma aislada, en discontinuo, o en continuo, así como para simular el proceso en continuo, operando durante un número de horas diario determinado (normalmente, 4 horas) o durante las 24 h del día, según los requerimientos de los ensayos que serán efectuados.

#### 6.1.1. Caudales

Los caudales de funcionamiento en condiciones estacionarias, excluyendo el área de alimentación y almacenado, oscilaron entre 1 y 5 metros cúbicos por hora. De forma transitoria se operó a mayores caudales.

#### 6.1.2. Características físico-químicas del rebose de deshidratación RC

Según los análisis realizados, los valores obtenidos de los diferentes parámetros considerados en el rebose RC escurrido bruto se pueden ver en la tabla 9. Al objeto de proceder a un dimensionado realista se consideró un valor medio de concentración de fósforo de 100 miligramos por litro y máximo de 150 miligramos por litro, con respecto a SS un valor medio de 1500 miligramos por litro. Sin embargo, la planta pudo funcionar adecuadamente siempre que las concentraciones de fósforo, en forma de ortofosfato, se mantuvieran en valores superiores a 60 miligramos por litro.

### 6.2. Dimensionamiento

#### 6.2.1. Depósito de recepción de rebose de deshidratación RC

El depósito de recepción (DR) operó en continuo con la función de facilitar el bombeo del rebose de deshidratación RC crudo a los D1 y, al mismo tiempo, aprovechar el tiempo de estancia en él para efectuar un primer afino de SS. El caudal de entrada (Q<sub>edr</sub>) elegido fue de 10 metros cúbicos por hora, el de salida (Q<sub>sdr</sub>) de 8 metros cúbicos por hora y por tanto, el efluente (Q<sub>efdr</sub>) de 2 metros cúbicos por hora. El tiempo de retención hidráulico (TRH) previsto en DR fue mayor de 0,4 horas.

Tabla 9. Características físico-químicas del rebose RC utilizado para el diseño de la Planta Piloto

Parámetro	Fechas						
	20-6-07	28-6-07	05-07-07	18-07-07	02-10-07	19-10-07	08-11-07
pH	7,24	7,27-	7,41-7,45	7,37-	7,37	7,42	7,46
P (mg/l)	105,2	124,10	132,40	137,9	149,1	153	178,5
P. Filtrado (mg/l)	96,1	112,60	120,40	126,9	142,0	146	160,7
Amonio (mg/l)	400,0	526,40	534,8	518,0	422,8	515	577
Ca (mg/l)	51,7	-	-	-	9,3	-	-
Mg (mg/l)	13,7	-	-	-	13,2	-	-
NTK (mg/l)	490	604,8	613,2	588	490	720	706
DQO (mg/l)	979	1.126	938	930	848	755	-
Alcalinidad	2.100	2.170	2.200	2.020	2.360	2.450	-
S.S.T. (mg/l)	1.512	1.715	1.513	-	1.552	1.472	-
S.T.I (mg/l)	679,0	840	582	-	654	554	-
S.S.V (mg/l)	-	-	-	262	-	-	-

S.S.T.: Sólidos en suspensión totales; S.T.I.: Sólidos totales inertes; S.S.V.: Sólidos en suspensión volátiles; P. Filt.: Fósforo filtrado

### 6.2.2. Depósitos de almacenamiento de rebose de deshidratación RC

Estos depósitos operaron con un caudal de entrada ( $Q_{ed1}$ ) de 8 metros cúbicos por hora, en discontinuo, salvo en una última etapa, y tienen una doble función:

- 1) Almacenamiento de reboses RC para poder bombearlo según un régimen establecido de caudales. Puesto que la Planta Piloto operó con un caudal máximo de 5 metros cúbicos por hora, durante 4 horas, el volumen disponible debía ser de 20 metros cúbicos para poder mantener una calidad constante.
- 2) Decantación y eliminación de SS hasta unos niveles que permitan producir estruvita lo más pura posible. Un rendimiento de eliminación de SS apropiado exige trabajar, durante la etapa de operación en continuo, con velocidades ascensionales inferiores a 1,25 metros por hora.

El caudal de planta ( $Q_{p,p}$ ) en continuo, sobre el cual se establecieron los cálculos, fue de 5 metros cúbicos hora.

### 6.2.3. Columna de aireación/desaireación

Su función es, en caso necesario, eliminar  $CO_2$  al objeto de elevar el pH hasta valores superiores 7,9. Para ello, se arrastra el  $CO_2$  con aire en una columna diseñada para poder establecer diferentes TRH. El diseño de la columna permite variar el TRH entre 5 y 45 minutos.

### 6.2.4. Reactor

En el CCMA se han realizado ensayos experimentales, tanto en régimen discontinuo como en continuo, con el objetivo de establecer las condiciones de proceso para producir estruvita de mayor pureza según las patentes N° 2.264.377 y 2.303.436. De estos ensayos, algunos de cuyos resultados están publicados, se seleccionó como tipo de reactor más idóneo el de lecho fluidizado.

- Parámetros de diseño y dimensionado:  
Velocidad ascensional: 5 - 400 centímetros por minuto  
Tiempo retención hidráulico máximo: 15 minutos  
Relación molar Mg/P: 1,1
- Parámetros de operación:  
Tiempo retención sólidos: 5 -12 días  
pH: 7,9-8,1  
Temperatura máxima: 22°C

### 6.2.5. Decantador de finos

Su función principal es retirar los finos que se escapan de (R) o, en su caso, recogerlos para poder reciclarlos a (R) y actuar de siembra/soporte para el crecimiento de nuevos cristales. También puede reciclarse su efluente a (R) para elevar el pH, en caso necesario.

- Parámetros de dimensionado:  
Velocidad ascensional máxima: 3,5 metros por hora  
Tiempo de Retención Hidráulico mínimo: 0,5 horas

### 6.2.6. Depósitos de preparación de reactivo

Operaron en discontinuo mediante cargas para preparar una suspensión acuosa del reactivo magnesita PC, con el objeto de que su fase líquida, convenientemente carbonatada con los humos procedentes de motogeneradores, extraiga el magnesio de la magnesita PC y proporcione una disolución rica en dicho elemento que se utilizará como reactivo en (R).

Estequiométricamente las necesidades de  $CO_2$  son de 2,2 gramos de  $CO_2$  por gramo de magnesio. Puesto que la composición en magnesio de la magnesita PC varía según la fabricación, se adopta preventivamente una proporción de 2 gramos de  $CO_2$  por gramo de magnesita PC.

Según ensayos experimentales realizados en el CCMA, con suspensiones de magnesita PC al 30 por cien se consiguen rendimientos de disolución de magnesio del 63 por cien, operando con TRH de 2 horas y rendimientos de  $CO_2$  del 4-10 por cien.

Por otra parte, datos de Canal de Isabel II obtenidos en la EDAR de Móstoles indican un contenido de  $CO_2$  en los humos próximo al 10 por cien en volumen.

### 6.2.7. Depósito de almacenamiento de reactivo

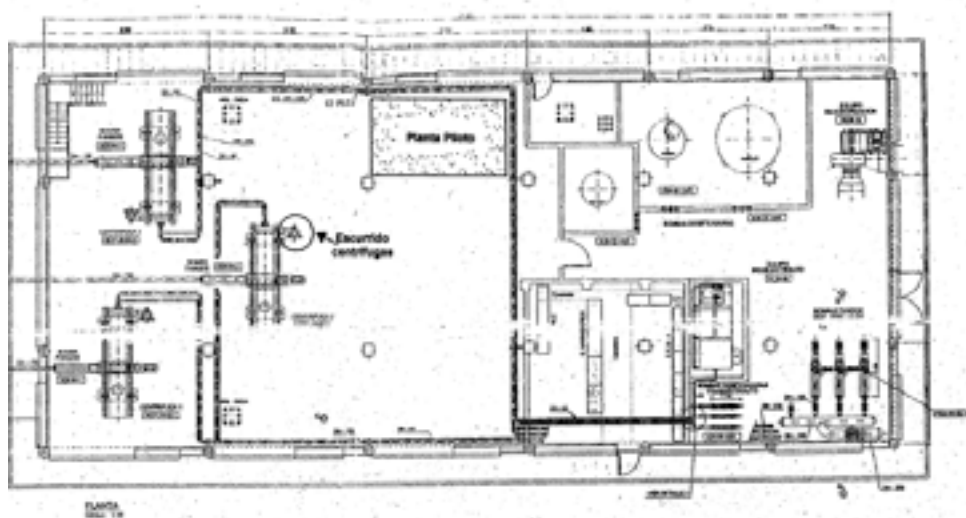
Sirve para almacenar y proporcionar la solución con el magnesio necesario para la reacción de formación de estruvita.

### 6.3. Ubicación

La Planta Piloto se ubicó en el edificio de deshidratación de la EDAR Arroyo del Soto, de Canal de Isabel II, en la zona indicada en el croquis de la figura 19.

La línea de humos de escape de los motores se condujo, mediante un tubo metálico, desde el edificio de cogeneración hasta el edificio de deshidratación.

Figura 19. Ubicación de la Planta Piloto en el edificio de deshidratación



### 6.4. Diagrama de flujo

Los cálculos se basan en un caudal de Planta Piloto ( $Q_{p,p}$ ) de 5 metros cúbicos por hora. En la figura 20 se presenta el diagrama de flujo de la planta.

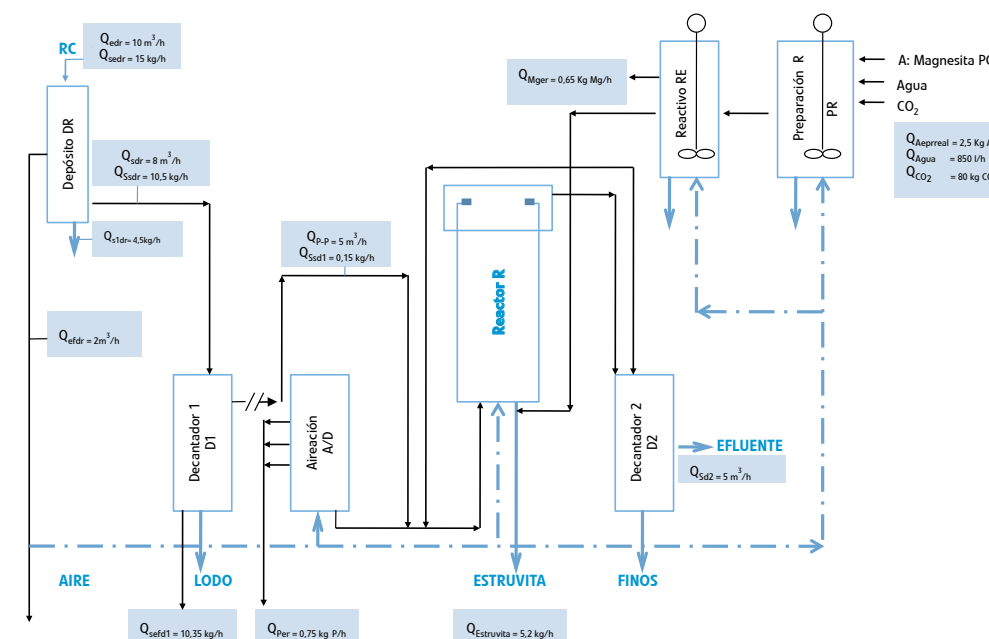
#### 6.4.1. Depósito receptor de reboso de deshidratación RC

El caudal del reboso RC de entrada ( $Q_{edr}$ ) elegido es de 10 metros cúbicos por hora; el de salida ( $Q_{sdr}$ ) de 8 metros cúbicos por hora y, por tanto, el efluente ( $Q_{efdr}$ ) de 2 metros cúbicos por hora. El caudal de SST en el  $Q_{sedr}$  de entrada es:

$$10 \text{ m}^3/\text{h} \times 1500 \text{ g}/\text{m}^3 = 15 \text{ kg}/\text{h}$$

Suponiendo una eliminación del 30 por cien, el caudal de sólidos de entrada a D1 ( $Q_{sed1}$ ) es de 10,5 kilogramos por hora.

Figura 20. Diagrama de flujo



Esquema de la planta piloto, configurado a partir de los resultados del CCMA del CSIC, enero 2008  
A: Es el subproducto de calcinación de la magnésita (fuente de magnesio) referido en este informe como magnésita PC

#### 6.4.2. Depósitos de almacenamiento de reboso RC

Suponiendo una concentración de 30 miligramos por litro de SS en  $Q_{p,p}$  el  $Q_{sed1}$  de salida debe ser como máximo de:

$$5 \text{ m}^3/\text{h} \times 30 \times 10^{-3} \text{ kg}/\text{m}^3 = 0,15 \text{ kg}/\text{h}$$

Por tanto, se produce una eliminación de SS de 10,35 kilogramos por hora.

#### 6.4.3. Columna de aireación/desaireación

No se produce ningún cambio significativo en cuanto a caudales. El aire necesario lo proporciona la soplante de aire instalada al efecto en función del pH.



#### 6.4.4. Reactor

Para el cálculo del diagrama de flujo, se supuso despreciable el  $Q_{Ssd1}$  y se atendió a los caudales máxicos de fósforo, magnesio y producción de estruvita. La estruvita se extrae de R mediante descargas puntuales diarias.

Los cálculos se basaron en una concentración máxima esperada de fósforo de 150 miligramos por litro en el  $Q_{p-p}$ , siendo despreciable su contenido en Mg.

El rendimiento esperado de recuperación de fósforo en forma de estruvita fue del 90 por cien.

$$Q_{Per} = 5 \text{ m}^3/\text{h} \times 150 \times 10^{-3} \text{ kg/ m}^3 = 0,75 \text{ kg de P/h}$$

$$Q_{Mger} = 0,75 \times 103 \text{ g de P/h} \times 1/31 \text{ mol de P/g de fósforo} \times 1,1 \text{ mol de Mg/mol de fósforo} \times 24,3 \text{ g de Mg/mol de magnesio} = 0,65 \text{ kg de Mg/h}$$

$$Q_{ESTRUVITA} = 0,75 \text{ kg de P/h} \times 245,3 \text{ mol g de estruvita} / 31 \text{ g de P/mol de fósforo} \times 0,9 = 5,2 \text{ kg/h}$$

#### 6.4.5. Decantador de finos

La corriente de finos que se escapa de R es despreciable. El caudal del RC efluente prácticamente es el considerado como  $Q_{p-p}$ .

#### 6.4.6. Depósito de preparación de reactivo

$$Q_{Aerteórico} = 0,65 \text{ kg Mg/h} / 0,4 \text{ kg Mg/kg magnesita PC} = 1,625 \text{ kg magnesita PC/h}$$

$$Q_{Aperreal} = 1,625 \text{ kg de magnesita PC /h} / 0,63 = 2,5 \text{ kg de magnesita PC/h}$$

$$Q_{Agua} = 2,5 \text{ kg de magnesita PC/h} \times 1000 \text{ kg de agua} / 3 \text{ kg de magnesita PC} = 850 \text{ l/h}$$

$$Q_{CO_2} = 2 \text{ kg de CO}_2/\text{kg de magnesita PC} \times 2,5 \text{ kg de magnesita PC /h} \times 100 / 4 = 80 \text{ kg de CO}_2/\text{h}$$

$$Q_{humos} = 100 / 10 \times 80 \text{ kg de CO}_2/\text{h} = 800 \text{ kg humos/h}$$

#### 6.4.7. Depósito de reactivo

$$Q_{Mger} = 0,65 \text{ kg de Mg/h}$$

7

Plan experimental

Se efectuaron un conjunto de ensayos para la obtención de los parámetros óptimos en cada uno de los pasos del proceso y disponer así de la información necesaria para la realización del diseño de una planta a una escala mayor. Además, se efectuó una completa caracterización del producto final obtenido, de importancia vital para la utilización del mismo con fines agrícolas, dada sus reconocidas propiedades como fertilizante de liberación lenta.

El periodo de ensayos, a escala piloto, tuvo una duración de ocho meses a partir de la conclusión de las pruebas operacionales o de puesta a punto. Durante el funcionamiento de la Planta Piloto se realizaron una serie de ensayos que abarcaron tres líneas principales:

- Caracterización del rebose de deshidratación por centrifugación RC tratado en la Planta Piloto.
- Ensayos en régimen discontinuo de cada paso del proceso.
- Ensayos en régimen continuo.

El objetivo del primer grupo de ensayos, caracterización del rebose de deshidratación por centrifugación de lodos de digestión anaerobia RC, fue determinar los parámetros de calidad de dicho compuesto considerándolo como una materia prima a utilizar en una planta de producción de estruvita.

Los ensayos discontinuos estuvieron orientados a la optimización de cada una de las etapas previas a las que tiene que ser sometido el rebose RC para que posea las características necesarias que permitan la reacción de formación de estruvita.

Con los ensayos en continuo se valoró la producción y cristalización de estruvita y se caracterizó el producto obtenido.

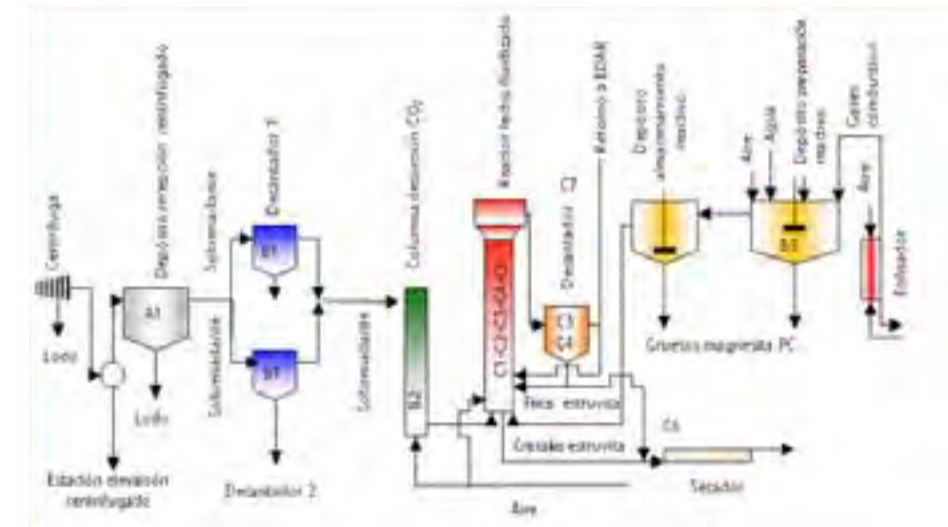
Otros aspectos que se monitorizaron durante la fase experimental en la Planta Piloto fueron las características de los gases de combustión que se empleaban durante la preparación de reactivo, así como la temperatura de los mismos después de su enfriamiento. También se supervisó el proceso de deshidratación del producto final.

En la figura 21 se indican los elementos de muestreo seleccionados durante los ensayos en la Planta Piloto y en la tabla 10 el cronograma del plan. Sobre cada elemento de la figura 21 se ha escrito una clave que permite relacionarlo con la primera fila del cronograma presentado en la tabla 10. Además, los colores de los elementos de la figura 21 se corresponden con los de las columnas de la tabla 10.

La relación entre las claves y los ensayos es la siguiente:

- A1. Caracterización del rebose RC.
- B1. Ensayos de sedimentación del rebose RC.
- B2. Ensayos de desorción de  $\text{CO}_2$  del rebose RC.
- B3. Ensayos de preparación de reactivo.
- C1. Ensayos para el ajuste de la Planta Piloto en régimen continuo.
- C2. Ensayos de rendimiento en función del tiempo de retención hidráulico.
- C3. Ensayos de rendimiento en función del tamaño de partícula.
- C4. Ensayos de funcionamiento del decantador de finos.
- C5. Ensayos de formación y cristalización de estruvita.
- C6. Ensayos de la calidad de la estruvita obtenida.
- C7. Ensayos de caracterización del efluente final del proceso.

Figura 21. Localización de los puntos de muestreo para cada ensayo



Parte de los análisis se realizaron in situ, en un laboratorio montado en la EDAR Arroyo del Soto para lo que se adquirió el equipamiento necesario. Estos análisis fueron:

- Determinación de pH
- Determinación de dióxido de carbono disuelto
- Determinación de magnesio
- Determinación de fósforo
- Determinación de nitrógeno amoniacal
- Determinación de sólidos sedimentables por el método de cono Imhoff

El resto de las analíticas se llevó a cabo en los laboratorios del CCMA y comprendieron las siguientes determinaciones:

- Sólidos en suspensión y sólidos totales
- Alcalinidad total y la alcalinidad al bicarbonato
- Calcio
- Nitrógeno Kjeldhal
- Tamaño de partícula
- Metales pesados

A continuación se detalla cada una de las líneas de investigación que fueron abordadas en el plan experimental ejecutado en la Planta Piloto.

Tabla 10. Cronograma de los ensayos

Semana	A1	B1	B2	B3	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7
1											
2											
3											
4											
5											
6											
7											
8											
9											
10											
11											
12											
13											
14											
15											
16											
17											
18											
19											
20											
21											
22											
23											
24											
25											
26											
27											
28											
29											
30											
31											
32											

### 7.1. Caracterización del rebose de deshidratación por centrifugación de lodos de digestión anaerobia RC

La caracterización del rebose RC está encaminada a determinar sus parámetros de calidad, así como la variabilidad de los mismos, considerándolo como una materia prima a utilizar en una planta de producción de estruvita.

Esta materia prima se genera cuando el lodo digerido procedente de los digestores anaerobios es sometido al proceso de deshidratación mediante centrifugación obteniéndose, por una parte, un lodo más concentrado y, por otra, una fracción líquida denominada rebose RC. El lodo digerido posee una elevada concentración de fósforo y de nitrógeno amoniacal que durante el proceso de centrifugación permanece en el rebose.

Las características del rebose de deshidratación por centrifugación RC dependen de los factores siguientes:

- La efectividad del proceso de centrifugación
- Las características originales de las aguas residuales que se procesan en la EDAR
- El caudal que acceda a la EDAR
- Las condiciones operacionales del proceso de digestión anaerobia

Debido a los factores mencionados anteriormente, la variabilidad de las características del RC influyen significativamente en el proceso de formación de estruvita y en los rendimientos que se podrían obtener en la instalación.

El estudio de las características del rebose RC se efectuó durante 8 meses. Durante la evaluación de la Planta Piloto y la caracterización del rebose se utilizaron técnicas de análisis respaldadas por las normas empleadas en España y en el resto de los países de la Unión Europea para el análisis de aguas y aguas residuales, a fin de obtener resultados comparables a los elaborados en otros países. Todas las muestras fueron analizadas por triplicado y técnicas de análisis de estadístico fueron aplicadas a los datos obtenidos. Durante los ensayos de caracterización del rebose de deshidratación RC se determinaron los parámetros mostrados en la tabla 11.

Tabla 11. Parámetros medidos en el rebose de deshidratación RC y frecuencia de muestreo

Parámetro	Frecuencia de muestreo	Lugar
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	3/semana	Planta Piloto
Sólidos en suspensión Totales (SST)	3/semana	CCMA
Sólidos sedimentables (S.Sed.)	3/semana	Planta Piloto
Fósforo Ortofosfato (P-PO)	3/semana	Planta Piloto
Nitrógeno Total Kjeldhal (NTK)	3/semana	CCMA
Nitrógeno Amoniacal (N-NH)	3/semana	Planta Piloto
Magnesio (Mg)	1/semana	Planta Piloto
Calcio (Ca)	1/semana	CCMA
pH	5/semana	Planta Piloto
Alcalinidad Total (AT)	3/semana	CCMA

### 7.2. Ensayos en régimen de operación discontinuos

Los ensayos discontinuos tuvieron como objetivo la optimización de cada una de las etapas previas a las que tiene que ser sometido el rebose RC para que posea las características necesarias para la reacción de formación de estruvita. Además de esto, se determinaron las condiciones óptimas para la obtención del reactivo de magnesio imprescindible para la reacción de formación de la estruvita.

Los ensayos efectuados en régimen discontinuo fueron los siguientes:

- Ensayos de sedimentación del rebose RC
- Ensayos de desorción de CO<sub>2</sub>
- Ensayos de preparación de reactivo

A continuación se hace una descripción más detallada de cada uno de ellos.

### 7.2.1. Ensayos de sedimentación del rebose de deshidratación RC

A pesar del proceso de separación en la centrifugación del lodo digerido en dos fracciones, una sólida y otra líquida conocida como RC, el rebose de deshidratación por centrifugación contiene aún una elevada concentración de sólidos en suspensión, lo que interfiere el proceso de formación de la estruvita. En estudios efectuados en los laboratorios del CCMA se observó que estos sólidos podían ser eliminados por flotación debido a la salida de los gases presentes en el rebose RC y por decantación por efecto de la gravedad. Era importante, por tanto, conocer los mecanismos que, tanto a escala piloto como mayor escala, podrían ser utilizados para lograr una eficiente eliminación de los sólidos en suspensión. Los ensayos de sedimentación del rebose RC fueron realizados en la Planta Piloto en los depósitos de decantación. Estos ensayos se efectuaron durante un periodo de un mes y los resultados obtenidos sirvieron para la determinación de las condiciones operacionales necesarias para alcanzar una mínima concentración de sólidos en suspensión en el efluente.

En la Tabla 12, se describen los parámetros analizados, así como la frecuencia de muestreo.

**Tabla 12. Parámetros medidos en el rebose RC y frecuencia de muestreo en los ensayos de sedimentación**

Parámetro	Frecuencia de muestreo	Muestras	Lugar
DQO	1/semana	TRH: 0,5;1,0;1,5;2,0;2,5; 3,0;3,5;4,0 horas	Planta Piloto
S.S.T.	3/semana	TRH: 0,5;1,0;1,5;2,0;2,5; 3,0;3,5;4,0 horas	CCMA
(S.Sed.)	3/semana	TRH: 0,5;1,0;1,5;2,0;2,5; 3,0;3,5;4,0 horas	Planta Piloto
PO <sub>4</sub>	1/semana	TRH: 0,5;1,0;1,5;2,0;2,5; 3,0;3,5;4,0 horas	Planta Piloto
NTK	1/semana	TRH: 0,5;1,0;1,5;2,0;2,5; 3,0;3,5;4,0 horas	CCMA
N-NH <sub>4</sub>	1/semana	TRH: 0,5;1,0;1,5;2,0;2,5; 3,0;3,5;4,0 horas	Planta Piloto
Mg	1/semana	TRH: 0,5;1,0;1,5;2,0;2,5; 3,0;3,5;4,0 horas	Planta Piloto
pH	5/semana	TRH: 0,5;1,0;1,5;2,0;2,5; 3,0;3,5;4,0 horas	Planta Piloto
A.T.	3/semana	TRH: 0,5;1,0;1,5;2,0;2,5; 3,0;3,5;4,0 horas	CCMA
Temperatura	5/semana	TRH: 0,5;1,0;1,5;2,0;2,5; 3,0;3,5;4,0 horas	Planta Piloto

S.S.T.: Sólidos en suspensión totales

S.Sed.: Sólidos sedimentables

A.T.: Alcalinidad total

A partir de los resultados obtenidos se pudo conocer el mecanismo de separación de sólidos y se confeccionaron las curvas de sedimentación a diferentes tiempos de retención hidráulico (TRH). Además se determinó la concentración de sólidos flotantes en función del tiempo y los factores que influyen en este mecanismo.

### 7.2.2. Ensayos de desorción de CO<sub>2</sub> del rebose de deshidratación RC

Como consecuencia del proceso de digestión anaerobia del lodo, el rebose RC presentaba un pH próximo a la neutralidad, y una elevada concentración de CO<sub>2</sub>. Estas características fueron modificadas para lograr la reacción de formación de la estruvita, ya que el pH del rebose de deshidratación por centrifugación debe ser incrementado hasta valores alrededor de 8,2, que es el valor óptimo para que tenga lugar la reacción de formación. Una de las posibilidades para aumentar el valor del pH es mediante la eliminación del dióxido de carbono disuelto. De hecho, la pérdida de CO<sub>2</sub> en los reboses digeridos es lo que provoca la formación espontánea de estruvita en las EDAR. La eliminación del CO<sub>2</sub> se logró mediante la inyección de aire a presión, lo que provoca la desorción del dióxido de carbono disuelto y en consecuencia se produce un aumento del pH hasta el valor deseado.

Los ensayos de desorción de CO<sub>2</sub> del rebose RC se realizaron una vez optimizada la operación de decantación y alcanzada la concentración deseable de sólidos en suspensión en el mismo. Es sabido que a concentraciones altas de SST se puede producir una afectación en el proceso de desorción del CO<sub>2</sub> así como de la reacción de formación de la estruvita en el paso subsiguiente. En el paso de desorción las variables básicas a evaluar fueron el tiempo de retención hidráulico (TRH), el flujo de aire a aplicar (Q<sub>a</sub>) y el pH del rebose de centrifugación RC.

Se determinaron en este ensayo las curvas de variación del pH con el tiempo para cada caudal de aire aplicado, con el fin de hallar los valores óptimos de flujo de aire y de tiempo de retención hidráulico para alcanzar el pH requerido.

Además, con los datos obtenidos se determinó la cinética del proceso de desorción de dióxido de carbono, bajo las condiciones de TRH y flujo de aire especificados. Estos ensayos se efectuaron durante un período de un mes, a partir de la optimización del proceso de decantación. La columna de desorción de CO<sub>2</sub> estaba provista además, de tomas a diferentes alturas, con lo cual se pudieron hacer perfiles de variación de la concentración de CO<sub>2</sub> y de pH en función del TRH y de la altura.

Los parámetros medidos en los ensayos, así como la frecuencia del muestreo, se presentan en la tabla 13.

**Tabla 13. Parámetros medidos en el RC y frecuencia de muestreo en los ensayos de desorción de CO<sub>2</sub>**

Parámetro	Frecuencia de muestreo	Muestras	Lugar
DQO	1/semana	h: 1,0;1,5;2,0;2,5;3,0;3,5;4,0 m	Planta Piloto
SST	1/semana	h: 1,0;1,5;2,0;2,5;3,0;3,5;4,0 m	CCMA
PO <sub>4</sub>	1/semana	h: 1,0;1,5;2,0;2,5;3,0;3,5;4,0 m	Planta Piloto
NTK	1/semana	h: 1,0;1,5;2,0;2,5;3,0;3,5;4,0 m	CCMA
N-NH <sub>4</sub>	1/semana	h: 1,0;1,5;2,0;2,5;3,0;3,5;4,0 m	Planta Piloto
pH	5/semana	h: 1,0;1,5;2,0;2,5;3,0;3,5;4,0 m	Planta Piloto
CO <sub>2</sub>	5/semana	h: 1,0;1,5;2,0;2,5;3,0;3,5;4,0 m	Planta Piloto
AT	3/semana	h: 1,0;1,5;2,0;2,5;3,0;3,5;4,0 m	CCMA
T	5/semana	h: 1,0;1,5;2,0;2,5;3,0;3,5;4,0 m	Planta Piloto

### 7.2.3. Ensayos de preparación de reactivo

Para lograr la reacción de formación de estruvita se hace necesaria la presencia de magnesio disuelto, el cual se combina con el PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> y el NH<sub>4</sub><sup>+</sup> para formar la estruvita. La concentración de magnesio en solución debe estar en una cantidad equimolecular, con respecto a la concentración de PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>. La fuente de magnesio para el proceso fue el subproducto que se obtiene a partir del proceso de calcinación del carbonato de magnesio. Esta es una fuente muy barata, pero el magnesio se encuentra en forma no soluble y para lograr su disolución se empleó el gas de combustión procedente de los motogeneradores de la EDAR, que contiene CO<sub>2</sub> y que actualmente se emite a la atmósfera, creando problemas de contaminación.

El objetivo de los ensayos de preparación de reactivo fue la determinación de las variables operacionales óptimas para alcanzar las concentraciones deseadas de magnesio disuelto en forma de bicarbonato que reaccione con el fósforo y el nitrógeno presentes en el RC, para lograr la formación de la estruvita.

Durante estos ensayos se evaluaron los efectos de las siguientes variables:

- El tiempo de retención hidráulico (TRH)
- El flujo del gas
- La concentración de dióxido de carbono del gas
- La velocidad de mezclado
- La dosificación del subproducto de calcinación de óxido de magnesio, magnesita PC
- La temperatura del proceso

La disolución del óxido de magnesio contenido en la magnesita PC está determinada por el pH, la presencia de dióxido de carbono disuelto, el tiempo de contacto entre la magnesita PC y la fase líquida, y la temperatura a la cual se efectúa el proceso. Estos ensayos tuvieron una duración de 1 mes.

Durante estos ensayos la composición de los gases de combustión fue determinada mediante métodos de análisis homologables.

Los parámetros medidos en el depósito de preparación de reactivo se indican en la tabla 14.

**Tabla 14. Parámetros medidos en el depósito de preparación de reactivo**

Parámetro	Frecuencia de muestreo	Muestras	Lugar
SST	3/semana	0,5;1,0;1,5;2,0;2,5 horas	CCMA
pH	5/semana	0,5;1,0;1,5;2,0;2,5 horas	Planta Piloto
CO <sub>2</sub>	5/semana	0,5;1,0;1,5;2,0;2,5 horas	Planta Piloto
AT	3/semana	0,5;1,0;1,5;2,0;2,5 horas	CCMA
Mg	5/semana	0,5;1,0;1,5;2,0;2,5 horas	Planta Piloto
Calcio (Ca)	1/semana	0,5;1,0;1,5;2,0;2,5 horas	CCMA
T	5/semana	0,5;1,0;1,5;2,0;2,5 horas	Planta Piloto

Además, se estudió la cinética de formación del bicarbonato de magnesio en función de las variables mencionadas. Se determinaron las condiciones óptimas de dosificación de magnesita PC, de flujo de gas, de velocidad de mezclado, de tamaño de partícula y de temperatura, para obtener la concentración deseada de magnesio en el reactivo. Además, se determinó el volumen de magnesita PC de rechazo y las variantes de disposición final del mismo.

### 7.3. Ensayos en régimen continuo

Después de obtenidas las variables de operación óptimas en las etapas de decantación y de desorción de dióxido de carbono, así como en la de preparación de reactivo, la Planta Piloto inició su operación en régimen continuo. De modo que todos los pasos previos del proceso funcionaron con las variables de operación óptimas y se procedió a efectuar los ensayos en el reactor de lecho fluidizado para la producción y cristalización de la estruvita.

Los ensayos en régimen continuo abarcaron los siguientes aspectos:

- Ensayos para el ajuste de la Planta Piloto en régimen continuo
- Ensayos de rendimiento en función del tiempo de retención hidráulico
- Ensayos de rendimiento en función del tamaño de partícula
- Ensayos de funcionamiento del decantador de finos
- Ensayos de formación y cristalización de la estruvita
- Ensayos de calidad de la estruvita obtenida
- Ensayos de caracterización del efluente final del proceso

#### 7.3.1. Ensayos para el ajuste de la Planta Piloto en régimen continuo

Después de obtenidas las variables operacionales óptimas para el acondicionamiento del rebose RC y la preparación del reactivo, la Planta Piloto pasó a ser operada en régimen continuo.

El ajuste de la Planta Piloto a régimen continuo tuvo una duración de 1,5 meses. Durante este período, se probaron la totalidad de la instrumentación y los equipos en condiciones reales. Con ese objetivo, fue necesario preparar todos los elementos de medición y de control de que estaba provista la Planta Piloto, así como el equipamiento de que disponía.

Durante los ensayos se efectuaron las determinaciones de los parámetros que se indican en la tabla 15.

**Tabla 15. Parámetros medidos durante el ajuste de la Planta Piloto a régimen continuo de operación**

Parámetro	Frecuencia de muestreo	Muestras	Lugar
SST	3/semana	Entrada y Salida del LF	CCMA
pH	5/semana	Entrada y Salida del LF	Planta Piloto
AT	3/semana	Entrada y Salida del LF	CCMA
Mg	3/semana	Entrada y Salida del LF, Reactivo	Planta Piloto
PO <sub>4</sub>	3/semana	Entrada y Salida del LF	Planta Piloto
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	3/semana	Entrada y Salida del LF	Planta Piloto
T	5/semana	Entrada y Salida del LF, Reactivo	Planta Piloto

#### 7.3.2. Ensayos de rendimiento en función del TRH (tiempo de retención hidráulico)

En los ensayos acerca del rendimiento en función del TRH se estudió el efecto de esta variable sobre la eliminación del fósforo y el nitrógeno amoniacal presentes en el rebose de deshidratación RC. También, se estudió el proceso de cristalización, evaluando el efecto del TRH sobre el tamaño de los cristales de estruvita y se determinó el grado de pureza del producto final obtenido.

Este ensayo tuvo una duración de dos meses a partir de la conclusión del ajuste de la Planta Piloto. En la tabla 16 se resumen los parámetros medidos.

**Tabla 16. Parámetros medidos en el reactor de lecho fluidizado y frecuencia de muestreo en los ensayos de obtención de estruvita, en función del TRH**

Parámetro	Frecuencia de muestreo	Muestras	Lugar
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	1/semana	Entrada y Salida	Planta Piloto
SST	3/semana	Entrada y Salida	CCMA
PO <sub>4</sub>	5/semana	Entrada y Salida	Planta Piloto
NTK	1/semana	Entrada y Salida	CCMA
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	5/semana	Entrada y Salida	Planta Piloto
Mg	5/semana	Entrada y Salida	Planta Piloto
pH	5/semana	Entrada y Salida	Planta Piloto
AT	3/semana	Entrada y Salida	CCMA
Cristalografía	1/semana	Producto Final	CCMA
Metales Pesados (MP)	1/semana	Producto Final	CCMA

Con los resultados obtenidos se definieron los caudales óptimos de reactivo y de rebose RC, la relación óptima Magnesio:Fósforo, así como el TRH, y el tiempo de retención de los cristales de estruvita (TRC), para la obtención de la mayor eficiencia en la producción desde el punto de vista económico. Se determinó el modelo cinético que describe el proceso y se compararon los resultados obtenidos con los alcanzados previamente a escala de laboratorio.

### 7.3.3. Ensayos de rendimiento en función del tamaño de partícula

Se evaluó el efecto del tamaño de partícula sobre la eficiencia de eliminación de  $\text{NH}_4^+$  y  $\text{PO}_4^{3-}$ . Se estudió el crecimiento de los cristales en función de la recirculación externa (RE). Se efectuó la recirculación de los cristales obtenidos en el decantador de finos al reactor de lecho fluidizado y se evaluó la eficacia de ese procedimiento con respecto al proceso sin recirculación. Estos ensayos tuvieron una duración de dos meses y se determinaron los parámetros indicados en la tabla 17.

**Tabla 17. Parámetros medidos en el reactor de lecho fluidizado y frecuencia de muestreo. Efecto del tamaño de partícula**

Parámetro	Frecuencia de muestreo	Muestras	Lugar
DQO	1/semana	Entrada y Salida	Planta Piloto
SST	3/semana	Entrada y Salida	CCMA
$\text{PO}_4$	5/semana	Entrada y Salida	Planta Piloto
NTK	1/semana	Entrada y Salida	CCMA
$\text{N-NH}_4^+$	5/semana	Entrada y Salida	Planta Piloto
Mg	5/semana	Entrada y Salida	Planta Piloto
pH	5/semana	Entrada y Salida	Planta Piloto
AT	3/semana	Entrada y Salida	CCMA
Cristalografía	1/semana	Producto Final	CCMA
Metales Pesados (MP)	1/semana	Producto Final	CCMA

### 7.3.4. Ensayos de funcionamiento del decantador de finos

Estos ensayos tuvieron el objetivo de determinar la eficiencia de eliminación de cristales finos de estruvita así como el mecanismo de decantación de estos. La variable evaluada fue el TRH. La duración de estos ensayos fue de 2 meses durante los que se realizaron los siguientes análisis indicados en la tabla 18.

**Tabla 18. Parámetros medidos en los ensayos de funcionamiento del decantador de finos**

Parámetro	Frecuencia de muestreo	Muestras	Lugar
$\text{PO}_4$	3/semana	Sobrenadante	Planta Piloto
$\text{N-NH}_4^+$	3/semana	Sobrenadante	Planta Piloto
Mg, fósforo, N	3/semana	Cristalizado	Planta Piloto
Cristalografía	2/semana	Cristalizado	CCMA

Se comparó además la pureza de los cristales obtenidos en el decantador de fino, con los extraídos del reactor de lecho fluidizado.

### 7.3.5. Ensayos de formación y cristalización de estruvita

En estos ensayos se estudió el mecanismo del proceso de cristalización, evaluando la influencia de diferentes variables sobre el proceso: TRH, tiempo de retención de los sólidos cristalizados (TRC), pH, AT, relación Mg/P y RE. Este estudio se efectuó durante un periodo de cuatro meses y fue simultáneo con los ensayos de rendimiento, en función del tamaño de partícula, y de funcionamiento del decantador de finos. Los parámetros a determinar en estos ensayos y su frecuencia se presentan en la tabla 19.

**Tabla 19. Parámetros medidos en los ensayos de cristalización**

Parámetro	Frecuencia de muestreo	Muestras	Lugar
Ortofosfato ( $\text{PO}_4^3-$ )	3/semana	Cristalizado	Planta Piloto
Nitrógeno Amoniacal ( $\text{N-NH}_4^+$ )	3/semana	Cristalizado	Planta Piloto
Magnesio (Mg)	3/semana	Cristalizado	Planta Piloto
Cristalografía	2/semana	Cristalizado	CCMA

### 7.3.6. Ensayos de la calidad de la estruvita obtenida

Se estudiaron los parámetros que indican las características de la estruvita que se obtuvo, así como las variables que pudieron alterar las propiedades de la misma, tales como la humedad, o la temperatura, y la presencia de metales tóxicos que pudiesen afectar la utilización de la misma como fertilizante de liberación lenta. Estos ensayos se efectuaron durante un periodo de cuatro meses coincidiendo con la duración de los ensayos en régimen continuo. Además, se estudiaron las condiciones a tener en cuenta para la deshidratación del producto final, la durabilidad del mismo, las condiciones de su almacenamiento, la toxicidad en función de su pureza y la presencia de metales pesados. Los parámetros a medir durante estos ensayos se muestran en la tabla 20.

**Tabla 20. Parámetros de caracterización de la calidad de la estruvita**

Parámetro	Frecuencia de muestreo	Muestras	Lugar
DQO	2/semana	Cristalizado	Planta Piloto
$\text{PO}_4^3-$	3/semana	Cristalizado	Planta Piloto
$\text{N-NH}_4^+$	3/semana	Cristalizado	Planta Piloto
Mg	3/semana	Cristalizado	Planta Piloto
MP	1/semana	Cristalizado	CCMA

### 7.3.7. Ensayos de caracterización del efluente final del proceso

El objetivo de estos ensayos fue evaluar la calidad del efluente final, del proceso que debe ser recirculado a la EDAR, haciendo énfasis, fundamentalmente, en su concentración en materia orgánica y en nutrientes. Este estudio fue realizado durante toda la fase de experimentación en la Planta Piloto. Los parámetros medidos se resumen en la tabla 21.

**Tabla 21. Parámetros medidos en el efluente final y frecuencia de muestreo**

Parámetro	Frecuencia de muestreo	Lugar
DQO	3/semana	Planta Piloto
SST	3/semana	CCMA
$\text{PO}_4^3-$	3/semana	Planta Piloto
NTK	3/semana	CCMA
$\text{N-NH}_4^+$	3/semana	Planta Piloto
Mg	1/semana	Planta Piloto
Ca	1/semana	CCMA
pH	5/semana	Planta Piloto
AT	3/semana	CCMA

8

Resultados obtenidos  
en el plan experimental



Una vez concluida la construcción de la Planta Piloto y las pruebas de puesta en marcha se efectuaron un conjunto de ensayos, cuyo objetivo era la obtención de los parámetros óptimos en cada uno de los pasos del proceso de producción de estruvita, y disponer así de la información necesaria para la realización del diseño de una planta a una escala mayor.

Además, se efectuó una completa caracterización del producto final obtenido lo que es de importancia vital para la utilización del mismo con fines agrícolas. El periodo de ensayos a escala piloto tuvo una duración de ocho meses. Durante el funcionamiento de la Planta Piloto se realizaron una serie de ensayos que abarcaron tres líneas principales:

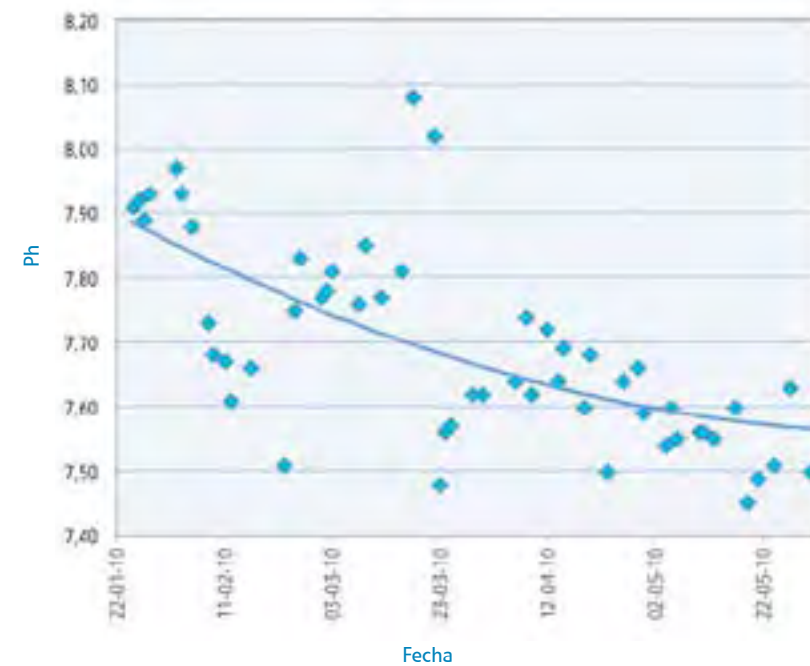
- Caracterización del rebose de deshidratación por centrifugación RC que fue tratado en la Planta Piloto
- Ensayos en régimen discontinuo de cada paso del proceso
- Ensayos en régimen continuo

Las conclusiones a las que se llegaron, con los resultados de estos ensayos se exponen en el capítulo 9.

### 8.1. Caracterización del rebose de deshidratación por centrifugación de lodos de digestión anaerobia RC

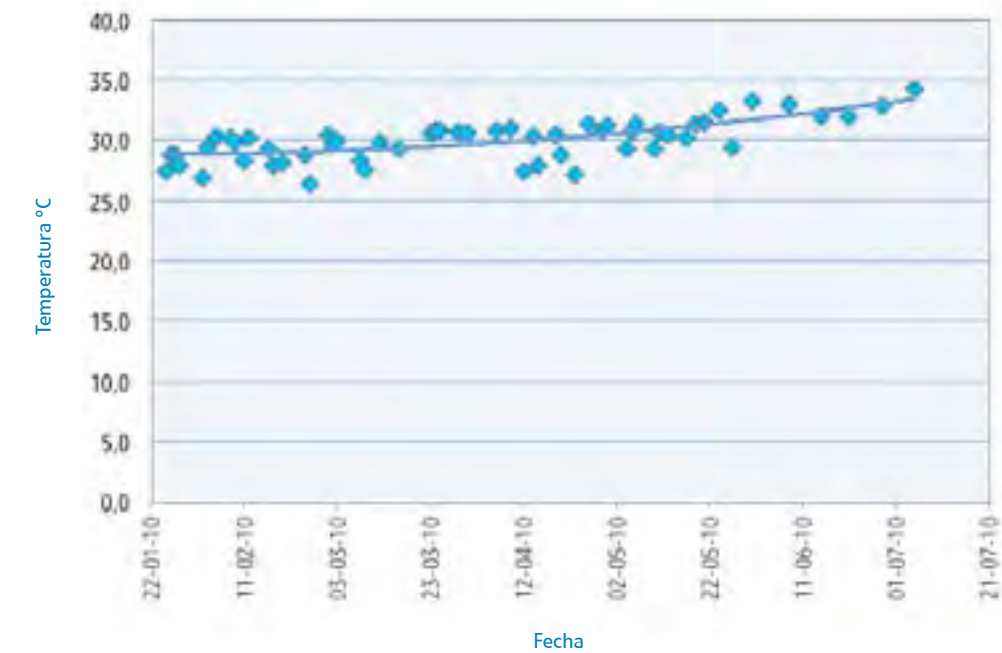
El estudio de las características del rebose de deshidratación RC abarcó todo el periodo de duración del proyecto y se evaluaron los indicadores que se han descrito en el plan experimental (epígrafe 7.1). En la figura 22, se presenta la variación del pH durante todo el período.

Figura 22. Variación del pH en muestras de rebose RC durante el estudio



En el gráfico se ha incluido una curva de tendencia exponencial en la que se aprecia la progresiva disminución del pH durante el periodo en que se efectuaron los ensayos. Esta tendencia indica una menor concentración de compuestos que aportan alcalinidad, como por ejemplo las sales de amonio. En la figura 23, se presenta la variación de la temperatura del rebose RC durante el estudio.

Figura 23. Variación de la temperatura en muestras del rebose RC durante el estudio

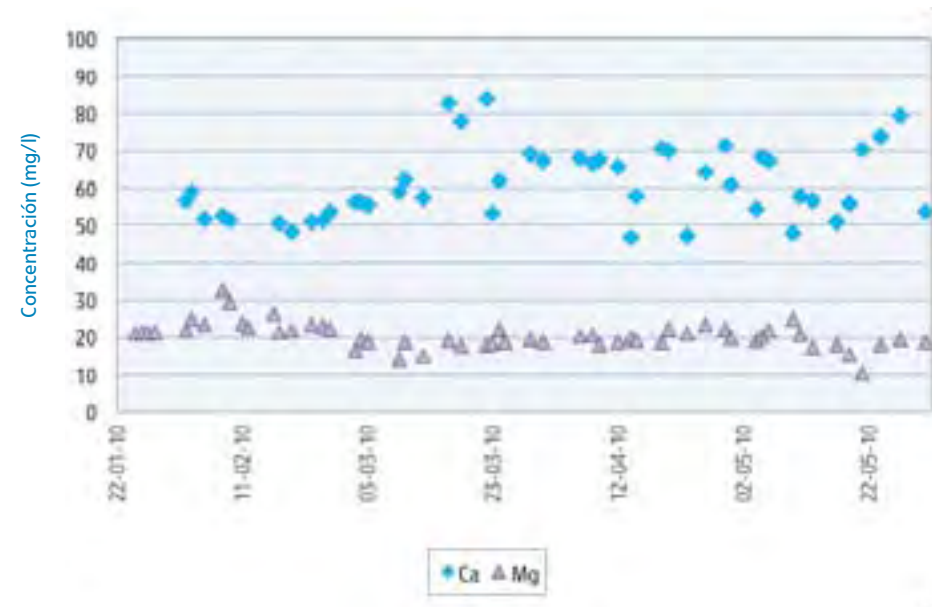


Como se puede apreciar, existe una ligera tendencia al incremento de la temperatura a medida que la temperatura ambiental se eleva. Este factor puede influir en un incremento del escape de gases que se encuentran en el seno del rebose RC, como por ejemplo el amoníaco y el dióxido de carbono.

Estos valores de temperatura son favorables para los procesos de acondicionamiento del rebose RC para la producción de estruvita. Çelen y Türker, (2001) publicaron que la temperatura de reacción no tuvo influencia en la solubilidad de la estruvita en efluentes de digester anaerobio a temperaturas entre 25-40 grados Celsius.

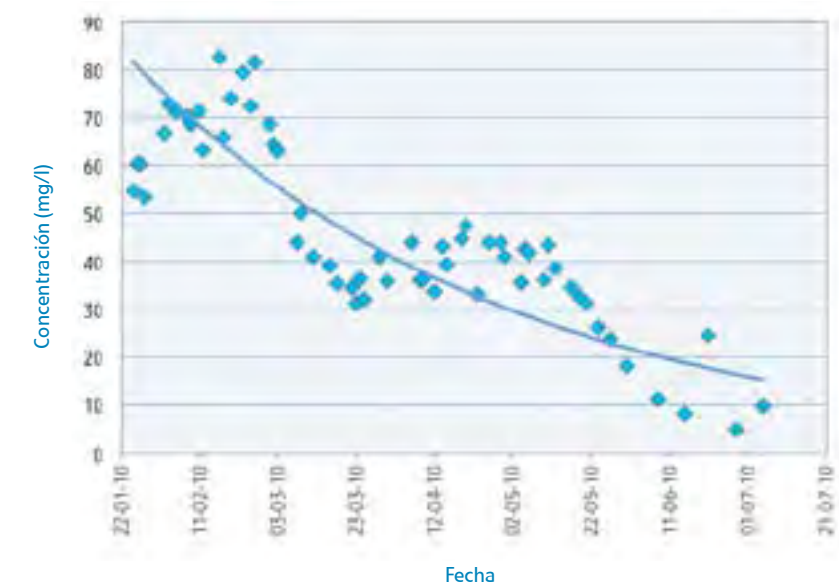
En la figura 24, se presenta la concentración de calcio y magnesio en las muestras analizadas de rebose RC durante el estudio. Como se puede observar, las concentraciones de calcio y magnesio son bastante estables en el RC. La concentración promedio de calcio alcanza un valor de 60,9 miligramos por litro, con una desviación estándar de 9,6 miligramos por litro, y un coeficiente de variabilidad de 15,7 por cien, lo que demuestra la estabilidad de la concentración de calcio.

Figura 24. Concentración de calcio y magnesio en las muestras de rebose RC



En cuanto al magnesio, la concentración promedio es de 20,8 miligramos por litro, la desviación estándar es de 3,9 miligramos por litro, y el coeficiente de variabilidad de 18,8 por cien, lo que indica una estabilidad semejante en este indicador. La relación molar del magnesio y del calcio es de 0,57. Esta relación, según Musvoto y col. (2000), determina que se produzca muy poca estruvita en los pasos previos de acondicionamiento, al producirse un aumento del pH. Estos autores han determinado que la relación molar  $Mg^{2+} : Ca^{2+}$  debería ser mayor de 0,60 para obtener solamente el precipitado cristalizado de estruvita, mientras que a relaciones menores se produce principalmente fosfato de calcio; sin embargo, dado que este indicador se encuentra cercano a 0,60, ciertas cantidades de estruvita se pueden producir al incrementarse el pH a los valores entre 8,0 y 9,0.

En la figura 25, se presenta la concentración de fósforo en forma de ortofosfato en las muestras de rebose RC. Con respecto al  $P-PO_4^{3-}$ , se observa una mayor concentración durante los dos primeros meses del año, con valores en el rango de 50-80 miligramos por litro, pero después de este periodo ocurre una paulatina disminución, como se puede apreciar en el gráfico en el que se presenta además, la línea de tendencia exponencial de ese decrecimiento con valores que llegaron a un mínimo en los meses de verano. Valores inferiores a 30 miligramos por litro determinan velocidades más bajas de producción de estruvita, y por consiguiente eliminaciones inferiores a las esperadas.

Figura 25. Concentración de  $P-PO_4^{3-}$  en las muestras de rebose RC

La EDAR Arroyo del Soto, como otras muchas depuradoras, ha tenido que adaptar sus procesos a los nuevos requerimientos de vertido, poniendo en servicio los procesos de precipitación química necesarios (Preprecipitación y Coprecipitación), y utilizando cloruro férrico como agente de precipitación de fosfatos. La disminución del contenido en fósforo del agua decantada y la presencia de ión férrico en los lodos procedentes de estos procesos, pueden haber sido responsables en el descenso experimentado por la concentración de ortofosfatos en el rebose de deshidratación por centrifugación, durante el tiempo transcurrido desde la aportación de los primeros datos históricos de esta EDAR y la fase experimental del proyecto de obtención de estruvita, circunstancia, por otro lado, favorable al cumplimiento de la Autorización de Vertido, por la reducción del contenido en ortofosfatos de los retornos a cabecera de planta.

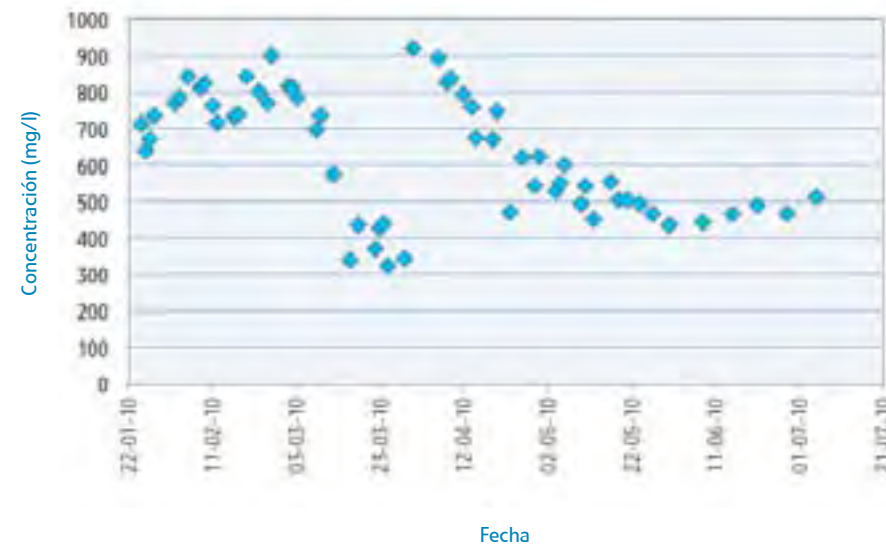
Debido a las dificultades que presentaba la realización del plan experimental, con concentraciones tan bajas de fósforo, se instaló un sistema de dopado en la columna de desorción que permitía aumentar la concentración de  $P-PO_4^{3-}$  añadiendo una solución de fosfato diamónico.

El valor promedio de la concentración de fósforo ha sido de 45,3 miligramos por litro, con una desviación estándar de 19,1 miligramos por litro, y un coeficiente de variabilidad de 42,2 por cien, lo que demuestra la elevada variabilidad de los valores de este indicador.

En la figura 26, se presentan los valores del  $N-NH_4^+$  en las muestras de reboses RC. La concentración promedio de  $N-NH_4^+$  alcanza el valor de 632 miligramos por litro, con una desviación estándar de 165 miligramos por litro, y un coeficiente de variabilidad de 26,1 por cien.

En el gráfico se aprecia que la concentración de  $\text{N-NH}_4^+$  tiende a disminuir, a medida que cambiaron las condiciones climáticas. Esto coincide con la disminución observada en la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$ . Conjuntamente con el  $\text{N-NH}_4^+$ , se determinaron las concentraciones de nitrógeno Kjeldhal (NTK). El valor promedio de este indicador ha sido de 762 miligramos por litro, con una desviación estándar de 38 miligramos por litro.

Figura 26. Concentración de  $\text{N-NH}_4^+$  en las muestras de reboses RC



Como se puede ver, los valores promedio de  $\text{N-NH}_4^+$  y NTK son bastante próximos, lo cual indica que la mayor parte del nitrógeno total se encuentra en forma disuelta y como nitrógeno amoniacal, obviamente debido a que durante la digestión anaerobia la mayor parte del nitrógeno es transformado a su forma amoniacal. La alta concentración de nitrógeno en forma amoniacal es favorable para la reacción de formación de estruvita, al ser éste uno de los componentes de la misma.

La figura 27 muestra los valores de DQO de las muestras de reboses RC durante el estudio. Se observa que existe una gran dispersión en los valores de la DQO; sin embargo, los valores mayores se concentran durante los meses de marzo y abril. El valor promedio de la DQO de la totalidad de las 40 muestras analizadas es de 3408 miligramos por litro, con una desviación estándar de 2378 miligramos por litro, lo que representa un coeficiente de variabilidad de 69,8 por cien, corroborando la elevada dispersión de estos valores. La inestabilidad de este parámetro puede estar influenciada por el proceso de centrifugación, que en unos momentos fue más eficiente en cuanto a la eliminación de sólidos, y en otros momentos decreció su eficiencia.

La figura 28 muestra los valores de SST, sólidos sedimentables y sólidos flotantes en las muestra de reboses RC analizadas. Se observa una gran variabilidad de estos parámetros, con valores promedio de 2447 miligramos por litro para los SST, 80,4 mililitros por litro (8,04 por cien) para los sólidos sedimentables, y 146 mililitros por litro (14,6 por cien) para los sólidos flotantes. La desviación estándar fue, en todos los casos, muy elevada con valores de 2236 miligramos por litro, 53,02 mililitros por litro (5,30 por cien) y 165 mililitros por litro, (16,5 por cien), para los SST, sólidos sedimentables y sólidos flotantes, respectivamente.

Figura 27. Valores de DQO en las muestras de reboses RC

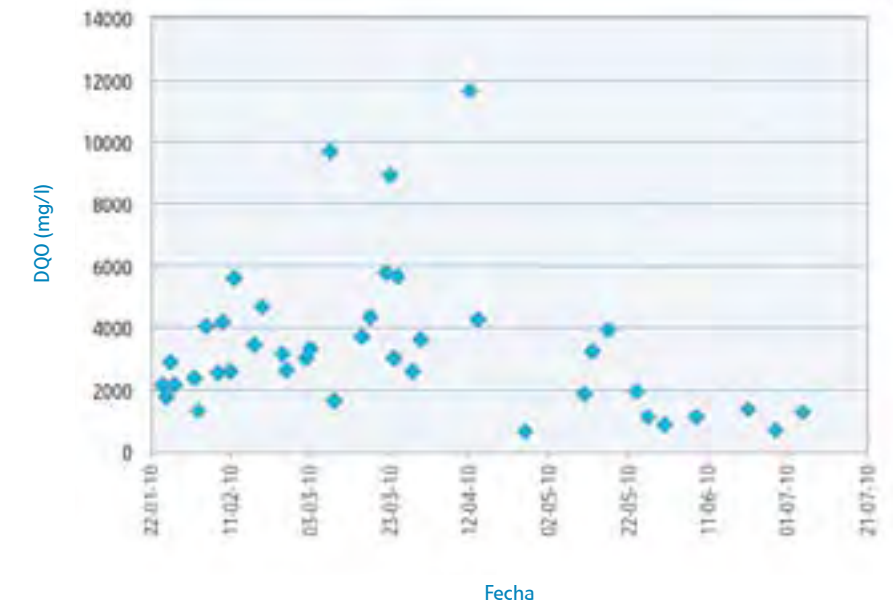


Figura 28. Sólidos en suspensión totales (S.S.T.), Sólidos Sedimentables y Sólidos Flotantes en las muestras de reboses RC



Los SST tienen una tendencia semejante a la de la DQO. Aparentemente ambos parámetros son interdependientes; altas concentraciones de SST coinciden con altos valores de DQO. De igual manera, los valores más elevados de SST coinciden con valores elevados de sólidos flotantes y de sólidos sedimentables, aunque como se puede observar, la mayor concentración fue de sólidos flotantes. Para el eficiente funcionamiento del proceso de producción de estruvita es necesario la eliminación de los sólidos, tanto flotantes, como sedimentables. Se puede ver la tendencia a una progresiva disminución de los valores de estos parámetros a medida que fue pasando el tiempo, con valores mínimos a partir del mes de junio.

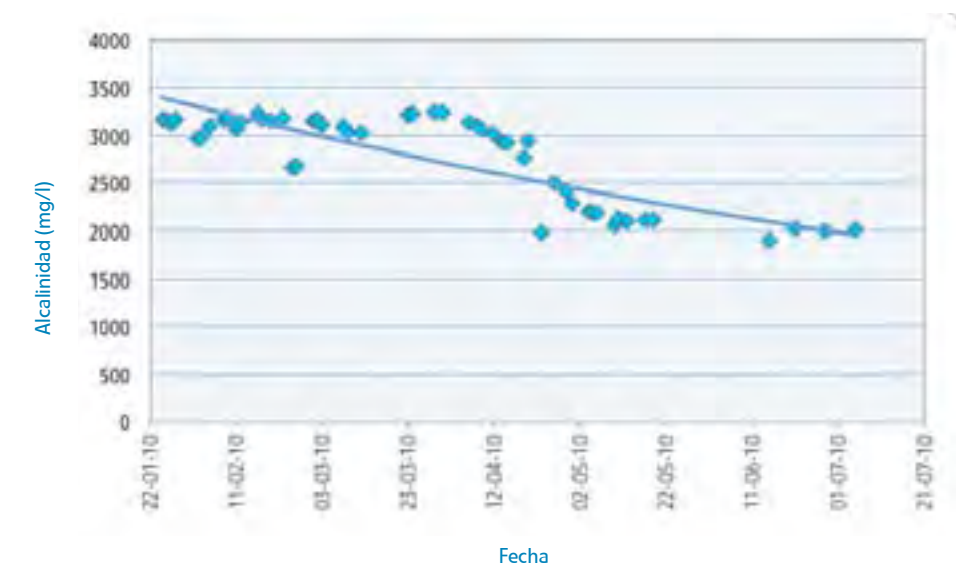
En la figura 29, se presenta una fotografía de una de las pruebas para la determinación de los sólidos sedimentables y flotantes.

Figura 29. Pruebas para la determinación de los sólidos sedimentables y flotantes, por cono Imhoff



La figura 30 muestra los valores de alcalinidad en las muestras de reboses RC durante el estudio, los cuales van disminuyendo siguiendo un patrón exponencial decreciente según se puede observar en la curva de tendencia exponencial incluida en el gráfico. Esa tendencia es semejante a las observadas en los valores de pH y de  $P-PO_4^{3-}$  determinados durante el estudio. Esto demuestra la interrelación entre estos tres indicadores.

Figura 30. Valores de alcalinidad total en las muestras de reboses RC



## 8.2. Ensayos en régimen de operación discontinuo

Los ensayos discontinuos tienen como objetivo la optimización de cada una de las etapas previas, a las que tiene que ser sometido el rebose de deshidratación RC, para que posea las características necesarias para que tenga lugar la reacción de formación de estruvita. Además de esto, se determinaron las condiciones óptimas para obtener el reactivo de magnesio imprescindible para que se produzca la reacción de formación de estruvita. Se efectuaron los siguientes ensayos en régimen discontinuo:

- Ensayos de preparación de reactivo
- Ensayos de decantación del rebose de deshidratación RC
- Ensayos de desorción de  $CO_2$

### 8.2.1. Preparación de reactivo

Los resultados obtenidos indican que un aumento del TRH contribuye a incrementar la concentración de magnesio en la solución. Igualmente, se produce un incremento de la concentración de  $CO_2$  disuelto y de la alcalinidad. Se produce, además, una disminución del valor del pH como consecuencia de la disolución del  $CO_2$ , pero sólo en los primeros 30 minutos, a partir de los cuales el pH se estabiliza manteniéndose prácticamente constante.

El caudal de gas tiene un efecto importante en la disolución del magnesio, pero opuesto al del TRH, al aumentar el caudal de gas se observa una disminución de la concentración de  $\text{CO}_2$ , magnesio y de la alcalinidad. Por último, la velocidad de agitación ayuda a una mejor disolución del reactivo y por supuesto del  $\text{CO}_2$ ; sin embargo, a muy altos valores de VA, ocurre lo contrario, ya que se produce el mismo efecto que el aumento del  $Q_G$ . A continuación, en la tabla 22, se resumen los parámetros óptimos obtenidos en las pruebas.

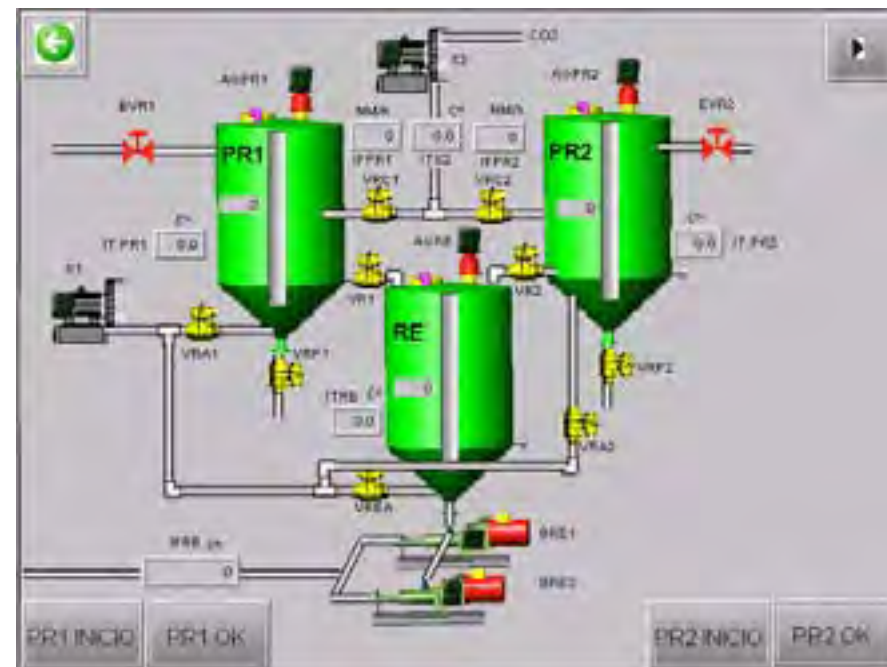
Tabla 22. Parámetros óptimos de preparación de reactivo

Parámetro	
TRH (h)	3
$Q_G$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	20
VA (r.p.m)	1000

### 8.2.1.1. Descripción detallada del plan experimental

En la figura 31, se presenta el esquema de la sección de preparación de reactivo en la Planta Piloto en la que se pueden apreciar los diferentes componentes de la misma.

Figura 31. Unidad de preparación de reactivo



Para la realización de los ensayos de preparación de reactivo, se utilizaron los depósitos PR 1 y PR 2.

Primeramente, el día anterior a cada ensayo, se llenaron los dos depósitos, con agua industrial de la depuradora, abriendo las válvulas EVR1 y EVR2, según las indicaciones del manual de operación de la Planta Piloto.

Cada vez que se efectuó un ensayo se operó de la manera siguiente:

- Se pesó una cantidad de magnesita PC equivalente a 6 kilogramos para cada depósito.
- Se abrieron las purgas correspondientes a la tubería de los gases de combustión de la chimenea en operación en ese momento.
- Se purgó, además, el depósito de acumulación de agua situado en el intercambiador de calor y la tubería que conduce los gases enfriados hacia los difusores de gas.
- Una vez efectuadas estas operaciones, se procedió a arrancar el ensayo correspondiente.

Durante los experimentos, se midió la temperatura, la concentración de magnesio, la concentración de dióxido de carbono y el pH en la mezcla de agua industrial y de magnesita PC. Ambos depósitos se operaron a un nivel del 70 por cien, para evitar que la formación de espumas afectara el proceso.

En la primera serie de pruebas, se evaluó el efecto del caudal de gas ( $Q_G$ ) a valores de 50, 40, 30 y 20 metros cúbicos por hora sobre el proceso, y se tomaron muestras a tiempos de retención hidráulico de 0,5; 1,0; 1,5; 2,0; 2,5 y 3,0 horas, a una velocidad de agitación fija de 500 revoluciones por minuto. Una vez determinado el TRH, y el caudal óptimo de gas, se procedió a evaluar el efecto de la velocidad de agitación a tres niveles de agitación diferentes de 500, 1000 y 1500 r.p.m.

Cada prueba se repitió en tres ocasiones y los análisis efectuados fueron igualmente hechos por triplicado, de modo que los resultados que se presentan corresponden a valores promedio de pruebas y análisis. Una vez concluido cada ensayo, se realizaron las siguientes acciones:

- Se paró la soplante de gases de combustión
- Se cerró la válvula de alimentación de gas de cada depósito
- Se descargó el contenido de cada depósito abriendo la correspondiente válvula de purga

### 8.2.1.2. Efecto del tiempo de retención hidráulico a diferentes caudales de gas

La figura 32 muestra el efecto del TRH sobre el pH a diferentes caudales de gas ( $Q_G$ ) en el depósito de preparación de reactivo y a una velocidad fija del agitador de 500 rpm. Se observa que para todos los caudales de gas aplicados ocurre una considerable disminución del pH al cabo de 0,5 horas y que posteriormente éste se mantiene a un valor casi constante. Ello se puede atribuir a que se produce la reacción de magnesita PC con el  $\text{CO}_2$  del gas de combustión, lo que determina la formación de bicarbonato que se encuentra en equilibrio con el  $\text{CO}_2$  disuelto, manteniéndose prácticamente constante el valor del pH. Al producirse el bicarbonato simultáneamente ocurre la disolución del magnesio contenido en magnesita PC, tal como se explica en el capítulo 6 y en la Ecuación 10. En estos resultados no se aprecian diferencias con respecto al aumento del caudal de gas adicionado al proceso.

Figura 32. Efecto del Tiempo de Retención Hidráulica (TRH) y el caudal de gas sobre el pH

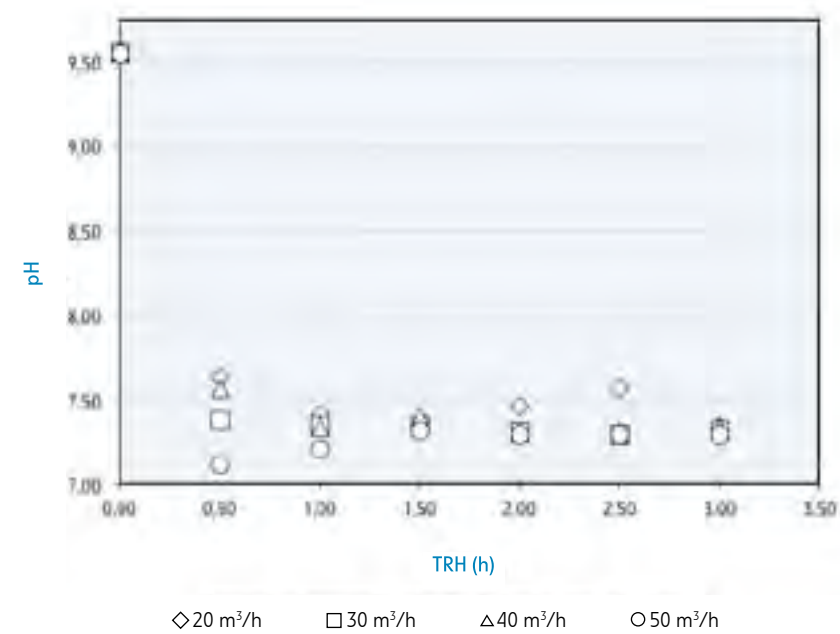


Figura 33. Rotámetro en operación durante las pruebas de preparación de reactivo



En la figura 33, se presenta una fotografía de la forma en que fueron medidos los caudales de gas en ambos depósitos. Durante cada ensayo efectuado, fue necesario purgar los conductos del gas para eliminar el agua que se acumula al disminuir la temperatura.

Durante todos los ensayos efectuados la temperatura en los depósitos varió entre 11,3 y 14,6 °C, mientras que la temperatura de los gases de combustión varió entre 20 y 30 °C, valores que resultaron adecuados para favorecer la reacción.

En la figura 34, se presenta el efecto del TRH y el caudal de gas sobre la concentración de dióxido de carbono disuelto en el líquido. Se observa un incremento considerable de la concentración de dióxido de carbono disuelto con el tiempo de retención para todos los caudales evaluados. Se han incluido curvas de tendencia logarítmicas que facilitan evaluar el comportamiento del proceso con respecto al TRH y  $Q_G$ . Las curvas obtenidas presentan coeficientes de correlación superiores al 80 por cien en todos los casos. Después del considerable incremento en la concentración de  $CO_2$ , que ocurre en los primeros minutos del proceso, la tasa de incremento de la concentración de  $CO_2$  disuelto va disminuyendo al establecerse un equilibrio entre este y el bicarbonato formado. Esto provoca la creciente disolución del magnesio, y la estabilización del pH, como se aprecia en la figura 35. Este hecho corrobora que con el suministro de gases de combustión se origina un aumento significativo de la concentración de bicarbonato, produciéndose así la disolución del magnesio. Se puede apreciar también que la concentración de dióxido de carbono disuelto fue muy inferior para un caudal de gas de 50 metros cúbicos por hora. Al parecer, a ese caudal no se logra una buena disolución del  $CO_2$ , debido posiblemente a un menor tiempo de contacto entre el gas y la suspensión de magnesita PC en agua. La velocidad de disolución de  $CO_2$  fue máxima para un caudal de 20 metros cúbicos a la hora, pero a medida que aumentó el tiempo de retención los valores se fueron aproximando y, al cabo de 2 horas, las diferencias fueron muy pequeñas. La concentración máxima de  $CO_2$ , se obtuvo al cabo de 3 horas de TRH.

Figura 34. Efecto del Tiempo de Retención Hidráulica (TRH) y el caudal de gas sobre el pH

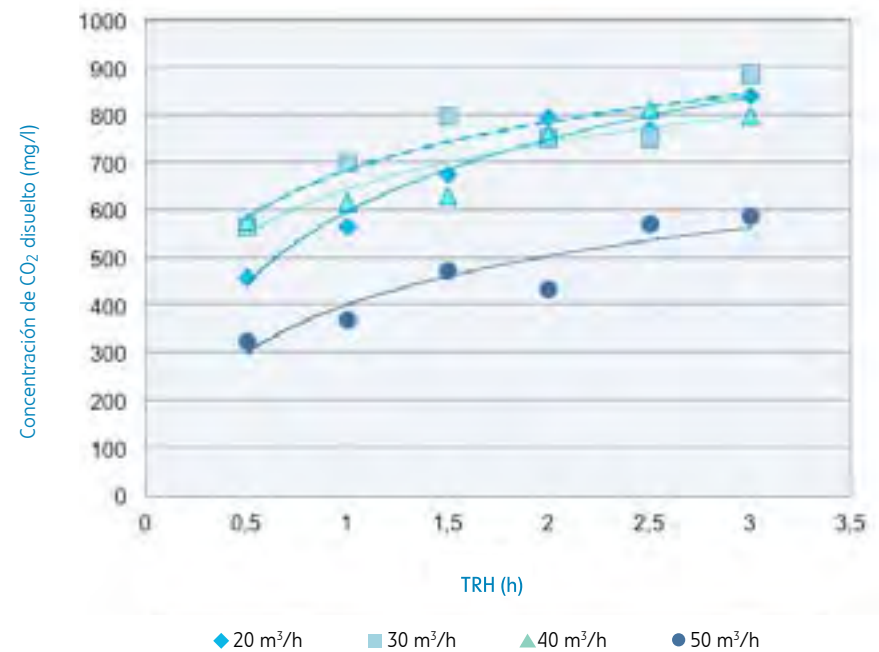
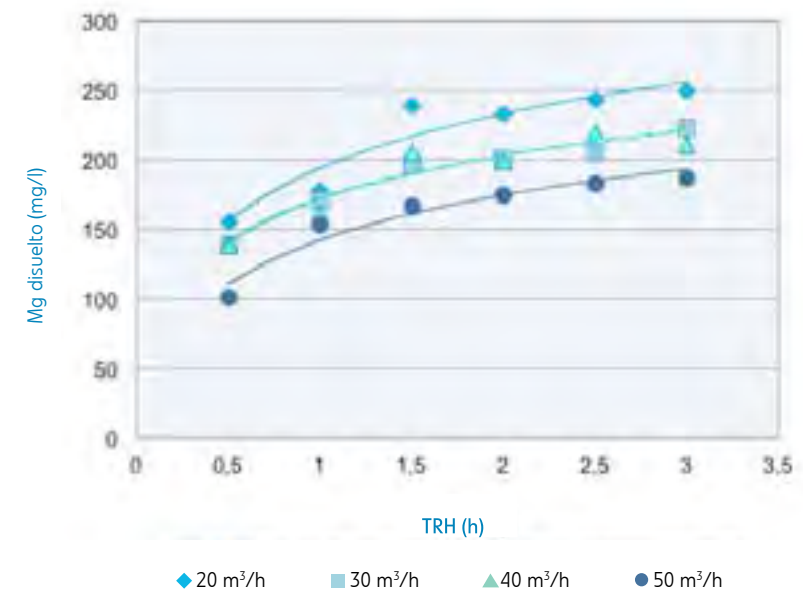


Figura 35. Efecto del TRH y el caudal de gas sobre la concentración de Mg disuelto



Las siguientes ecuaciones empíricas relacionan la concentración de CO<sub>2</sub> disuelto con el TRH y el caudal de gas:

Ecuación 11  **$Q_G: 20 \text{ m}^3/\text{h} [\text{CO}_2] = 220,2 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 596,5$**

Ecuación 12  **$Q_G: 30 \text{ m}^3/\text{h} [\text{CO}_2] = 146,5 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 684,4$**

Ecuación 13  **$Q_G: 40 \text{ m}^3/\text{h} [\text{CO}_2] = 140,7 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 643,9$**

Ecuación 14  **$Q_G: 50 \text{ m}^3/\text{h} [\text{CO}_2] = 147,2 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 401,4$**

Estas ecuaciones empíricas confirman que las mayores concentraciones de dióxido de carbono son obtenidas a un menor TRH cuando el caudal de gas aplicado fue de 20 metros cúbicos por hora, o 7,1 metros cúbicos de gas por metro cúbico de solución de reactivo obtenida.

La figura 35 muestra el comportamiento de la concentración de magnesio disuelto ante variaciones del caudal de gas y el tiempo de retención hidráulico.

Como se puede apreciar en la figura 35, la concentración de magnesio en solución se incrementó en relación con el tiempo de retención hidráulico, siguiendo un patrón logarítmico, al igual que ocurrió con la concentración de CO<sub>2</sub>. Las curvas obtenidas tienen en todos los casos un elevado coeficiente de correlación, lo que demuestra la validez del patrón encontrado. En todos los casos se alcanza un máximo valor de concentración de magnesio al cabo de tres horas. Como se puede observar, las concentraciones de magnesio fueron inferiores a 50 metros cúbicos por hora, con relación al resto de los caudales estudiados, mientras que las mayores concentraciones se obtuvieron para un caudal de 20 metros cúbicos por hora. A continuación se presentan las ecuaciones empíricas obtenidas, que vinculan la concentración de magnesio en solución en función del TRH y del caudal de gas:

Ecuación 15  **$Q_G: 20 \text{ m}^3/\text{h} [\text{Mg}] = 56,3 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 193,8$**

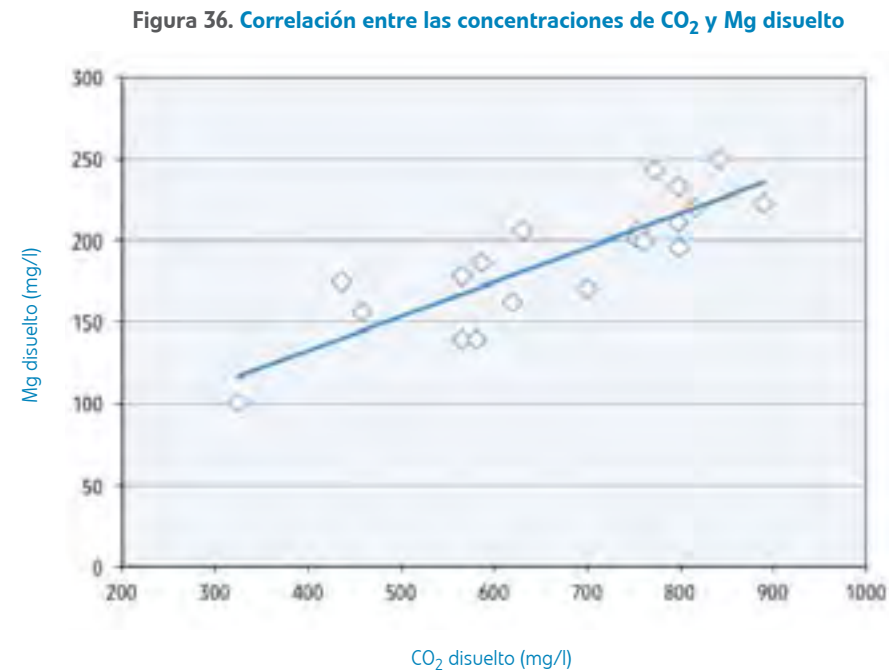
Ecuación 16  **$Q_G: 30 \text{ m}^3/\text{h} [\text{Mg}] = 44,7 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 171,5$**

Ecuación 17  **$Q_G: 40 \text{ m}^3/\text{h} [\text{Mg}] = 45,5 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 171,2$**

Ecuación 18  **$Q_G: 50 \text{ m}^3/\text{h} [\text{Mg}] = 46,7 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 142,2$**

Las ecuaciones empíricas obtenidas demuestran que las condiciones de mayor disolución de magnesio se obtienen para el caudal de gas de 20 metros cúbicos por hora, y al cabo de 3 horas de TRH.

Las ecuaciones también demuestran el paralelismo existente entre la disolución del magnesio y del CO<sub>2</sub>. Las figuras 34 y 35 indican la existencia de una correlación entre las concentraciones de CO<sub>2</sub> y el magnesio disueltos. En la figura 36, se aprecia la existencia de una relación lineal entre ambos.



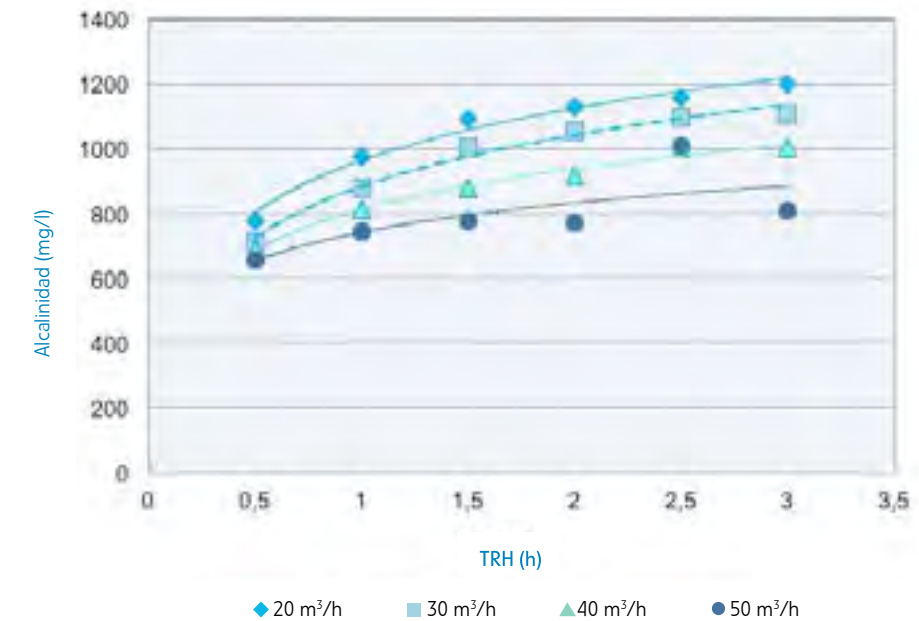
La relación entre la concentración de CO<sub>2</sub> disuelto y la concentración de magnesio disuelto está representada por la ecuación que se muestra a continuación, con un valor del coeficiente de correlación R<sup>2</sup> = 0,75:

$$\text{Ecuación 19} \quad [\text{Mg}^{2+}] = 0,21 [\text{CO}_2] + 48,84$$

Esto demuestra que la concentración de magnesio en solución es directamente proporcional a la concentración de CO<sub>2</sub> disuelto, y que el magnesio disuelto se encuentra en forma de bicarbonato debido al efecto de la adición de los gases de combustión procedente de los motogeneradores.

La figura 37 muestra el comportamiento de la alcalinidad durante las pruebas efectuadas.

**Figura 37. Efecto del TRH y el caudal de gas sobre la alcalinidad**



Como se puede observar en la figura 37, se han agregado curvas logarítmicas de tendencia de cómo varía la alcalinidad con el TRH y QG. Se produce un incremento de la alcalinidad con el aumento del tiempo de retención hidráulico, y a medida que disminuye el caudal de gas adicionado a la reacción. Los valores más bajos de alcalinidad, índice de la concentración de bicarbonatos en equilibrio con el dióxido de carbono, se apreciaron a un caudal de 50 metros cúbicos por hora de gas, mientras que los valores mayores se hallaron a un caudal de 20 metros cúbicos por hora.

Al igual que para los casos del CO<sub>2</sub> y el magnesio, se obtuvieron una serie de ecuaciones empíricas que relacionan la alcalinidad con el TRH y QG:

$$\text{Ecuación 20} \quad \text{Q}_G: 20 \text{ m}^3/\text{h} \quad \text{Alc} = 232,3 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 961,1$$

$$\text{Ecuación 21} \quad \text{Q}_G: 30 \text{ m}^3/\text{h} \quad \text{Alc} = 229,9 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 882,3$$

$$\text{Ecuación 22} \quad \text{Q}_G: 40 \text{ m}^3/\text{h} \quad \text{Alc} = 180,5 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 811,3$$

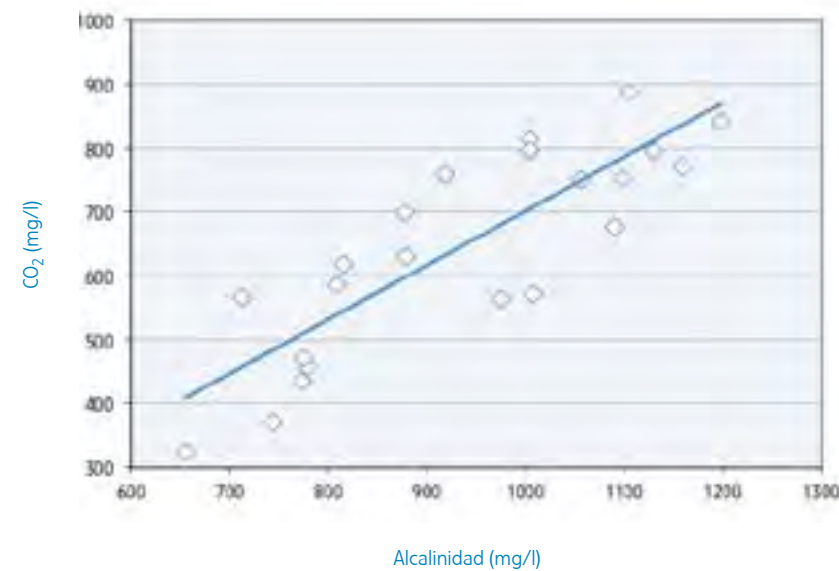
$$\text{Ecuación 23} \quad \text{Q}_G: 50 \text{ m}^3/\text{h} \quad \text{Alc} = 130,4 [\text{Ln}(\text{TRH})] + 741,1$$



En todos los casos, los coeficientes de correlación son mayores de 0,8; lo que demuestra la relación logarítmica entre la alcalinidad, el TRH y  $Q_G$ . De ellos se deduce la existencia de una correlación lineal entre la alcalinidad, la concentración de  $CO_2$  disuelto, y el magnesio disuelto, y confirma que el magnesio disuelto se encuentra en forma de bicarbonato.

La figura 38 muestra la relación lineal entre la alcalinidad y la concentración de  $CO_2$  en la solución de reactivo.

Figura 38. Correlación entre la alcalinidad y la concentración de  $CO_2$  en la solución



La siguiente ecuación relaciona linealmente la alcalinidad con la concentración de dióxido de carbono con un coeficiente  $R^2 = 0,7$

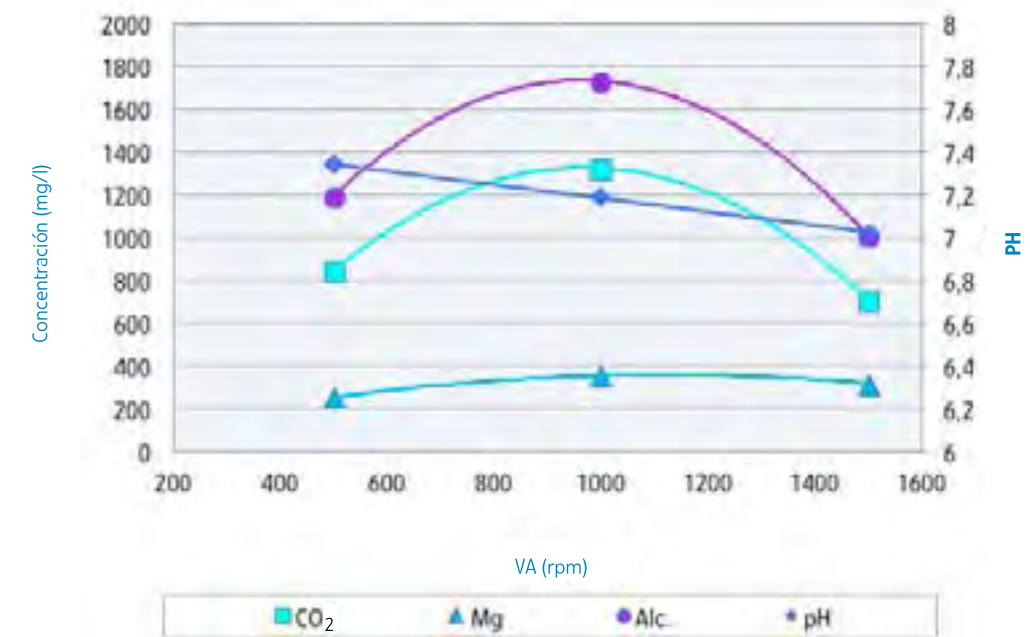
$$\text{Ecuación 24} \quad [CO_2] = 0,85 [\text{Alcalinidad}] - 145,5$$

Tal y como demuestran los resultados obtenidos, los mejores resultados se consiguieron a un TRH de 3 horas, con un caudal de gas  $Q_G$  de 20 metros cúbicos por hora, equivalente a 7,1 metros cúbicos de gas, por metro cúbico de solución de reactivo.

### 8.2.1.3. Efecto de la velocidad de agitación

Teniendo en cuenta los resultados previos obtenidos, el efecto de la velocidad de agitación se evaluó a un TRH de 3 horas y  $Q_G$  de 20 metros cúbicos por hora. En la figura 39 se presenta la variación del pH, la concentración de  $CO_2$ , de magnesio y de la alcalinidad con la velocidad de agitación en la operación de preparación de reactivo.

Figura 39. Efecto de la velocidad de agitación (VA) sobre las concentraciones de  $CO_2$ , magnesio, alcalinidad y el pH



Del análisis de la figura 39 se desprende que el pH disminuye a medida que aumenta la velocidad de agitación. La concentración de  $CO_2$ , la concentración de magnesio y el valor de la alcalinidad tuvieron un comportamiento muy similar, obteniéndose valores máximos de estos tres parámetros a una velocidad de agitación de 1000 revoluciones por minuto. Al parecer, a 1500 r.p.m. aunque se logra una mayor disminución en el pH, el intenso mezclado aumenta la turbulencia y es posible que esto interfiera en la reacción de disolución del magnesio lo que no facilita una mejor distribución del gas en el seno del líquido. Este comportamiento fue observado cuando se incrementó el caudal de gas por encima de 20 metros cúbicos por hora, en las pruebas anteriores en las que ocurrió una menor disolución del magnesio a medida que aumentó el caudal de gas que conlleva a una mayor turbulencia dentro de los depósitos de preparación de reactivo.

Según los resultados obtenidos en este ensayo se concluye que la velocidad óptima de agitación es de 1000 r.p.m.

## 8.2.2. Ensayos de decantación

Los resultados permiten concluir que la mayor eliminación de SST es alcanzada a un TRH de 2,5 horas. Valores mayores a éste no contribuyen a aumentar la eficiencia de eliminación de SST, mientras que valores inferiores no garantizan la calidad requerida del rebose RC para el proceso de desorción. Con los resultados obtenidos se pudo pasar a la optimización de la etapa de desorción de CO<sub>2</sub>.

### 8.2.2.1. Descripción detallada del ensayo

El plan experimental inicialmente consideraba la realización de pruebas de decantación, a tiempos de retención hidráulicos de 0,5; 1,0; 1,5; 2,0; 2,5; 3,0; 3,5 y 4,0 horas; sin embargo, posteriormente fue modificado, en función de los resultados obtenidos en el curso de los ensayos efectuados. Las pruebas a cada TRH se realizaron por triplicado. Igualmente se analizaron por triplicado las muestras tomadas.

### 8.2.2.2. Resultados

A continuación se presentan los resultados obtenidos en las pruebas efectuadas a TRH de 1,5; 2,0 y 2,5 horas; ya que fue innecesario estudiar tiempos de retención hidráulicos menores o mayores que éstos. Estos tiempos de retención correspondieron a caudales de 10; 7,5 y 6,0 metros cúbicos a la hora.

En la tabla 23, se resumen los valores medios de cada uno de los parámetros evaluados en las pruebas de decantación a diferentes tiempos de retención hidráulicos. Se observa un aumento del pH con la decantación. La concentración de magnesio en el rebose de deshidratación varía entre 21 y 29 miligramos por litro, y desciende en el sobrenadante de la decantación hasta valores entre 15 y 25 miligramos por litro.

Se observa una reducción de la concentración de ortofosfato que varía entre el 5 y el 20 por cien, durante la decantación, debido a las pérdidas de este componente en el lodo sedimentado y en los sólidos flotantes.

Tabla 23. Resultados de las pruebas de sedimentación

TRH (h)	1,5		2,0		2,5	
Parámetro	Inicial	Final	Inicial	Final	Inicial	Final
pH	7,91	8,03	7,93	8,0	7,69	7,81
Mg (mg/l)	21,1	15,7	22,9	20,7	28,7	24,7
Ortofosfato (mg/l)	58,6	48,8	66,2	63,3	70,2	56,2
N-NH <sub>3</sub> (mg/l)	675	550	784	695	801	729
DQO	2328	2074	2508	1766	3143	866
Alcalinidad (mg/l)	2887	2725	3058	2975	3132	2802
S.sedimentables (ml/l)	99	8	117	0	104	0
S.S.T. (mg/l)	1960	530	1850	270	2253	260

Con respecto al nitrógeno amoniacal se observa también una disminución de su concentración durante la decantación. Esta disminución varía entre el 9 y el 18,5 por cien, debido posiblemente a la volatilización del mismo al generarse NH<sub>3</sub>, que se escapa en el decantador.

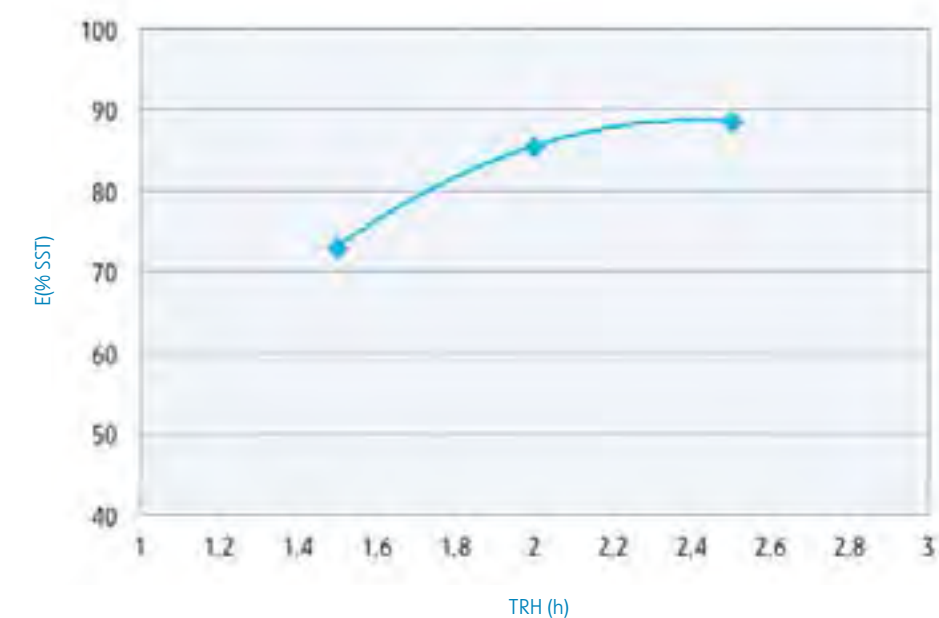
La DQO disminuye durante la decantación, en el orden de 10,9 a 1,5 horas; 29,6 por ciento a 2 horas y 72,4 por ciento a 2,5 horas.

Los valores de alcalinidad también descienden con el TRH, con valores de 5,6; 2,7; y 10,5 por cien para 1,5; 2,0; y 2,5 horas, respectivamente.

En cuanto a los sólidos sedimentables, se produce la total eliminación de éstos a partir de 2 horas de TRH, mientras que a 1,5 horas se alcanza una eliminación de 91,9 por cien. Finalmente, en la figura 40 se puede apreciar la eficiencia de eliminación de SST a diferentes tiempos de retención hidráulico. El porcentaje de eliminación de SST varió entre 73,0 por cien para un TRH de 1,5 horas, a 88,5 por cien a 2,5 horas de TRH.

La figura 40 indica que el aumento del TRH determina un incremento de la eficiencia de eliminación de SST. El valor más elevado de eliminación se obtuvo al cabo de 2,5 horas, que corresponde a un caudal de rebose de deshidratación RC de 6 metros cúbicos por hora, donde se alcanzó cerca de un 90 por cien. Obsérvese que la concentración mínima de SST se ha obtenido a ese TRH. Adicionalmente, se tomaron muestras de sobrenadante de cada decantador al cabo de 24 horas, y se obtuvieron valores similares a los alcanzados al cabo de 2,5 horas, lo que indica que a las 2,5 horas se obtiene la máxima eliminación posible de los SST. En la anterior figura 29 se aprecia una imagen de la prueba efectuada para la determinación de los sólidos sedimentables. En la parte superior se acumula una capa de sólidos flotantes que se forman en un periodo de tiempo muy corto. En la parte inferior, se aprecian los sólidos sedimentables que requirieron un tiempo mayor.

Figura 40. Efecto del TRH sobre la eficiencia de eliminación de SST



En la figura 41 se aprecia la apariencia del sobrenadante obtenido a 2,5 horas de TRH. Como se puede observar, después de una hora no se observan ni sólidos flotantes ni sólidos sedimentados, lo que demuestra que se obtiene la máxima eliminación de éstos.

Figura 41. Apariencia del líquido sobrenadante después de la decantación a TRH de 2,5 horas



### 8.2.3. Ensayos de desorción de CO<sub>2</sub>

En esta sección se presentan los resultados obtenidos en las pruebas efectuadas en la columna de arrastre de CO<sub>2</sub>. Se buscaba la determinación de la relación óptima entre el caudal de aire, (en adelante  $Q_A$ ), y el caudal de rebose de deshidratación por centrifugación RC previamente decantado ( $Q_{RC}$ ), así como el tiempo de retención hidráulico requerido. El fin de estas pruebas era lograr el incremento del pH del rebose RC previamente decantado hasta alcanzar el pH óptimo para la obtención de estruvita. El rango de pH en el que ocurre la reacción de formación de estruvita se encuentra en los valores entre 8,0 y 9,0, aunque en las pruebas a escala de laboratorio, realizadas previamente, se ha determinado que el valor óptimo es de 8,2. Además del pH, se han empleado otros indicadores como medida de la efectividad del proceso de desorción. Los estudios efectuados abarcaron un periodo de un mes.

#### 8.2.3.1. Conclusiones

Los resultados obtenidos mostraron que se logra alcanzar el pH deseado para cualquier valor de caudal de aire, incluso sin la adición de aire. Sin embargo, la aplicación de aire favorece el aumento del pH, sobre todo cuando los valores de pH del rebose RC son más bajos.

Los valores más bajos de pH hallados en el rebose RC son de alrededor de 7,51. Obsérvese que los mayores incrementos de pH se obtuvieron a tasas de aire (R) de 10-14 metros cúbicos de aire por metro cúbico de RC. A esas condiciones, la velocidad de incremento de pH varía de 0,15-0,20 unidades de pH por minuto.

Por ejemplo, si el pH inicial es de 7,51, se requeriría un TRH de 3,5-4,6 minutos para valores de R de 14 y 10 metros cúbicos por metro cúbico, respectivamente.

Considerando las grandes variaciones que puede tener el pH en el rebose de deshidratación RC decantado, un TRH de alrededor de 5 minutos sería el recomendable. Se produce la eliminación de parte del CO<sub>2</sub> presente en el rebose RC fundamentalmente en los primeros minutos del proceso, lo cual coincide con el aumento del pH a los TRH más cortos. A tiempos de retención mayores, no se produjo un mayor incremento de los valores de pH, pero éste se mantuvo estable y a valores aceptables para el proceso posterior.

El fósforo sufrió ligeras variaciones, debido posiblemente al aumento del pH, lo cual provocó la disminución del fósforo soluble que posiblemente se combinó con el magnesio del rebose de deshidratación RC para formar pequeñas cantidades de estruvita en la columna. Este hecho no afecta de forma significativa al funcionamiento del proceso de producción de estruvita, ya que el efluente de la columna de desorción pasa al lecho fluidizado, pero además la estruvita formada puede ayudar al proceso posterior al constituir núcleos para el crecimiento de los cristales.

Durante las pruebas efectuadas, se observó la formación de espuma, la cual fue parcialmente eliminada por efecto de la recirculación. Sin embargo, fue conveniente operar la columna a alturas no mayores de 2,5 metros.

El TRH óptimo para el proceso se estima alrededor de 5 minutos, y la tasa de adición de aire de 10:1, es decir, 10 metros cúbicos de aire por metro cúbico de rebose RC. Los resultados alcanzados son parecidos a los obtenidos por otros autores (Saidou y col., 2009).

#### 8.2.3.2. Descripción detallada del ensayo

La figura 42 muestra una fotografía de la columna de desorción de CO<sub>2</sub> con rebosaderos cada 0,5 metros de altura. De esta manera, se puede regular el nivel de líquido en el interior de la columna. El rebose RC procedente de las centrifugas, ya decantado a un TRH óptimo, fue el empleado en estos ensayos. La alimentación a la columna de desorción se realizó, desde ambos decantadores, mediante dos bombas, una para cada uno de los depósitos, y desde dos puntos de toma de rebose ubicados ambos a 1 metro por debajo del rebose, y a 30 centímetros por encima de la base del cono donde se acumula el lodo, respectivamente. El fondo de la columna es cónico y está provisto de una válvula para la purga de la misma. Esta purga se efectuó al inicio y al término de cada ensayo, para evitar la acumulación de sólidos, ya que al efectuarse una disminución de la concentración de gases disueltos se puede producir un aumento de la sedimentabilidad de los SST presentes. Por otra parte, el aumento del pH puede provocar también la sedimentación de partículas en suspensión. Dos bombas, funcionando alternativamente, están conectadas al fondo de la columna, el objetivo de las mismas es el bombeo del rebose RC hacia el reactor de lecho fluidizado, una vez que se ha alcanzado el pH adecuado. Se incorporó una bomba de recirculación, cuya función era evitar la formación de mucha espuma que pudiera afectar al proceso. Esta bomba operó a un caudal similar al de la alimentación de la columna desde los decantadores.

En la figura 43 se puede apreciar una de las bombas encargadas de trasvasar el rebose RC decantado hacia la columna de desorción.

En la figura 44 se aprecian las bombas mencionadas hacia el reactor y de recirculación.

Figura 42. Columna de desorción de CO<sub>2</sub>

Figura 43. Bomba de alimentación a la columna de desorción

Figura 44. Imagen de las bombas de trasvase de rebose a pH adecuado hacia el lecho fluidizado  
En color azul la bomba de recirculación de la columna de desorción

Durante las pruebas, la columna se operó a un caudal fijo de 5 metros cúbicos por hora de rebose de deshidratación RC decantado procedente de los decantadores D1.1 y D1.2. Los tiempos de retención hidráulica en la columna se variaron empleando los rebosaderos ubicados a diferentes niveles, como se explicó anteriormente, de modo que a diferentes alturas los tiempos de retención fueron los indicados en la tabla 24.

Se aplicaron caudales de aire de 0, 20, 30, 40, 50, 60 y 70 metros cúbicos por hora. Estos valores equivalen a relaciones de caudales  $Q_A/Q_{RC}$  de 0, 4, 6, 8, 10, 12 y 14 metros cúbicos de aire por metro cúbico de rebose RC.

Tabla 24. Correspondencia entre la altura y el TRH, para un caudal de 5 m<sup>3</sup>/h

Altura (m)	TRH (minutos)
1	2,4
1,5	3,5
2,0	4,7
2,5	5,9
3,0	7,1

Se efectuaron algunas pruebas preliminares, y en ellas se observó la imposibilidad de operar la columna a alturas mayores de 3,0 metros, debido a la formación de una gran cantidad de espuma que se derramaba fuera de la columna, creando grandes dificultades en el desarrollo del proceso. Por ello, se trabajó a esa altura máxima. Por otra parte, se mantuvo todo el tiempo la recirculación con el fin de romper la espuma formada debido al burbujeo causado por el aire aplicado.

La figura 45 muestra la columna en operación y la entrada de la recirculación. En total, se efectuaron 7 pruebas por triplicado, variando el caudal de aire y con la columna trabajando a diferentes alturas.

**Figura 45. Imagen de la columna de desorción de CO<sub>2</sub> en funcionamiento y la entrada de la recirculación**



### 8.2.3.3. Resultados detallados

En la tabla 25 se resumen los valores medios de cada uno de los parámetros evaluados durante los ensayos. Se puede apreciar un progresivo incremento del pH con el tiempo de retención hidráulico. Ese incremento se produjo rápidamente, ya que los TRH que se utilizaron variaron entre 0 y 7,1 minutos. También se observa la influencia de la tasa de suministro de aire. Los valores más elevados de pH ocurrieron cuando se inyectó aire a la columna. El valor óptimo de pH para el proceso de formación de estruvita es de 8,2, o mayor, y este valor se alcanzó a los 3,5 minutos de TRH, en todas las pruebas efectuadas. Además, el valor de pH inicial tuvo también incidencia en los valores de pH final. En la figura 46, se puede observar la variación del pH con el TRH, para distintos valores de  $Q_A/Q_{RC}$  (R) y pH iniciales. Evidentemente, el mayor aumento del pH ocurre en los primeros tiempos de retención hidráulica, y posteriormente se produce una estabilización del mismo.

**Tabla 25. Resultados obtenidos en los ensayos**

$Q_A$ (m <sup>3</sup> /h)	R	TRH (min.)	pH	T (°C)	CO <sub>2</sub> (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	AT (mg/l)	DQO (mg/l)	SST (mg/l)
0	0	0	7,95	19,7	1555	43,8	393	2490	762	428
0	0	2,4	8,25	19,8	1695	40,6	429	2480	757	-
0	0	3,5	8,22	20,1	1790	40,9	433	2510	788	-
0	0	4,7	8,22	21,3	1938	40,6	428	2520	816	-
0	0	5,9	8,19	21,0	1938	40,4	452	2610	962	-
0	0	7,1	8,22	21,5	2243	43,6	418	2630	1368	-
20	4	0	8,03	17,0	1880	44,7	513	-	-	-
20	4	2,4	8,40	19,5	1800	32,5	589	-	-	-
20	4	3,5	8,39	20,5	1780	30,2	485	-	-	-
20	4	4,7	8,44	21,7	1840	27,9	517	-	-	-
20	4	5,9	8,31	22,6	1990	31,1	479	-	-	-
20	4	7,1	8,21	23,2	2000	33,2	465	-	-	-
30	6	0	7,97	18,5	1890	47,0	642	2585	1048	400
30	6	2,4	8,33	19,4	1950	47,1	711	2577	765	230
30	6	3,5	8,35	20,0	1975	48,1	633	2587	762	240
30	6	4,7	8,40	20,5	1875	46,2	656	2584	746	220
30	6	5,9	8,43	20,5	1725	42,8	624	2590	786	220
30	6	7,1	8,52	20,6	1770	44,1	630	2570	912	420
40	8	0	7,97	22,1	1945	53,4	667	2834	1188	640
40	8	2,4	8,25	21,4	1925	52,0	687	2840	889	320
40	8	3,5	8,30	22,2	1905	51,2	685	2844	888	320
40	8	4,7	8,39	22,6	1745	48,6	659	2940	799	300
40	8	5,9	8,40	22,9	1815	48,9	700	2420	804	370
40	8	7,1	8,41	23,9	1835	49,6	670	2415	776	300
50	10	0	7,86	18,7	1987	60,8	661	2775	1160	450
50	10	2,4	8,22	22,1	1830	57,9	664	2705	2856	2600
50	10	3,5	8,32	21,7	1760	56,9	685	2650	4290	3700
50	10	4,7	8,29	21,3	1790	56,7	716	2690	3558	2790
50	10	5,9	8,36	20,4	1740	57,7	659	2745	1453	690
50	10	7,1	8,38	20,1	1627	49,9	608	2725	4101	3250
60	12	0	7,69	16,9	2047	68,2	716	2865	838	280
60	12	2,4	8,14	19,3	1700	59,3	666	2667	1119	460
60	12	3,5	8,13	19,0	1903	63,3	729	2860	837	320
60	12	4,7	8,25	18,4	1910	59,5	719	2847	826	320
60	12	5,9	8,23	18,8	1867	57,8	718	2865	833	330
60	12	7,1	8,25	18,6	1960	54,8	722	2845	879	410
70	14	0	7,68	19,8	1777	56,8	616	2663	834	370
70	14	2,4	8,16	19,5	1590	53,5	609	2650	1255	1020
70	14	3,5	8,18	19,6	1765	58,8	626	2637	837	430
70	14	4,7	8,21	15,0	1699	53,5	575	2662	837	420
70	14	5,9	8,27	16,9	1446	53,4	572	2640	828	400
70	14	7,1	8,30	19,2	1759	51,0	552	2627	884	490

Figura 46. Efecto del TRH y la relación R sobre el pH

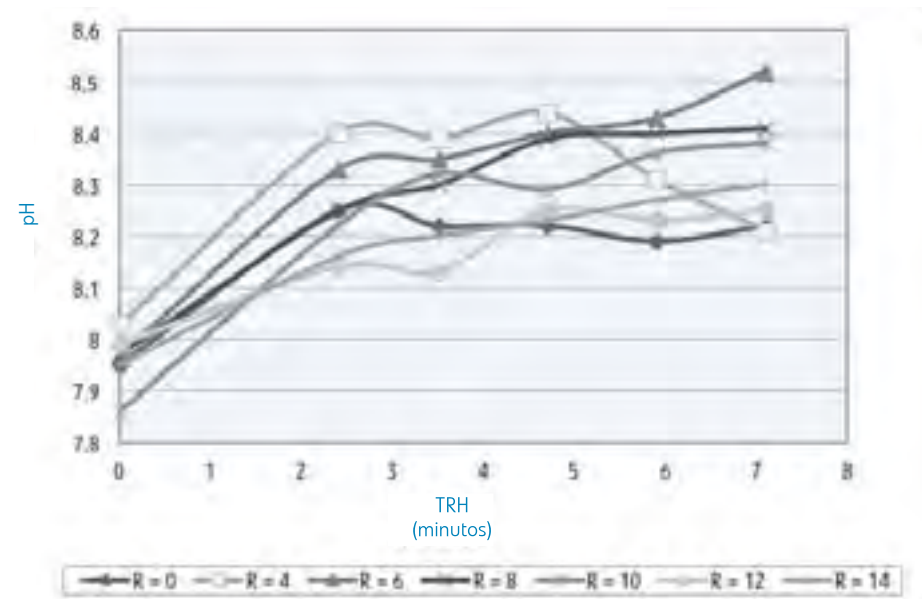
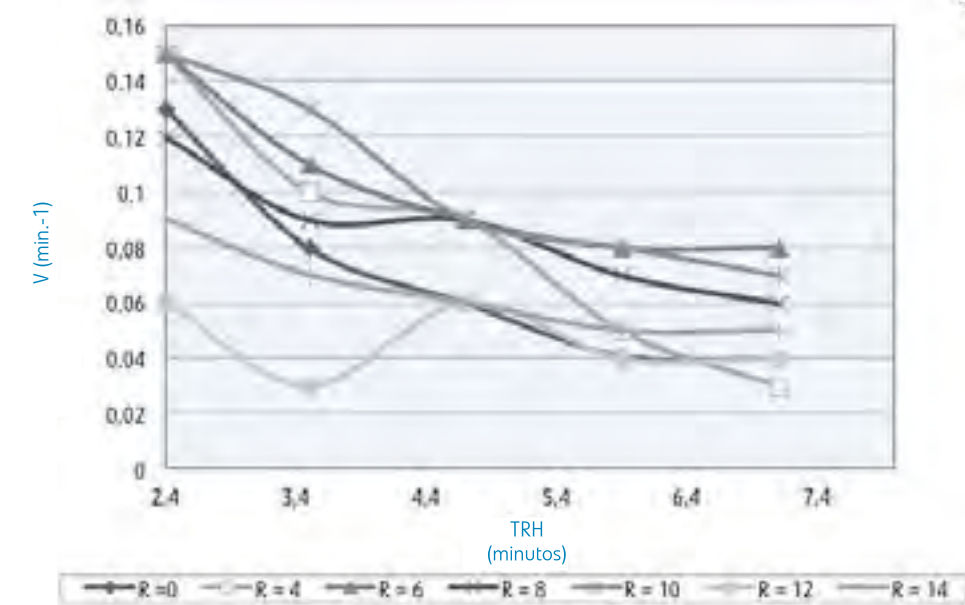


Figura 47. Efecto del TRH sobre la velocidad de incremento del pH a diferentes valores de R

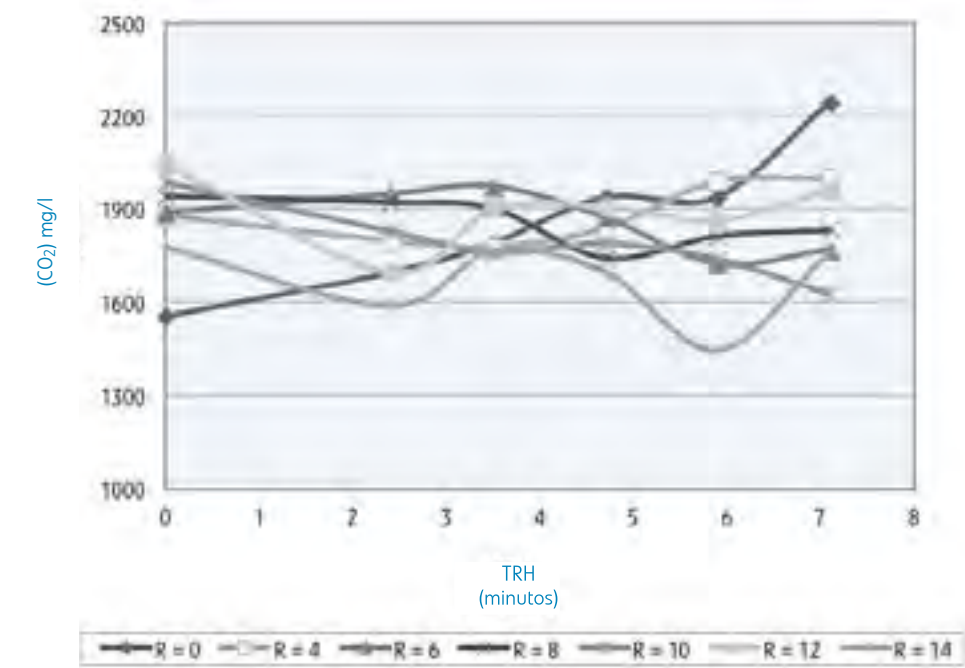


Se puede observar también, que los mayores incrementos de pH ocurrieron a medida que aumentó el valor de R, debido a que a mayor caudal de aire se efectúa una más rápida desorción del  $\text{CO}_2$ . Este comportamiento se puede comprobar en la figura 47, donde se presenta la velocidad de incremento del pH (V) con el TRH y R.

La figura 47 muestra cómo va decreciendo la velocidad a la que aumenta el pH con el tiempo, pero también, que los valores más altos de velocidad tienen lugar a los TRH más cortos, y a medida que aumenta el valor de R, excepto a  $R = 14$ . Cuando no se aplicó aire, los valores de V fueron menores que los de R 4 a R 10, pero superiores a los de R 12 y R14.

Con respecto a la temperatura, se aprecia una tendencia general a un ligero incremento de la misma a medida que aumenta el TRH, al parecer no existe ningún efecto importante del valor de  $Q_A/Q_{RC}$  sobre la temperatura. El aumento de la temperatura ayuda a la desorción de  $\text{CO}_2$ , al disminuir su solubilidad.

La figura 48 muestra la variación de la concentración de  $\text{CO}_2$  disuelto con respecto al TRH. Para valores de  $Q_A/Q_{RC}$  de 0 y 4 metros cúbicos de aire por metro cúbico de rebose RC, se observa una tendencia al aumento de la concentración de  $\text{CO}_2$  con el aumento del TRH, lo que puede ser debido a que al aumentar el TRH, la altura de rebose RC en la columna aumenta, lo que provoca un menor mezclado entre el rebose RC, el aire y el flujo de recirculación. Además, sin adición de aire, sólo el efecto de la recirculación y la alimentación contribuyeron a extraer el  $\text{CO}_2$ , efecto que decrece debido a un aumento del nivel de rebose en el seno de la columna. De igual manera, si el caudal de aire es muy bajo, ocurre el mismo fenómeno que en el caso en que no se suministre aire. Además, se observa que la concentración de  $\text{CO}_2$  disminuye a tiempos de retención hidráulica más pequeños a medida que se incrementa el caudal de aire aplicado. Finalmente, un aumento del TRH más allá de 5,9 minutos no contribuye a disminuir la concentración aún más. Por el contrario, a tiempos de retención más largos la concentración de  $\text{CO}_2$  se mantuvo casi constante debido a que se llega a valores de equilibrio, lo cual es coincidente con una estabilización en los valores de pH.

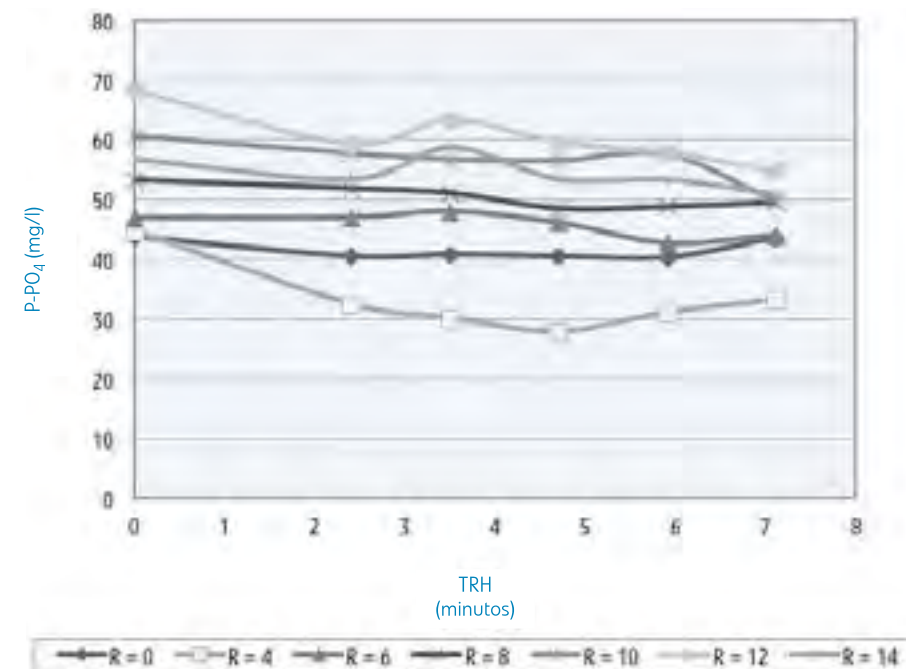
Figura 48. Efecto del TRH y de R sobre la concentración de  $\text{CO}_2$  en el efluente de la columna de desorción

Se observaron varios factores incidentes en la eliminación del  $\text{CO}_2$  del rebose de deshidratación RC, los cuales se detallan a continuación:

- El impacto de la alimentación a la columna, a medida que aumenta contribuye a eliminar más  $\text{CO}_2$
- El impacto de la recirculación, empleada para reducir la formación de espumas, que ayuda a lograr una mayor desorción de  $\text{CO}_2$
- El efecto del aire; a mayor cantidad de aire mayor eliminación de  $\text{CO}_2$
- El aumento de la temperatura, que contribuye a reducir la concentración de  $\text{CO}_2$  en solución

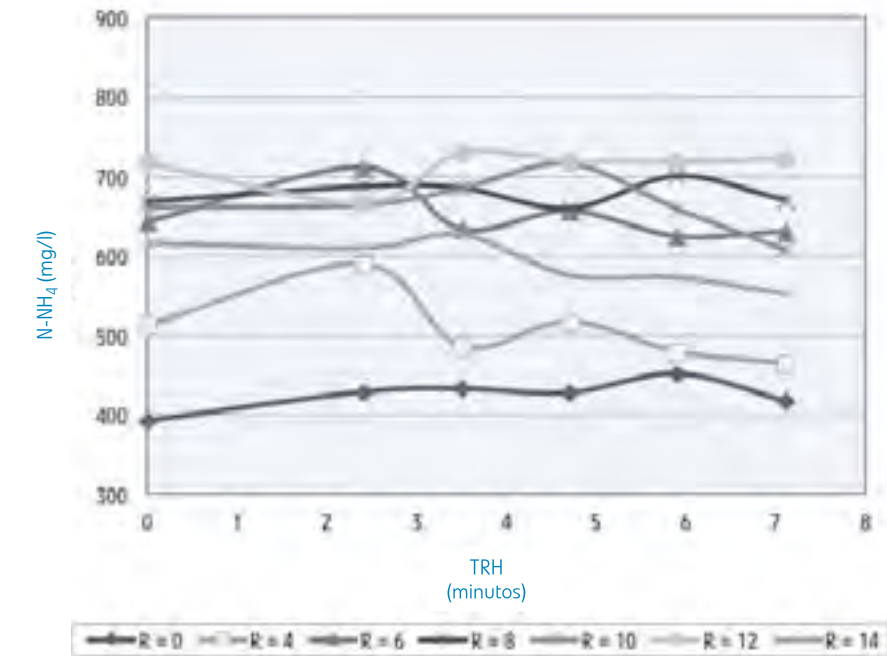
En la figura 49 se presenta el comportamiento del  $\text{P-PO}_4^{3-}$  durante los ensayos. Se aprecia una ligera disminución de la concentración del fósforo durante el proceso, principalmente a tiempos de retención más cortos. A mayores tiempos de retención, la concentración de fósforo se mantiene prácticamente constante. Esto coincide con el aumento del pH que ocurre bajo esas condiciones. Basándose en estos resultados, se puede deducir que el aumento del pH puede provocar la disminución de la concentración de fósforo debido a que ocurre una sedimentación del mismo dentro de la columna. Esta decantación puede ser debida a la formación de pequeñas cantidades de estruvita, al reaccionar el fósforo disuelto con el magnesio presente, cuya concentración está alrededor de 16 miligramos por litro, lo cual se demuestra más adelante.

Figura 49. Efecto del TRH y de R sobre la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$



El nitrógeno amoniacal no sufre una disminución apreciable durante el proceso de desorción, por lo que las características más importantes para el proceso de formación de estruvita se mantienen prácticamente invariables. Las pequeñas disminuciones observadas pudieron deberse a la formación de estruvita dentro de la columna de desorción. En la figura 50 se presenta la evolución del nitrógeno amoniacal durante las pruebas.

Figura 50. Efecto del TRH y de R sobre la concentración de  $\text{N-NH}_4^+$



La alcalinidad se mantiene prácticamente constante durante los ensayos, con valores que variaron entre los 2415 y 2940 miligramos por litro. El valor promedio fue de 2671 miligramos por litro, y la desviación estándar de 137 miligramos por litro, por lo que el coeficiente de variabilidad fue de sólo 5,1 por cien, lo que demuestra que este parámetro no sufre ninguna variación durante el proceso de desorción.

Con respecto a la DQO y los SST se observa un comportamiento similar en ambos parámetros, manteniéndose prácticamente constantes, salvo en algunas ocasiones donde se produjo un aumento de la DQO y de los SST, lo cual es atribuible al ascenso de los SST decantados en el fondo de la columna, producidos por la formación de precipitados por incremento del pH y por un cambio brusco de la calidad del afluente. Esto se explica porque en esos casos, se produjo un ascenso del nivel de lodos en los depósitos de decantación y como las bombas succionan el rebose de deshidratación RC desde la parte superior e inferior de los depósitos, se inyectó a la columna rebose RC con una mayor concentración de SST.

### 8.3. Ensayos en régimen de operación continuo

Después de haber obtenido las variables de operación óptimas en las etapas de decantación y de desorción de dióxido de carbono, así como en la de preparación de reactivo, la Planta Piloto inició su operación en régimen continuo, de modo que todos los pasos del proceso funcionasen con las variables de operación óptimas. En estas condiciones se procedió a efectuar los ensayos, en régimen continuo, en el reactor de lecho fluidizado para la producción y cristalización de la estruvita.

Los ensayos en régimen continuo abarcaron los siguientes aspectos:

- Ensayos para el ajuste de la Planta Piloto en régimen continuo
- Ensayos de rendimiento en función del tiempo de retención hidráulico
- Ensayos de rendimiento en función del tamaño de partícula
- Ensayos de rendimiento en función de la recirculación interna
- Ensayos de funcionamiento del decantador de finos
- Ensayos de formación y cristalización de la estruvita
- Ensayos de calidad de la estruvita obtenida
- Ensayos de caracterización del efluente final del proceso

Por los resultados alcanzados en estos ensayos se puede concluir lo siguiente:

- La Planta Piloto ha operado de manera satisfactoria en condiciones continuas.
- Se ha corroborado que la calidad óptima de rebose de deshidratación RC se obtiene a un tiempo de residencia de 2,5 horas en los decantadores.
- Se ha comprobado que el proceso de desorción requiere la aplicación de aire y la recirculación del efluente para evitar la formación de espuma.
- Tanto los decantadores, como la columna de desorción, funcionan satisfactoriamente en régimen continuo y totalmente automatizado.
- Los perfiles de SST, a través de los decantadores a diferentes profundidades, muestran un incremento considerable de la concentración con la profundidad, por lo que el rebose de deshidratación RC a bombear se debe tomar a 40 centímetros de profundidad, para evitar el ingreso de sólidos al reactor.
- Se ha definido el pH de la alimentación al reactor de lecho fluidizado, el cual debe estar como mínimo en un rango entre 8,1-8,3.
- La baja concentración de  $P-PO_4^{3-}$  en el rebose RC a la entrada de la planta afecta al funcionamiento del lecho fluidizado.
- Se ha observado en el rebose RC una variación de la concentración del fósforo, con valores mayores a comienzos del año, y una progresiva disminución de la concentración en los meses subsiguientes.
- La presencia de concentraciones elevadas de SST en el rebose de centrifugación RC afecta la efectividad del proceso de producción de estruvita.
- Se debe evitar el acceso a la planta de reboses RC que no hayan sido adecuadamente tratados en el proceso de centrifugación.
- La relación molar Mg:P debe ser entre 1,2-1,6 para alcanzar una elevada eficiencia de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$ .
- En el proceso de preparación de reactivo las muestras preliminares tomadas y medidas mediante el equipo ORSAT demuestran que se logra reducir la concentración de  $CO_2$  en un 30 por cien.
- El proceso de preparación y suministro de reactivos funcionó satisfactoriamente de forma automática.
- A pesar de los problemas que afectaron al proceso (ya mencionados), se alcanzó una aceptable eliminación de  $P-PO_4^{3-}$ , con un valor del 53 por cien y unos valores máximos que llegaron al 75 por cien.

Los resultados alcanzados permitieron pasar a la siguiente etapa del estudio: caracterización de la estruvita obtenida.

#### 8.3.1. Ensayos previos de puesta en funcionamiento en régimen continuo

En esta sección se recogen los resultados obtenidos en la etapa C1 del convenio firmado entre Canal de Isabel II y el CCMA del CSIC. En esta etapa se presentan los resultados alcanzados durante la puesta en marcha del reactor. La configuración definitiva de la planta y la fijación de los parámetros de operación (pH y relación molar Mg/P).

Los objetivos de esta etapa del proyecto eran la optimización de dos parámetros fundamentales del proceso, como son el pH del afluente al reactor de lecho fluidizado y el pH dentro del reactor, así como la relación molar entre el magnesio y el fósforo.

Como se ha dicho con anterioridad, la reacción de precipitación de la estruvita es altamente dependiente del pH. De acuerdo con Burns y Moody (2002), la formación de estruvita es favorecida a pH entre 7-11. La precipitación de cristales de estruvita ocurre principalmente desde valores de pH de 6,5 a más de 10,0 (Bowers, 2004). El valor óptimo para maximizar la producción del precipitado cristalino de estruvita está entre 8,0-9,0.

En los estudios a escala de laboratorio y a escala de banco efectuados en las instalaciones del CCMA, se determinó un valor óptimo del pH entre 8,1 y 9,0, siendo el valor recomendado alrededor de 8,2. Por otra parte, dichos estudios indican que la relación molar Mg:P debe estar entre 1 y 2.

Según esos resultados previos, el estudio experimental a realizar en esta etapa partía de los resultados considerados como óptimos a escala de laboratorio.

Los siguientes resultados han sido incluidos en el presente capítulo:

- Arranque de la planta en régimen continuo y automático
- Resultados parciales de la caracterización del rebose de deshidratación por centrifugación RC
- Características del rebose RC después de la decantación, a tiempo de retención hidráulico de 2,5 horas
- Características del rebose RC después de la desorción
- Características del efluente del lecho fluidizado

##### 8.3.1.1. Descripción detallada del ensayo

Después de hallados los parámetros operacionales óptimos de la preparación de reactivo, la decantación y la desorción, se procedió a arrancar la planta en su totalidad en régimen de operación automático. Esto implica que la bomba de captación de reboses de deshidratación RC se pone en marcha 1,5 horas después de la arrancada de las centrifugas, a fin de evitar la entrada a la planta de reboses con características no adecuadas, debido a que las centrifugas no estén operando según los parámetros establecidos para las mismas, o que no se estabilice su operación. Además de esto, cuando el nivel es el adecuado, la bomba tiene un retraso en su arranque, que puede ser modificado en función de la calidad del rebose que se vaya generando en la instalación.

La parada en la bomba de reboses RC, (BR en la figura 51) se produce cuando el nivel en el foso de captación del rebose RC se encuentra a un valor no aceptable, lo cual está determinado por una sonda ubicada en el mismo, y cuando el nivel en el depósito de recepción (DR) llegue al 100 por cien de la altura del mismo. Además, la bomba BR deberá arrancar cuando el nivel de líquido en DR descienda hasta el 65 por cien de su nivel máximo.

Las bombas BA1 y BA2 bombean el rebose RC desde el DR hacia los decantadores D1.1 y D1.2, encargados de reducir a un valor mínimo la concentración de SST en el rebose RC. Estos decantadores trabajan a un TRH de 2,5 horas ambos, lo que implica un caudal en dichas bombas de 6000 litros por hora. Ambas bombas arrancan cuando el nivel en el DR alcanza el valor máximo, y paran cuando el nivel desciende hasta un 50 por cien del nivel máximo.



Las bombas BA1 y BA2 pararán cuando el nivel de rebose RC en D1.1 y D1.2 alcance un valor de 110 por ciento del nivel máximo, es decir, cuando empiecen ambos depósitos a rebosar. El nivel de arranque de estas bombas es del 98 por cien de la altura máxima.

A su vez, las bombas B1.1 y B1.2 bombean el rebose RC decantado desde los decantadores D1.1 y D1.2, respectivamente, hacia la columna de desorción de  $\text{CO}_2$  (A/D) en el esquema. Estas bombas operan de forma alterna mediante un sistema automático. Dichas bombas arrancan cuando el nivel en los decantadores alcanza un 100 por cien del total, y paran, cuando los niveles han descendido hasta un 97 por cien.

Tanto el DR como los decantadores poseen válvulas en su parte inferior para extraer los lodos acumulados en los mismos. La extracción de los fangos se efectúa, según los datos aportados por las pruebas en cono Imhoff realizadas diariamente al rebose RC, a la salida de las centrifugas. En esta prueba se determina el porcentaje de sólidos sedimentables que posee el rebose RC, con lo cual se puede definir el volumen y la frecuencia de las purgas de lodos en los depósitos antes mencionados. Las bombas B1.1, y B1.2, bombean el rebose de deshidratación RC hacia A/D (columna de desorción de  $\text{CO}_2$ ) cuando el nivel en ella es de 1,3 metros, y paran, cuando el nivel llega a 1,5 metros.

La desorción de  $\text{CO}_2$  en A/D (columna de desorción de  $\text{CO}_2$ ) se efectúa mediante la inyección de aire que entra en la columna mediante un difusor ubicado en el fondo de ésta. Este difusor distribuye el aire en forma de pequeñas burbujas. El aire es aplicado mediante un soplador (S1) en el esquema. Además, existe una bomba de recirculación (BR en el esquema) encargada de la eliminación de espuma, recirculando el rebose de deshidratación RC desde el fondo de A/D hacia el tope, con lo que la formación de espuma se minimiza, aspecto éste ya definido en las pruebas previas. Ambos S1 y BR arrancan cuando el pH en A/D desciende a 8,1 y paran cuando el valor del pH alcanza 8,4. Las bombas B2.1 y B2.2 son las encargadas del bombeo del rebose RC hacia el reactor de lecho fluidizado, (R). La arrancada y parada de estas bombas está determinada por el pH. Si el pH alcanza un valor de 8,2 dichas bombas arrancan y bombean el rebose RC hacia el lecho fluidizado (R en el esquema de la figura 51) y si el pH desciende hasta 8,1 se efectúa la parada de las mismas. Estas bombas funcionan alternadamente de forma automática. Estas bombas, además, poseen controles de nivel ajustados, de tal manera que la columna nunca quede vacía de rebose RC, por tanto paran cuando el nivel en la columna es de 0,5 metros, a su vez, arrancan cuando el nivel es de 1,0 metros.

Cuando arranca una de las bombas (B2.1 o B2.2), simultáneamente lo hace la bomba de reactivo BRE. La figura 52 representa el esquema de funcionamiento de la preparación del reactivo.

El nivel máximo de llenado en el depósito de reactivo (RE) fue de un 80 por cien del nivel total, y el nivel mínimo del 50 por cien. Como ya se ha explicado, existían dos bombas para el trasiego de reactivo desde el depósito de reactivo (RE) que arrancaban simultáneamente con las bombas B2.1 y B2.2. Cuando se llegaba al nivel mínimo, se abrían las válvulas VRP1 y VRP2, en dependencia del depósito de preparación de reactivo que se encontraba listo para descargar su contenido, para alcanzar el volumen necesario de reactivo en RE.

La adición del reactivo magnesita PC se efectuaba manualmente a cualquiera de los depósitos de preparación de reactivo (PR1 o PR2). Previamente, era abierta la válvula que conduce los gases de escape hacia la Planta Piloto, los que suministraban el dióxido de carbono necesario para lograr la disolución del magnesio en forma de bicarbonato. Una vez preparado el reactivo, éste era descargado en RE según se requiriera.

La mezcla de reactivo y rebose de deshidratación RC conlleva la formación de estruvita, que debe quedar retenida dentro del reactor R, mientras que el efluente es descargado por gravedad en el depósito de decantación de finos (D2 en la figura 51).

Figura 51. Esquema de la Planta Piloto sección producción de estruvita

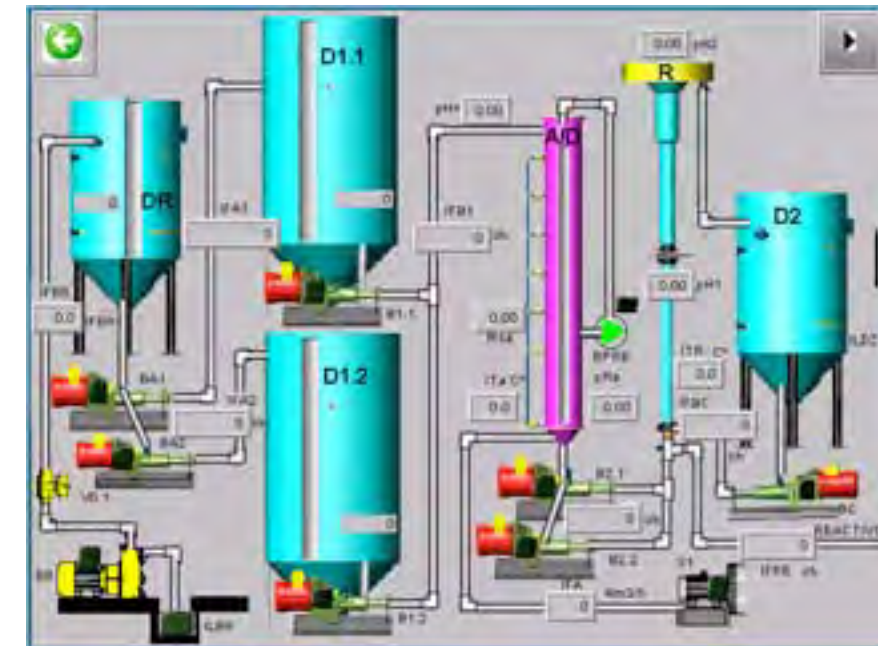
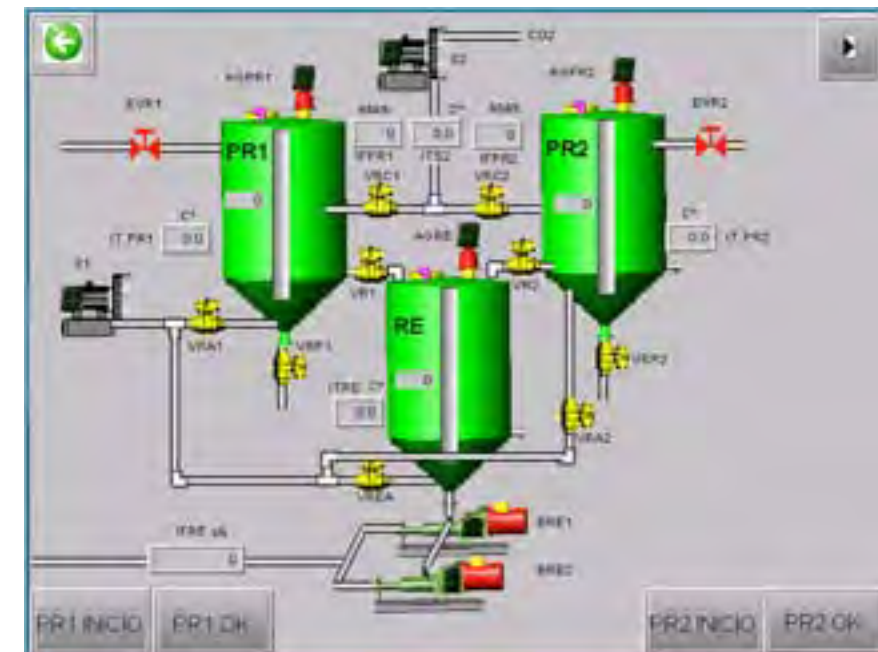


Figura 52. Esquema de la Planta Piloto sección de preparación de reactivo



En esta sección se recogen los resultados de las pruebas realizadas durante un mes. Durante ese periodo de tiempo, se tomaron las siguientes muestras:

- RC: Rebores de deshidratación por centrifugación de lodos a la descarga de las centrifugas
- S: Rebose RC después de decantado
- ALF: Entrada al reactor R
- ELF: Salida del reactor R
- RE: Depósito de reactivo
- Gases de escape

RC: Esta muestra de los rebores se tomó a la salida de las centrifugas. Las muestras se tomaron diariamente y se efectuaron las determinaciones de ortofosfato, nitrógeno amoniacal y magnesio, así como sólidos sedimentables, pH y temperatura. Además se efectuaron determinaciones de sólidos en suspensión totales (SST), alcalinidad total (AT), nitrógeno Kjeldhal (NTK), calcio y demanda química de oxígeno. Estas determinaciones se efectuaron dos veces por semana.

S: Esta muestra se tomó a la entrada de la columna A/D. Éstas se tomaron diariamente y se efectuaron las determinaciones de ortofosfato, nitrógeno amoniacal y magnesio, así como sólidos sedimentables, pH y temperatura. Además se efectuaron dos veces por semana determinaciones de SST, AT, calcio y DQO.

ALF: Esta muestra se tomó a la salida de la columna A/D. Las muestras de ALF se tomaron diariamente, y se efectuaron las determinaciones de ortofosfato, nitrógeno amoniacal y de ortofosfato, magnesio y temperatura. Además, se efectuaron determinaciones de sólidos en suspensión totales (SST), alcalinidad total (AT) y calcio, dos veces por semana y DQO.

ELF: Esta muestra se tomó a la salida de R, con una frecuencia diaria, y se realizaron determinaciones de ortofosfato, nitrógeno amoniacal y magnesio, y la temperatura. Además, se efectuaron determinaciones de sólidos en suspensión totales (SST), alcalinidad total (AT) y calcio, dos veces por semana.

RE: Esta muestra se tomó en el depósito de dosificación de reactivo (RE). La toma de estas muestras se realizó en función de la frecuencia en la que fue necesaria la preparación de reactivo. En total, se tomaron tres muestras, ya que durante el periodo de un mes fue necesario preparar reactivo en tres ocasiones. Las determinaciones efectuadas fueron el pH, la temperatura y la concentración de magnesio disuelto.

Gases de escape: Se efectuó la determinación de la concentración en  $\text{CO}_2$  en los gases de escape, a la entrada de los depósitos de preparación de reactivo, y a la salida de éstos, empleándose un equipo ORSAT, cuya imagen se muestra en la figura 53.

Todos los análisis y determinaciones realizados en este ensayo se basaron en las técnicas estándar de análisis de aguas y aguas residuales (American Public Health Association, 1999).

Los siguientes parámetros fueron fijados durante el ensayo:

- El tiempo de decantación seleccionado fue de 2,5 horas.
- La altura de líquido en la columna A/D fue de 2 metros.
- El caudal de aire en la columna A/D de 10-14 volúmenes de aire/volumen de alimentación.
- Los caudales de rebose RC decantado alimentados a A/D fueron de 1300 y de 1600 litros por hora.
- Los caudales de ALF adicionado a R fueron de 1200 y de 1500 litros por hora.
- Los caudales de reactivo fueron de 130 y 208 litros por hora.
- La relación molar Mg/P varió de 1-1,6 moles de Mg/mol de P.
- El tiempo de preparación de reactivo fue de 3 horas.
- La dosis de magnesita PC fue de 2,4 kilos por metro cúbico de agua.
- El caudal de gases de escape fue de 20 metros cúbicos por hora.

Figura 53. Equipo ORSAT



En los siguientes apartados se detallan los resultados de los ensayos.

### 8.3.1.2. Control de la decantación

Funcionamiento del lecho fluidizado. Como es conocido, en las pruebas previas efectuadas se ha definido un TRH en los decantadores de 2,5 horas. Durante esta fase experimental se ha controlado la eficiencia de este paso de acondicionamiento.

En la tabla 26 se presentan los rangos de variación, los valores promedio, las desviaciones estándar y los coeficientes de variabilidad de cada uno de los parámetros que fueron determinados en el rebose de deshidratación RC, después de la decantación.

Tabla 26. Características del rebose RC después de la decantación

Parámetro	Unidades	Rango	Promedio	Desviación Estándar	Coefficiente Variabilidad (%)	Nº muestras
pH	-	7,44-7,82	7,62	0,10	1,3	33
T	°C	14,8-32,5	25,4	3,9	15,4	33
Mg	mg/l	10,9-21,9	18,1	2,0	11,0	12
Ca	mg/l	50,9-86,5	63,7	9,7	15,2	27
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	mg/l	4,7-48,8	30,8	11,7	38,0	33
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	mg/l	339-781	539	147	27,3	33
NTK	mg/l	330-794	511	139	27,2	25
AT	mg/l	2650-3130	2846	157	5,5	7
SST	mg/l	82-660	223	171	76,7	9

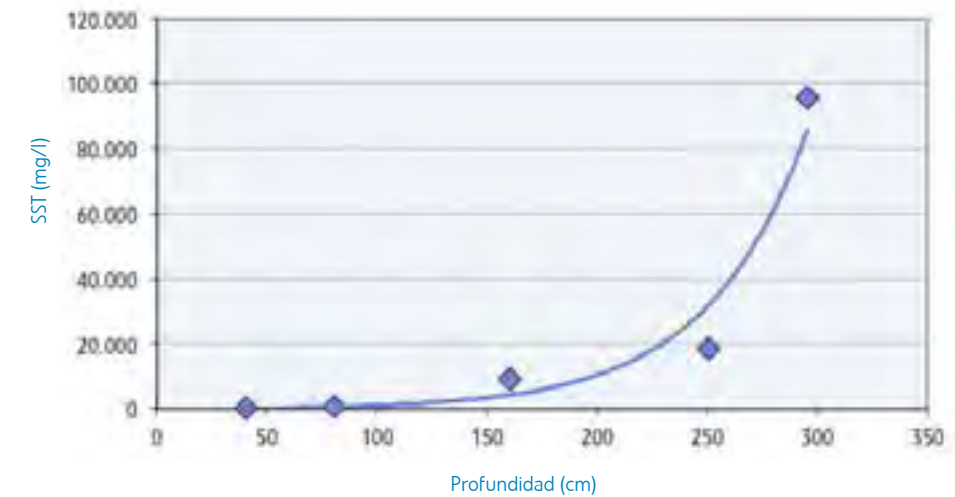
En la tabla 26 se puede apreciar que después de la decantación se obtiene un rebose RC con características bastante estables, lo que se puede comprobar por los bajos valores de los coeficientes de variabilidad de los parámetros evaluados. La concentración de calcio es mucho mayor que la de magnesio, prácticamente una relación de tres a uno del primero con respecto al segundo. La concentración de nitrógeno amoniacal y de NTK es muy semejante, lo que implica que todo el nitrógeno está en forma amoniacal.

En cuanto a la concentración de fósforo, resultó ser relativamente baja durante el periodo de tiempo en el que se efectuaron estas pruebas. Este valor es ligeramente inferior a los valores de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> en el rebose RC durante el mismo periodo de tiempo. En realidad, durante la decantación no se produce un decrecimiento significativo del P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>.

La concentración de SST alcanzada durante la decantación es considerablemente baja, obteniéndose una disminución de los SST, desde el valor promedio de 3576 miligramos por litro, hasta los 223 miligramos por litro, lo que significa un porcentaje de eliminación de 93,8 por cien. El valor promedio de SST del rebose RC decantado es adecuado para el proceso de producción de estruvita, el cual requiere una baja concentración de sólidos en suspensión para obtener una óptima reacción de formación y de crecimiento de los cristales. Sin embargo, el coeficiente de variabilidad de este indicador es relativamente elevado, debido a la gran variabilidad en el afluente del proceso. A pesar de la elevada variabilidad de los SST observada en el rebose de deshidratación RC la eficiencia de la decantación fue prácticamente constante.

Adicionalmente, se tomaron muestras de rebose RC a diferentes profundidades de los decantadores para conocer el perfil de los SST a través de estos. Las muestras se tomaron a 40, 80, 160, 250 y 295 centímetros de profundidad, y se determinó la concentración de SST. En la figura 54, se presenta el perfil de SST obtenido.

Figura 54. Perfil de SST dentro de los decantadores



Como se puede ver, se produce un incremento exponencial de la concentración de SST, a medida que aumenta la profundidad en los decantadores, llegando a valores muy elevados a partir de 2 metros de profundidad, por lo que es preciso evitar el bombeo desde una profundidad mayor de 40 centímetros. Por otra parte, es necesaria la purga periódica de los decantadores para que la acumulación de lodos en el fondo no provoque la pérdida de calidad del sobrenadante debido a la generación de gases que pueden producir un aumento en la concentración de SST.

### 8.3.1.3. Control del proceso de desorción

La columna A/D trabajó a una altura de 2 metros de nivel de líquido, una tasa de caudal de aire-caudal de rebose-RC de 10-14 metros cúbicos de aire por metro cúbico de rebose RC decantado, y una tasa de recirculación de 1:1. Durante estas pruebas, la columna operó a caudales de 1,3-1,6 metros cúbicos a la hora. El pH requerido para el proceso se alcanzó aproximadamente, en 7 minutos. La alimentación al lecho fluidizado fue de forma intermitente, ya que cuando el pH descendió de 8,10 se paró automáticamente la alimentación al lecho fluidizado, y arrancó nuevamente la alimentación mediante las bombas B2.1 y B2.2, cuando el pH alcanzó un valor de 8,2. De la misma manera operó el soplador y la bomba de recirculación, en este caso. Estos arrancan cuando el pH llega a 8,10, y paran cuando el pH sube hasta 8,4.

### 8.3.1.4. Preparación de reactivo

Durante la preparación de reactivo, se determinó la eliminación de  $\text{CO}_2$  contenido en el gas de los motogeneradores. Las muestras se tomaron en el acceso a los rotámetros, que miden el caudal de gas de entrada a los PR, y en una válvula de muestreo ubicada en la parte superior de éstos.

Durante este ensayo, las mediciones de  $\text{CO}_2$  en los gases de combustión a la entrada, y a la salida de los depósitos de preparación de reactivo, muestran una eliminación de un 30 por cien de dióxido de carbono, lo cual indica un beneficio de esta operación debido a la reducción de las emisiones de  $\text{CO}_2$  que se obtienen.

En la tabla 27, se muestran las características del reactivo obtenido en el ensayo.

Tabla 27. Características del reactivo empleado en las pruebas

Fecha	pH	T(°C)	Mg (mg/l)
24/3/2010	8,52	19,5	305
29/3/2010	8,75	15,9	305
5/4/2010	9,28	17,3	296
8/4/2010	9,12	18,6	434
9/4/2010	9,21	21,0	420
14/4/2010	8,67	28,1	319
15/4/2010	8,93	22,6	300
20/4/2010	8,55	21,7	378
23/4/2010	8,85	24,9	213

De la tabla 27 se puede deducir que se logra una elevada concentración de magnesio, con valores muy próximos a los obtenidos a escala de laboratorio durante el mismo tiempo de procesamiento. Los valores de pH del reactivo ya preparado son francamente alcalinos, lo que coadyuva a crear condiciones más adecuadas para la reacción de formación de estruvita, cuando se mezclen en el reactor las corrientes de rebose RC y de reactivo.

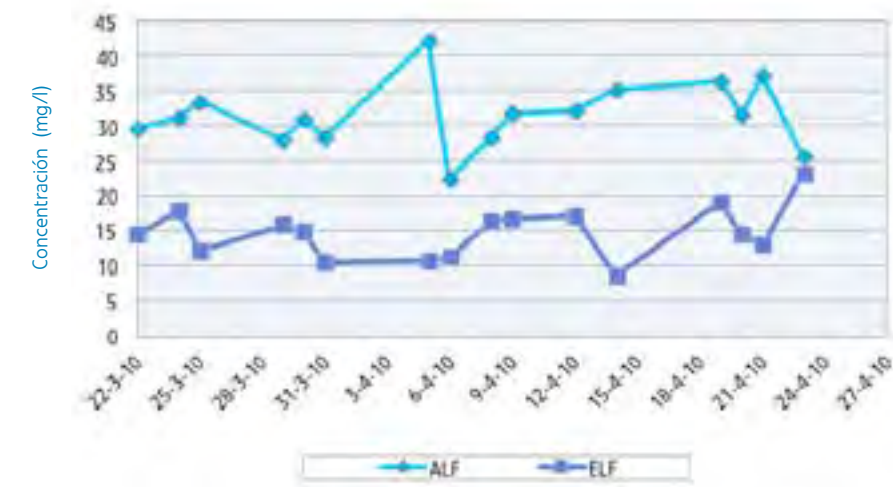
### 8.3.1.5. Funcionamiento del lecho fluidizado

El lecho fluidizado operó a caudales de rebose RC de 1,2 y 1,5 metros cúbicos por hora. La relación molar Mg:P se varió de acuerdo con la concentración de magnesio obtenida en el depósito de reactivo. Durante el experimento, la temperatura en el lecho fluidizado varió en un rango de 19-22 °C.

Los valores de pH a la entrada y a la salida del reactor tuvieron valores muy cercanos; los valores promedio y la desviación estándar fueron para ALF  $8,25 \pm 0,20$ , y para el efluente  $8,31 \pm 0,17$ , de modo que no se pueden establecer diferencias significativas entre ambos. Sin embargo, los valores se mantuvieron dentro del rango considerado óptimo para el proceso.

En la figura 55, se presenta la variación del fósforo a la entrada y a la salida del lecho fluidizado.

Figura 55. Variación de la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$



En la figura 55, se observa una tendencia al aumento de la concentración de fósforo a la salida del reactor cuando disminuyó la concentración de éste a la entrada. Esto resulta obvio, ya que una disminución de la concentración de fósforo a la entrada provoca un desarrollo más lento de los cristales de estruvita, al disminuir la velocidad de reacción. La constante de velocidad de reacción es directamente proporcional a la concentración de reactivos (Battistoni y col., 2002). El valor promedio determinado en las muestras de rebose RC a la entrada del reactor fue de  $31,5 \pm 4,8$  miligramos por litro y  $14,8 \pm 3,7$  miligramos por litro, respectivamente, lo cual corresponde a una eficiencia de eliminación promedio de 53 por cien, y se alcanzaron valores máximos de eliminación de 75 por cien para los valores mayores de concentración de fósforo a la entrada del lecho fluidizado. Considerando la baja concentración de fósforo en el rebose RC, el grado de eliminación alcanzado se puede considerar aceptable.

La concentración de  $\text{N-NH}_4^+$  a la salida del proceso, aparentemente, depende de la concentración de la entrada; la forma de las curvas obtenidas así lo indican. Por consiguiente, la eficiencia de eliminación de  $\text{N-NH}_4^+$  dependió de la concentración de entrada al proceso. La eficiencia promedio de eliminación de nitrógeno amoniacal fue de  $11,0 \pm 6,4$  por cien, siendo el valor máximo de 20,6 por cien, para una concentración de entrada de 792 miligramos por litro, y el valor mínimo de 2,7 por cien, para una concentración a la entrada de 372 miligramos por litro.

La figura 56 muestra las concentraciones de  $\text{N-NH}_4^+$ , a la entrada y a la salida del proceso, durante el tiempo de desarrollo del ensayo.

En la tabla 28, se presentan los valores promedio y la desviación estándar de la alcalinidad total (AT), el calcio y los SST a la entrada y a la salida del lecho fluidizado.

Figura 56. Concentración de  $N-NH_4^+$  a la entrada y a la salida del reactor

Tabla 28. Valores de alcalinidad total, el calcio y SST

Parámetro (mg/l)	ALF	ELF
AT	2849 ± 116	2561 ± 73
Ca	52,9 ± 7,2	44,0 ± 12,2
SST	819 ± 757	622 ± 555

La tabla 28 muestra una pequeña disminución de la alcalinidad total, lo que puede ser debido a la disminución de la concentración de magnesio, calcio y amonio que se encuentra en forma de bicarbonato. La concentración de calcio sufre una disminución en el proceso debido a que posiblemente ocurra la precipitación de éste como consecuencia del incremento del pH y la formación de carbonato y de pequeñas cantidades de fosfato de calcio (Le Corre y col., 2005). La concentración de SST a la entrada del reactor varió considerablemente debido a que durante el periodo se produjeron afecciones en el funcionamiento del paso de centrifugación, generándose licores con concentraciones elevadas que pudieron afectar la efectividad del proceso. Para resolver el problema, se tomaron las medidas para evitar el acceso de rebose RC con una calidad inadecuada al mismo, y aumentando la frecuencia de purga de los decantadores D1.1 y D1.2.

La relación molar aplicada varió de 1,2, hasta un valor máximo de 3,5 M de Mg/M de fósforo. En ese rango, las mayores eficiencias de eliminación de fósforo ocurrieron a relaciones molares entre 1,2 y 2,0 M de Mg/M de fósforo. A valores más elevados de la relación molar se produjo un decrecimiento de la eficiencia de eliminación de fósforo, hasta valores mínimos de 42,3 por cien, para el valor máximo de relación molar. Por consiguiente, se considera un valor óptimo entre 1,2-1,6 Mg/P.

En el día 12 de operación se efectuó una parada del proceso y se procedió a la limpieza de la columna de desorción y del reactor. La primera tenía una elevada concentración de sólidos en suspensión debido a las dificultades antes expuestas con respecto al paso de centrifugación. El primer paso consistió en vaciar la columna de desorción, y después mediante una manguera, se procedió a lavar el interior de la misma para eliminar sólidos que pudiesen estar depositados en las paredes. Tras esta operación, se efectuó el vaciado del lecho fluidizado y se recogió en una malla el contenido del fondo de la misma. Este contenido se pasó por una malla fina y se puso a secar durante 48 horas.

La cantidad estimada de producción de estruvita, basada en las eliminaciones de fósforo obtenidas, asciende, en el periodo de esos primeros doce días a 440 gramos.

### 8.3.2. Efecto del tiempo de retención hidráulico en el reactor

En esta sección, se presentan los resultados obtenidos en la etapa C2 en la que se aborda el efecto del TRH sobre la eficiencia de eliminación del fósforo y del amonio, así como la producción de estruvita alcanzada.

Durante el ensayo se han determinado las características del rebose sedimentado (S), del afluyente del lecho fluidizado (ALF), el efluente del lecho fluidizado (ELF), del decantador de finos (DF) y del depósito de reactivo.

Para efectuar los ensayos pertinentes, se aplicaron caudales variables de rebose RC el cual fue previamente acondicionado antes de alimentarse al reactor. También se presenta la monitorización de los gases de combustión que fueron empleados para la producción del reactivo de magnesio.

De acuerdo a los resultados obtenidos, se concluye que:

- Los pasos de acondicionamiento previos del rebose de deshidratación RC, bajo las condiciones operacionales definidas en los estudios previos efectuados funcionan de manera adecuada, brindando un efluente apto para el proceso de producción de estruvita.
- Los resultados de los procesos de acondicionamiento aplicados son similares a los previstos en los estudios realizados a escala piloto y que han sido descritos en la patente.
- Se ha demostrado la influencia de dos parámetros fundamentales en la eficiencia del proceso: el tiempo de retención hidráulico, que es directamente proporcional al caudal alimentado, y la concentración de  $P-PO_4^{3-}$  presente en la alimentación.
- Para una concentración relativamente baja de  $P-PO_4^{3-}$ , (lo que se traduce en concentraciones alrededor de 30 miligramos por litro), un aumento del caudal, (que implica una disminución del TRH) determina una disminución de la eficiencia de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$  y por consiguiente, de valores de  $P-PO_4^{3-}$  más elevados en el efluente.
- Para valores de concentración de  $P-PO_4^{3-}$  más elevados, alrededor de 80 miligramos por litro, se obtiene un comportamiento similar, pero a un caudal de alimentación más elevado.
- Para concentraciones de cerca de 30 miligramos por litro, los mejores resultados se alcanzaron a un TRH de 30 minutos; pero a concentraciones más elevadas, se trabajó con más éxito a un TRH de 22,5 minutos.
- El decantador de finos operó con una elevada eficiencia de eliminación de SST, los cuales están mayormente constituidos por cristales de estruvita.
- Como consecuencia de los resultados obtenidos, la producción de estruvita dependió de la concentración y del tiempo de retención hidráulico. A mayor concentración en la alimentación se obtuvo un mayor rendimiento de estruvita y mayor eficiencia, pero a menor tiempo de retención se obtuvo una menor conversión para valores por debajo de 22,5 minutos.

### 8.3.2.1. Descripción detallada del ensayo

Una vez estabilizado en régimen continuo el funcionamiento de la Planta Piloto y optimizadas las operaciones de captación, decantación y desorción del rebose de deshidratación, así como la relación molar Mg:P y también la operación de preparación de reactivo, se procedió a efectuar el estudio del efecto del tiempo de retención hidráulico.

Los tiempos de retención hidráulicos se estudian en un rango entre 15-30 minutos correspondiendo a caudales de rebose RC previamente acondicionado de 2400 a 1200 litros por hora, respectivamente. Se aplicaron caudales que ascendieron a 1200, 1400, 1500, 1600, 1800, 2000 y 2400 litros por hora, correspondiendo a tiempos de retención hidráulico totales de 30, 26, 24, 22,5, 20, 18 y 15 minutos, respectivamente.

A continuación, se analiza el efecto del tiempo de retención hidráulico total sobre diferentes parámetros indicadores de la eficiencia del proceso. El tiempo de retención hidráulico total incluye el tiempo en la sección donde es efectuada fundamentalmente la reacción entre el  $Mg^{2+}$  soluble, el  $P-PO_4^{3-}$  y el  $N-NH_4^+$  para formar la estruvita, y las secciones donde se efectúa principalmente la fase de crecimiento de cristales y la precipitación. En la tabla 29 se presentan los diferentes puntos de muestreo y los análisis efectuados.

Tabla 29. Muestras tomadas durante el ensayo

Análisis	Muestras						
	RC	S	ALF	ELF	EGPR	SGPR	Depósito de reactivo
pH	x	x	x	x	-	-	x
Temperatura	x	x	x	x	-	-	x
Ca <sup>2+</sup>	x	x	x	x	-	-	-
Mg <sup>2+</sup>	x	x	x	x	-	-	x
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	x	x	x	x	-	-	-
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	x	x	x	x	-	-	-
NTK	x	x	x	x	-	-	-
Demanda química oxígeno	x	x	x	x	-	-	-
Sólidos sedimentables	x	-	-	-	-	-	-
Sólidos flotantes	x	-	-	-	-	-	-
Alcalinidad total	x	x	x	x	-	-	-
Sólidos en suspensión totales	x	x	x	x	-	-	-
CO <sub>2</sub> (disuelto)	-	-	-	-	-	-	x
CO <sub>2</sub> (gaseoso)	-	-	-	-	x	x	-

RC: Rebose de deshidratación por centrifugación de lodos de digestión anaerobia

S: Rebose sedimentado

ALF: Afluente de lecho fluidizado

ELF: Efluente del lecho fluidizado

EGPR: Entrada de gas a preparación de reactivo

SGPR: Salida de gas de preparación de reactivo

Todos los análisis y determinaciones realizados en este ensayo se basaron en las técnicas estándar de análisis de aguas y aguas residuales (American Public Health Association, 1999).

Se determinó también la presencia de estruvita en el precipitado obtenido mediante difracción de Rayos X, y además, se determinó la concentración de estruvita de forma indirecta en muestras de ELF mediante la diferencia de concentración en muestras decantadas y filtradas y muestras acidificadas a pH 5,0 con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

A pH 5 el cristal de estruvita se deshace y todo el fósforo se disuelve.

Los parámetros de operación de cada una de las etapas del proceso, excepto el tiempo de retención hidráulico en el reactor, se mantuvieron constantes y en los valores preestablecidos en los ensayos efectuados previamente. Durante todo el experimento, la relación molar Mg:P se mantuvo en un valor cercano a 1,6.

En los siguientes apartados se detallan los resultados de los ensayos.

### 8.3.2.2. Control de la sedimentación

Los dos depósitos de decantación operaron un tiempo de retención hidráulico de 2,5 horas y a un caudal de 6000 litros por hora. Para garantizar una calidad óptima del decantado fue necesario hacer diariamente la purga de los sólidos sedimentados en el fondo de estos. El volumen de lodo purgado varió entre 2,2 y 3,5 metros cúbicos por día. La purga diaria evitó la acumulación de lodos en el fondo de los decantadores, los cuales mantienen aun actividad biológica, causando la generación de burbujas de gas que provocan la resuspensión de sólidos y una más baja calidad del rebose para la operación subsiguiente. Las características del rebose de deshidratación RC decantado se presentan en la tabla 30.

El pH del rebose RC sedimentado varió de 7,44 a 7,76, lo que indica que no ocurre ningún cambio significativo durante la decantación con respecto al equilibrio entre ácidos y bases del rebose. Como se ve, la desviación estándar es muy baja, lo que confirma la gran estabilidad de este parámetro.

La temperatura varió de 14,8 a 32,5°C, con un valor promedio de 25,4°C, valor inferior a los del rebose RC, debido a la influencia de la temperatura ambiental. El valor de la temperatura se mantiene en un rango aceptable para el proceso. La concentración de calcio varió de 52,9 a 86,5 miligramos por litro, con un valor promedio de 67 miligramos por litro, y un coeficiente de variabilidad de 15,7 por cien, lo que indica que no hay diferencias significativas entre los valores de las muestras de rebose RC y S con relación a este parámetro. La concentración de magnesio varió de 10,9 a 21,9 miligramos por litro, lo que indica una disminución con respecto al rebose RC, o sea, que tanto en la fracción eliminada por decantación, como en la eliminada por flotación, se suprime una parte del magnesio presente inicialmente. Con relación a la concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>, ésta fluctuó de los 4,7 a los 48,8 miligramos por litro, con un valor promedio de 31,1 miligramos por litro, por lo que ocurre un descenso con respecto al rebose RC; al parecer, parte del fósforo era eliminado de la fracción líquida por decantación o flotación. Estos valores tan bajos de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> hacen más lenta la reacción de formación de estruvita y, por consiguiente, reducen la eficiencia de eliminación de fósforo.

Para tratar de solucionar este problema, se efectuaron varios ensayos en los que se bajo el pH del rebose RC hasta 5,5 mediante la adición de ácido sulfúrico, y se obtuvo un incremento de un 30 por cien en la concentración de fósforo disuelto, ya que al hidrolizarse esos sólidos, constituidos en parte por microorganismos, se libera gran parte del fósforo contenido en las células en forma de ortofosfato y polifosfato, o retenidos en partículas orgánicas en suspensión, que a bajo pH se hidrolizan a ortofosfato. Sin embargo, esta solución no resultó factible, ya que el incremento alcanzado en la concentración de fósforo no era suficiente, por lo que se terminó instalando una fuente externa de fósforo mediante a la adición de una solución de fosfato diamónico en la columna de desorción.

El nitrógeno amoniacal varió de 340 a 590 miligramos por litro, con un valor promedio de 447 miligramos por litro, y un coeficiente de variabilidad de 15,4 por cien, por lo que ocurre una disminución de este parámetro con respecto al rebose de deshidratación RC, debido posiblemente a que una parte del mismo se escapa de S al encontrarse a presión atmosférica.

Tabla 30. Características del rebose de deshidratación RC decantado

Fecha	pH	T (°C)	Ca	Mg	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	AT (mg/l)	SST (mg/l)
30/03	7,77	22,4	-	18,9	36,2	729	-	660
31/03	7,74	24,6	-	17,9	34,8	781	-	-
05/04	7,82	17,8	69,5	20,1	43,4	773	3130	113
06/04	7,66	27,0	64,8	19,7	35,8	757	2940	82
08/04	7,76	21,4	68,4	19,8	48,8	754	2820	160
09/04	7,69	24,4	-	18,1	38,0	743	-	-
12/04	7,80	21,7	69,9	18,9	40,0	780	2840	182
14/04	7,76	14,8	-	17,7	37,8	670	2710	230
15/04	7,68	23,2	-	16,6	38,6	578	-	-
19/04	7,74	19,6	-	19,8	44,4	708	2830	200
20/04	7,69	22,9	-	17,9	39,0	672	2650	220
23/04	7,64	25,0	59,1	17,5	33,6	454	2050	170
26/04	7,51	23,4	-	16,1	31,4	340	1510	70
29/04	7,64	24,9	-	20,2	35,6	418	1800	100
30/04	7,60	28,2	65,1	18,6	36,0	530	2030	100
04/05	7,63	27,5	61,7	17,4	34,8	468	1860	40
05/05	7,63	25,6	54,5	15,9	29,8	410	1690	120
06/05	7,56	27,1	62,3	18,1	40,8	515	2180	140
10/05	7,54	20,6	55,4	18,2	37,4	590	1880	130
11/05	7,57	24,2	54,2	19,0	37,2	474	1920	60
13/05	7,59	26,7	57,4	15,8	38,0	427	1840	340
17/05	7,46	28,3	-	19,7	32,2	442	1810	250
19/05	7,47	28,2	52,9	17,7	34,6	478	2000	170
21/05	7,44	30,6	68,4	10,9	31,4	505	2120	280
21/05	7,44	30,6	68,4	10,9	31,4	505	2120	280
24/05	7,51	32,5	67,3	17,9	26,4	494	1910	190
31/05	7,58	27,3	62,3	18,3	22,4	492	2080	370
08/06	7,52	27,1	73,1	14,1	14,1	339	1820	220
15/06	7,54	31,1	83,7	21,9	11,8	433	1850	260
21/06	7,57	24,9	78,8	19,5	9,9	353	1520	270
28/06	7,49	28,6	75,2	18,3	8,2	381	1850	590
05/07	7,64	29,7	86,5	18,9	6,5	452	2080	350
13/07	7,64	30,7	78,4	18,0	4,7	342	1840	240
Promedio	7,62	25,4	65,3	18,0	31,1	539	2138	218
D.E.	0,10	4,0	10,0	2,0	11,8	149	480	140

La alcalinidad total varió de 1510 a 2180 miligramos por litro, con un valor promedio de 1891 miligramos por litro, y un coeficiente de variabilidad de 9,5 por cien, lo que muestra la elevada estabilidad de este parámetro. Estos valores son inferiores a los de la alcalinidad, hallados en el rebose RC en el mismo periodo. Esta disminución puede ser, en parte, consecuencia de la disminución de la concentración de nitrógeno amoniacal, el cual al escapar del rebose sedimentado S, en forma de amoniaco, puede provocar una disminución del valor de la misma.

Finalmente, se observa una drástica reducción en la concentración de SST con respecto al rebose RC a la entrada a los decantadores. La eficiencia de eliminación de SST alcanzó un valor promedio de 92 por cien, similar al valor hallado en las pruebas previas de decantación.

### 8.3.2.3. Características del afluente del lecho fluidizado

En la tabla 31 se presentan las características del afluente al reactor de lecho fluidizado. Éste es el rebose de deshidratación RC previamente decantado, y luego sometido a la acción de aire a presión en la columna de desorción de dióxido de carbono, bajo las condiciones operacionales definidas en los ensayos previos efectuados. Además, debido a las bajas concentraciones de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> de rebose RC, fue necesario suplementar este mediante la adición de fosfato diamónico para llevar la concentración de fósforo soluble a los valores para los que ha sido diseñado y patentado el proceso.

El pH del rebose durante la desorción de CO<sub>2</sub> se incrementa a valores entre 7,79 y 8,72, producto de la aplicación de aire en una relación Q<sub>A</sub>/Q<sub>RC</sub> de 14 metros cúbicos de aire por metro cúbico de rebose de deshidratación RC, a un tiempo de retención hidráulico entre 5-7 minutos.

Se alcanzan en esta operación los valores de pH requeridos para la reacción de formación de estruvita. La temperatura varió de 20,6°C a los 30,4°C, valores semejantes a los de las muestras de S, por lo que no se produce ninguna variación en este parámetro. La concentración de calcio en las muestras ALF varió de 49,4 a 64,8 miligramos por litro, por lo que durante la desorción ocurre una disminución de este parámetro en alrededor de un 13 por cien.

La concentración de magnesio varió entre 0 y 28,7, lo que indica una disminución de este parámetro debido, al parecer, a que se produce la sedimentación de parte de éste en forma de estruvita, aspecto que quedará demostrado posteriormente. El magnesio no tuvo prácticamente ninguna variación en la desorción, con relación a las muestras de rebose sedimentado.

La concentración de fósforo se incrementó con respecto a las del rebose RC sedimentado por la adición de fósforo que tuvo que ser efectuada a partir del 14 de junio, debido al descenso de este parámetro en el rebose RC. Esta adición se efectuó en forma de fosfato di-amónico. Sin embargo, durante el periodo en el que no fue adicionado el fósforo se produjo una disminución de éste, en comparación con el sedimentado. Este descenso puede ser debido a que con el incremento del pH se pueda producir la reacción de formación de fosfato de calcio y también hidroxiapatita [Ca<sub>5</sub>(PO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>OH], reacciones que ocurren a valores de pH similares a las de formación de estruvita, sobre todo cuando la concentración de calcio es mucho mayor que la de magnesio (Battistoni y col., 2000). Este hecho es, sin embargo, inevitable bajo esas condiciones e influye en la disminución de la concentración de fósforo disponible para la obtención de estruvita.

La concentración de nitrógeno amoniacal se mantuvo en un rango entre 392-525 miligramos por litro, produciéndose por consiguiente, una disminución con relación al rebose RC sedimentado. La aireación puede forzar la desorción de parte del amonio que se encuentra en forma de amoniaco, pero el incremento del pH induce a un aumento de la concentración de NH<sub>3</sub>. Por otra parte, una fracción del NH<sub>4</sub><sup>+</sup> puede ser consumida durante el proceso de formación de pequeñas cantidades de estruvita.

La alcalinidad total en las muestras ALF varió entre 1260 y 3120 miligramos por litro, por lo que se da un descenso de este parámetro, producto de la disminución de la concentración de CO<sub>2</sub> y N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> por desorción y la disminución de las concentraciones de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> y Ca que pasan a una fracción no soluble. La concentración de SST varió entre 14 y 2126 miligramos por litro, por lo que se aprecia un aumento en estas muestras con respecto a las muestras S, lo que corrobora el hecho de que en el curso de la desorción se producen sólidos que son el producto de reacciones de formación de fosfato de calcio, hidroxiapatita y de pequeñas cantidades de estruvita debido al incremento que se produce del pH.

Tabla 31. Características de ALF

Fecha	pH	T°C	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	A.T.	SST	Q <sub>RC</sub> (l/h)
24/03	8,31	24,0	55,2	20,4	31,2	372	2810	340	1200
25/03	8,36	25,0	42,3	16,7	33,5	392	2810	430	1200
29/03	8,29	20,3	53,0	16,2	28,0	383	2860	1940	1200
30/03	8,39	21,8	58,3	15,7	31,0	684	2790	420	1200
31/03	8,39	24,9	-	17,3	28,4	786	-	-	1200
05/04	7,91	17,4	65,7	22,7	42,2	792	3120	302	1200
06/04	8,37	26,0	46,7	17,2	22,4	686	2860	2126	1200
08/04	8,41	23,0	55,1	13,8	28,4	696	2750	635	1200
09/04	8,36	24,8	-	17,0	31,8	794	-	363	1500
12/04	8,35	21,2	62,4	17,0	32,2	743	2790	360	1500
14/04	7,83	26,1	55,1	16,3	35,2	634	2670	320	1500
15/04	8,28	26,6	36,5	15,4	21,2	631	2520	7010	1500
19/04	8,33	20,2	51,3	18,7	36,4	719	2650	540	1500
20/04	8,25	25,9	51,0	18,8	31,6	691	2590	320	1500
21/04	7,79	26,0	-	20,9	37,2	613	-	-	1500
23/04	8,32	26,5	48,0	16,6	25,6	469	1930	370	1500
26/04	8,32	23,2	45,6	16,9	26,4	341	1440	230	1500
27/04	8,32	24,6	-	17,8	27,4	399	-	-	1200
29/04	7,82	25,1	58,3	18,0	34,0	448	1790	80	1200
30/04	8,23	27,5	54,8	19,1	28,8	580	1980	120	1200
04/05	8,37	21,0	54,0	18,7	29,2	466	1800	14	1200
05/05	7,90	24,8	49,4	16,7	30,0	392	1660	410	1200
06/05	8,31	25,8	52,7	17,1	30,4	498	2000	160	1200
10/05	8,44	20,6	43,8	22,3	28,4	468	1860	220	1200
11/05	8,33	23,9	52,2	18,1	32,0	419	1820	190	1200
13/05	8,37	25,9	46,9	16,3	30,0	450	1780	400	1200
14/05	8,41	24,4	-	17,8	25,6	488	-	-	1200
17/05	8,25	25,1	42,1	14,8	27,2	370	1700	610	1200
18/05	8,30	26,5	-	17,0	26,2	451	-	-	1400
19/05	8,23	27,8	44,7	16,9	26,4	494	1930	300	1400
21/05	8,22	30,4	48,4	12,4	23,8	525	2040	400	1400
24/05	8,26	26,7	53,1	14,4	25,8	427	1820	270	1400
25/05	8,49	27,3	-	15,3	15,2	346	-	-	1400
26/05	8,66	28,6	-	14,7	12,8	369	-	-	1400
27/05	8,31	27,6	60,0	17,8	18,7	416	1700	410	1400
28/05	8,32	26,3	47,6	19,2	13,2	327	1440	870	1600
31/05	8,25	26,3	64,8	20,8	18,3	467	2010	280	1600
01/06	8,26	27,9	-	17,4	15,5	416	-	-	1600
02/06	8,19	30,2	57,6	21,3	16,6	333	1570	680	1600
08/06	8,27	29,9	62,7	15,2	12,8	321	1460	170	1600
10/06	8,29	27,7	60,5	22,8	9,0	368	1570	300	1600
14/06	8,17	26,7	47,6	17,3	65,0	490	1690	350	1600
15/06	8,23	29,6	24,9	12,7	80,5	475	1820	580	1200

Fecha	pH	T°C	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	A.T.	SST	Q <sub>RC</sub> (l/h)
16/06	8,12	26,0	-	14,4	67,0	487	-	-	1200
18/06	8,30	26,1	28,6	10,4	54,0	411	1260	820	1200
21/06	8,30	23,4	29,6	0,0	81,0	453	1550	560	1200
29/06	8,14	28,8	45,6	18,3	33,5	410	1740	370	2000
30/06	8,33	28,7	-	15,6	38,1	418	-	-	2000
02/07	8,33	30,2	39,7	7,5	18,3	446	1820	430	2000
05/07	8,30	29,4	36,1	17,2	41,0	491	2030	640	2000
06/07	8,72	30,1	31,3	0,6	65,5	530	2040	410	2000
14/07	8,39	31,3	26,7	14,0	50,0	494	1800	530	1600
15/07	8,23	30,6	20,2	7,5	95,0	455	1830	660	1600
16/07	8,23	29,6	-	9,0	84,0	482	-	-	1600
19/07	8,24	30,4	19,3	10,4	84,5	470	1690	600	1600
20/07	8,30	30,7	-	23,5	77,5	434	-	-	1600
21/07	8,30	30,4	-	6,6	94,5	510	1710	530	1600
22/07	8,30	31,0	-	3,5	88,0	465	1830	590	1600
23/07	8,38	30,9	-	28,7	47,6	380	-	-	1600
26/07	8,25	29,4	-	6,3	69,5	442	1780	610	1600
28/07	8,22	31,9	-	7,1	115,0	406	-	-	2400
29/07	8,21	31,6	-	8,6	92,5	390	-	-	2400
30/07	8,25	30,8	-	11,2	92,5	425	-	-	2400
02/08	8,31	31,2	-	1,6	95,0	420	-	-	1800
03/08	8,34	30,2	-	5,8	126,5	408	-	-	1800
04/08	8,30	30,6	-	8,9	76,5	352	-	-	1800
06/08	8,41	31,5	-	7,5	93,5	422	-	-	1800
09/08	8,42	29,4	-	6,4	97,5	383	-	-	1800
10/08	8,40	31,9	-	10,6	89,0	425	-	-	1600
11/08	8,25	30,6	-	10,0	103,0	384	-	-	1600
12/08	8,45	29,8	-	8,9	91,0	362	-	-	1600
13/08	8,45	29,1	-	7,7	90,5	336	-	-	1600
16/08	8,46	27,2	-	12,3	88,5	381	-	-	1600
Promedio	8,30	27,4	44,9	14,3	48,5	464	1985	623	
D.E	0,05	3,3	12,9	5,4	29,0	117	479	963	

## 8.3.2.4. Preparación de reactivo

Los parámetros de operación para la preparación de reactivo se fijaron en un caudal de gas de 20 metros cúbicos por hora, y tiempo de retención de 3 horas, una velocidad de agitación de 1000 r.p.m. y una dosificación de magnesita PC de 2,4 kilogramos por metro cúbico. Estos parámetros fueron determinados en las pruebas previas reseñadas en el convenio y se corresponden con el ensayo B2. Durante la preparación de reactivo, se midió la concentración de CO<sub>2</sub> en dos puntos en el gas procedente de las descargas de gases de escape de los motogeneradores, a la entrada de los depósitos destinados a la preparación de reactivo, y a la salida de los mencionados depósitos.

Estas determinaciones fueron efectuadas mediante un equipo ORSAT que mide la concentración volumétrica expresada en porcentaje y determinada por la diferencia de volumen entre el volumen de muestra tomada y el volumen después de pasar el gas a través de una solución semisaturada de hidróxido de potasio. El hidróxido de potasio absorbe totalmente el CO<sub>2</sub> reduciendo el volumen de gas en una cantidad igual a la del CO<sub>2</sub> originalmente presente.



En la tabla 32 se presentan los resultados obtenidos de los análisis efectuados, por triplicado, en muestras de gas, antes y después, de pasar a través de los depósitos de preparación de reactivo.

**Tabla 32. Eliminación de CO<sub>2</sub> en el proceso de preparación de reactivo**

Fecha	EGPR	SGPR	Eliminación (%)
12/04/10	10,4	7,4	28,8
19/04/10	6,0	5,2	13,3
26/04/10	8,0	5,0	37,5
27/04/10	8,8	7,2	18,2
05/05/10	9,8	6,2	36,7
10/05/10	10,8	8,2	24,1
11/05/10	10,0	6,0	40,0
14/05/10	9,6	7,4	22,9
17/05/10	9,2	5,2	43,5
19/05/10	10,0	5,0	50,0
21/05/10	10,2	7,6	25,5
14/06/10	8,8	4,8	45,5
28/06/10	10,2	7,0	31,4
19/07/10	12,2	9,2	24,6
Promedio	9,6	6,5	32,3

En la figura 57, se presenta la variación de la concentración volumétrica de dióxido de carbono, a la entrada y a la salida de la operación de preparación de reactivo.

**Figura 57. Eliminación de CO<sub>2</sub> en el proceso de preparación de reactivo**



Como se puede apreciar en la figura 57, parte del dióxido de carbono es eliminado en el proceso, en un porcentaje promedio que alcanza un valor de un 32,3 por cien; por tanto, se obtiene una buena eliminación de este gas que está considerado como uno de los causantes del efecto invernadero. La cantidad promedio de dióxido de carbono total eliminada durante cada operación de preparación de reactivo asciende a 3,5 kilogramos.

En la tabla 33, se presentan las concentraciones de magnesio soluble y el pH en el depósito de reactivo. Como se observa en esta tabla, durante el proceso de preparación de reactivo se alcanza una elevada concentración de magnesio soluble, y un valor de pH alcalino que contribuye a facilitar la reacción de formación de estruvita. Los valores de magnesio obtenidos son comparables a los logrados a nivel de laboratorio, lo cual demuestra la factibilidad del empleo de los gases de combustión como fuente de CO<sub>2</sub> para lograr la obtención de las cantidades necesarias de magnesio.

**Tabla 33. Valores de pH y magnesio soluble en el depósito de reactivo**

Fecha	pH	Mg (mg/l)	T (°C)
24/03/2010	8,52	305	19,5
29/03/2010	8,75	305	15,9
05/03/2010	9,28	296	17,3
08/04/2010	9,12	434	18,6
09/04/2010	9,21	420	21,0
14/04/2010	8,67	319	28,1
15/04/2010	8,93	300	22,6
20/04/2010	8,55	378	21,7
23/04/2010	8,85	213	24,9
27/04/2010	8,93	185	29,1
29/04/2010	8,59	390	24,4
05/05/2010	9,03	385	30,0
06/05/2010	8,60	312	26,9
10/05/2010	7,42	481	19,3
11/05/2010	8,34	429	29,2
13/05/2010	8,47	336	27,0
17/05/2010	7,75	435	21,0
19/05/2010	7,74	352	21,7
24/05/2010	7,64	161	23,8
25/05/2010	7,17	285	24,7
27/05/2010	7,98	342	23,7
28/05/2010	8,25	332	23,9
31/05/2010	8,40	372	24,6
01/06/2010	8,56	413	27,0
08/06/2010	8,27	371	26,7
14/06/2010	9,17	282	29,6
15/06/2010	8,43	464	24,0
16/06/2010	8,65	419	23,8
21/06/2010	8,70	580	23,2
23/06/2010	8,72	428	25,7
24/06/2010	8,09	399	29,2

Fecha	pH	Mg (mg/l)	T (°C)
28/06/2010	9,43	243	28,1
29/06/2010	8,61	289	26,8
30/06/2010	7,97	518	29,1
05/07/2010	8,80	499	26,6
13/07/2010	9,09	357	27,7
21/07/2010	7,78	626	27,0
28/07/2010	7,11	668	29,0
29/07/2010	8,32	778	30,2
04/08/2010	8,58	883	27,9
12/08/2010	9,05	395	29,7
13/08/2010	8,51	605	23,9
Promedio	8,48	421	25,0
D.E	0,55	180	3,7

## 8.3.2.5. Características del ELF

En la tabla 34 se resumen las características del ELF obtenidas a diferentes caudales de reboses RC en el reactor de lecho fluidizado.

Tabla 34. Características del efluente de lecho fluidizado

Fecha	pH	T°C	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	A.T.	SST	Q <sub>RC</sub> (l/h)
24/03	8,31	25,1	32,1	40,8	18,0	414	2480	480	1200
25/03	8,37	22,9	28,1	42,8	12,3	362	2480	460	1200
29/03	8,31	19,0	52,8	46,0	16,0	345	2570	1150	1200
30/03	8,43	19,6	40,3	44,2	14,9	383	2490	490	1200
31/03	8,43	18,3	-	38,1	10,6	615	-	-	1200
05/04	8,46	14,8	54,3	37,5	10,8	642	2580	68	1200
06/04	8,32	18,8	56,2	43,4	11,3	629	2670	190	1200
08/04	8,16	20,3	58,3	55,0	16,4	631	2580	1748	1200
09/04	8,34	24,1	-	39,8	16,8	635	-	391	1500
12/04	8,32	21,2	62,3	38,4	17,2	640	2640	390	1500
14/04	8,58	19,4	26,4	24,6	8,6	646	2370	520	1500
15/04	7,77	25,5	52,8	31,4	28,5	660	2410	7350	1500
19/04	8,21	18,0	49,8	28,6	19,2	583	2420	280	1500
20/04	8,32	22,1	32,9	42,6	14,5	637	2380	270	1500
21/04	8,27	24,5	-	45,7	13,1	584	-	-	1500
23/04	8,31	26,7	47,6	34,6	23,3	539	1760	360	1500
26/04	7,87	22,7	46,8	39,2	25,7	394	1400	180	1500
27/04	8,28	28,0	-	40,4	16,2	333	-	200	1200
29/04	8,09	25,0	53,5	68,2	24,8	390	1710	200	1200
30/04	8,16	27,9	54,1	47,4	25,9	463	1880	290	1200
04/05	8,37	20,9	46,7	45,8	21,5	424	1720	220	1200
05/05	8,34	23,6	51,0	45,8	20,7	316	1490	240	1200
06/05	8,30	26,7	46,7	41,8	25,0	485	1990	290	1200

Fecha	pH	T°C	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	A.T.	SST	Q <sub>RC</sub> (l/h)
10/05	8,23	21,0	-	57,8	20,5	404	1820	200	1200
11/05	8,27	24,6	-	60,0	23,3	386	1760	280	1200
13/05	8,33	26,3	-	42,8	24,7	439	1700	270	1200
14/05	8,49	24,1	-	50,6	14,2	414	-	-	1200
17/05	8,28	24,2	45,6	42,8	21,2	393	1600	450	1200
18/05	8,26	24,9	-	43,8	15,8	348	-	-	1400
19/05	8,19	27,3	51,2	40,6	19,2	459	1870	340	1400
21/05	8,20	28,3	64,8	31,0	17,7	446	-	400	1400
24/05	8,23	26,2	58,9	39,4	23,0	385	-	250	1400
27/05	8,27	27,5	61,5	41,2	17,7	405	-	350	1400
28/05	8,41	21,5	52,0	32,6	10,7	355	1580	460	1600
31/05	8,25	27,9	65,2	40,8	17,8	463	1960	250	1600
01/06	8,29	28,5	-	36,6	14,8	378	-	-	1600
02/06	8,23	28,9	59,1	42,0	11,8	290	1480	620	1600
08/06	8,25	27,7	62,5	44,0	10,3	310	1450	610	1600
10/06	8,64	23,1	59,0	52,2	6,6	316	1380	250	1600
14/06	8,27	25,9	47,6	43,0	30,6	388	1570	390	1600
15/06	7,93	30,0	65,6	40,4	24,2	420	1670	6740	1200
16/06	8,10	25,9	-	45,0	20,1	403	-	-	1200
18/06	8,02	28,2	62,6	53,4	17,2	346	1460	1640	1200
21/06	7,90	25,0	48,4	44,8	13,5	344	1480	3970	1200
29/06	8,21	28,6	53,9	87,0	17,6	265	-	210	2000
30/06	8,30	28,3	-	51,2	19,0	324	-	-	2000
02/07	8,30	31,7	51,6	53,6	5,6	379	1560	1270	2000
05/07	8,27	29,5	51,4	74,8	16,5	418	-	1190	2000
06/07	8,27	30,7	-	45,2	18,1	411	1620	-	2000
14/07	8,30	30,2	38,1	41,4	20,0	361	1840	8850	1600
15/07	8,07	29,6	53,8	63,0	13,6	363	1770	1990	1600
16/07	7,96	29,1	-	77,4	13,3	351	-	-	1600
19/07	7,93	30,0	44,8	62,6	16,8	224	1680	2100	1600
20/07	8,29	31,2	-	127,2	7,2	256	-	-	1600
21/07	7,93	31,2	-	73,6	13,7	347	1760	1590	1600
22/07	7,99	30,9	-	72,4	8,3	376	1830	2430	1600
23/07	8,39	30,4	-	127,4	5,7	258	-	-	1600
26/07	8,02	28,7	-	65,4	13,2	350	-	580	1600
28/07	7,81	30,9	-	66,4	26,5	328	-	-	2400
29/07	7,96	30,9	-	41,4	35,4	331	-	-	2400
30/07	8,02	30,6	-	33,3	43,3	367	-	-	2400
02/08	8,00	31,2	-	18,3	23,7	362	-	-	1800
03/08	7,97	30,6	-	22,8	47,8	333	-	-	1800
04/08	8,08	31,4	-	40,8	27,6	308	-	-	1800
06/08	8,21	29,5	-	54,2	21,0	319	-	-	1800
09/08	8,16	29,5	-	56,4	19,2	189	-	-	1800
10/08	8,15	31,1	-	58,4	21,2	310	-	-	1600
11/08	8,07	30,5	-	48,6	24,9	330	-	-	1600
12/08	8,20	30,2	-	23,8	35,4	278	-	-	1600
13/08	8,32	29,5	-	72,0	10,3	233	-	-	1600
16/08	8,61	27,6	-	111,5	5,3	297	-	-	1600

Se observa que los valores de pH a la salida del reactor de lecho fluidizado tienden a ser menores que los de la entrada, debido a que durante la reacción de formación de estruvita ocurre una disminución del valor del pH.

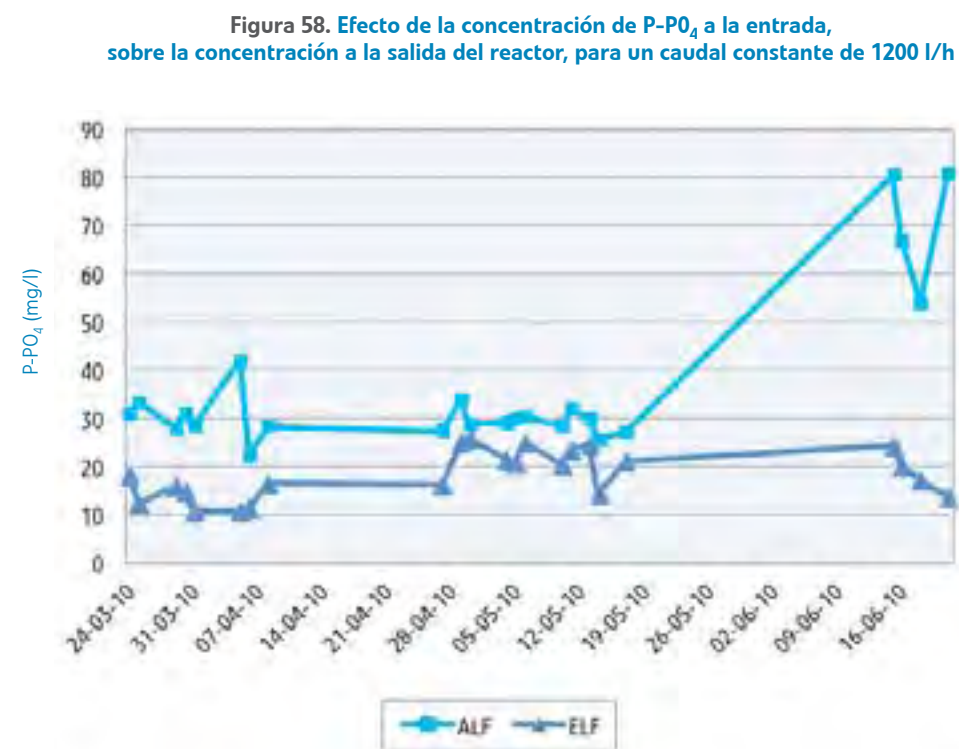
La temperatura no sufrió ninguna disminución durante el proceso, manteniéndose alrededor de los 30°C.

La concentración de calcio no fue afectada durante el proceso lo que indica que debido a la elevada concentración de magnesio no existen las condiciones para la precipitación de éste durante el proceso.

La concentración de magnesio se incrementa en el proceso debido al aporte de éste por la adición de reactivo, el cual es en parte consumido en la reacción, quedando un remanente que se recircula a la EDAR.

La concentración de  $P-PO_4^{3-}$  a la salida del reactor fue significativamente inferior a la de la entrada; los valores fueron dependientes de la concentración a la entrada y del tiempo de retención hidráulico. Para un tiempo de retención determinado, un aumento de la concentración determinó un valor menor a la salida del reactor.

En la figura 58, se presenta la variación de la concentración de fósforo en el efluente (ELF), con la concentración a la entrada (ALF), para un caudal de 1200 litros por hora, que corresponde con un TRH de 30 minutos.



Resulta evidente que a medida que aumenta la concentración a la entrada, la concentración a la salida es menor.

En la figura 59 se presenta el mismo gráfico anterior para un caudal de alimentación de 1600 litros por hora, que corresponde a un TRH de 22,5 minutos. Se puede apreciar que el comportamiento es similar al del TRH de 30 minutos; sin embargo, los valores obtenidos en ELF son inferiores.

Los valores mostrados en la tabla 34 corroboran que las concentraciones más bajas de fósforo son obtenidas a un caudal de 1600 litros por hora, cuando se efectuó el suplemento de fósforo, mientras que antes del suplemento, los valores más bajos se alcanzaron para un caudal de 1200 litros por hora.

El nitrógeno amoniacal disminuye durante el proceso como consecuencia de la reacción de formación de estruvita; los valores más bajos se encontraron para un caudal de 1600 litros por hora.

El valor de la alcalinidad disminuye después del proceso debido a que se produce una disminución de la concentración de sales disueltas, producto de la reacción de formación de estruvita, lo cual concuerda con la disminución observada en los valores de pH en el efluente. Sin embargo, no se aprecian diferencias significativas entre los efluentes obtenidos a diferentes TRH. Finalmente, con relación a los SST, igualmente se produce una disminución de éstos en el proceso. Los SST asociados a materia orgánica floculan dentro del reactor debido al aumento del pH que ocurre al efectuarse la mezcla del rebose RC con el reactivo.

**Figura 59. Efecto de la concentración de  $P-PO_4$  a la entrada, sobre la concentración a la salida del reactor, para un caudal constante de 1600 l/h**



#### 8.3.2.6. Eficiencia del proceso

En la figura 60, se presenta el efecto de la concentración sobre la eficiencia de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$ , para un caudal fijo de 1200 litros por hora, (TRH de 30 minutos).

En la figura 61 se presenta un gráfico similar, para un caudal de alimentación de 1600 litros por hora, (TRH de 22,5 minutos).

Figura 60. Efecto de la concentración sobre la eficiencia de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$  para un caudal fijo de 1200 l/h y TRH de 30 minutos

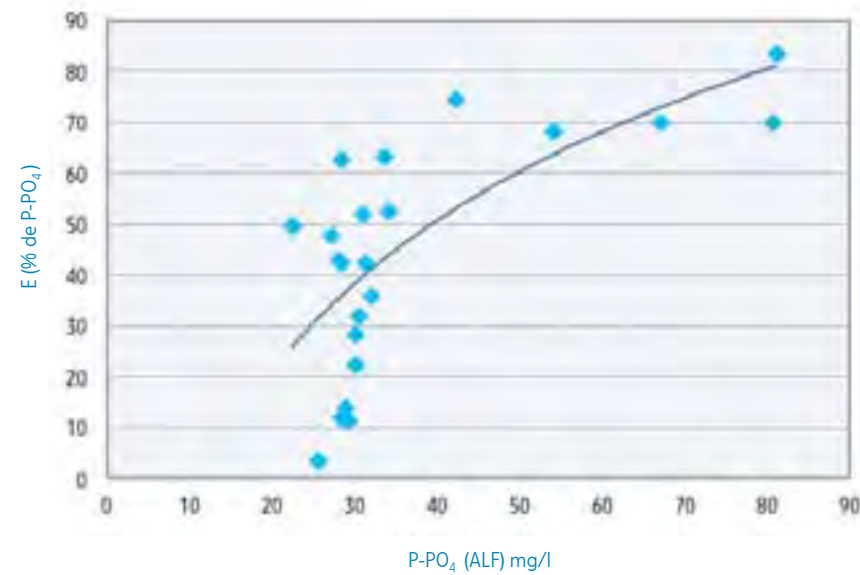
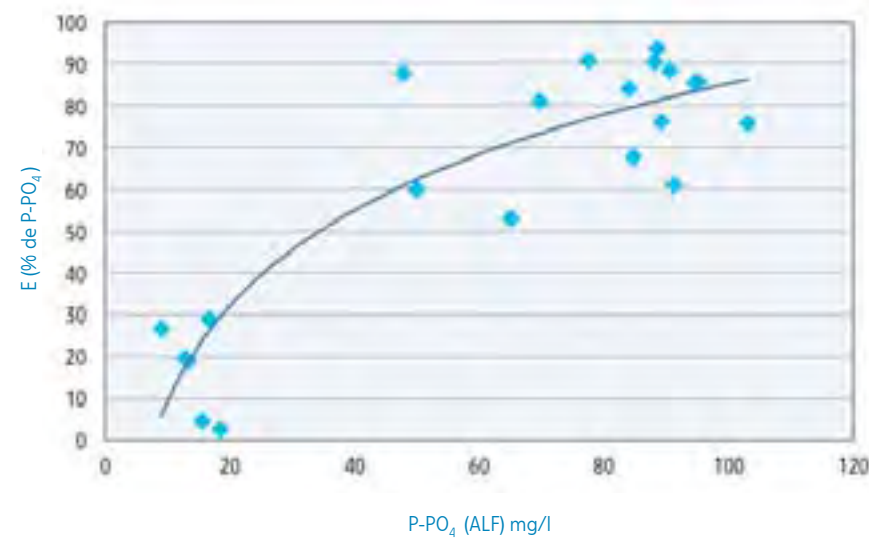


Figura 61. Efecto de la concentración sobre la eficiencia de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$  para un caudal fijo de 1600 l/h y TRH de 22,5 minutos



Como se puede observar, existe una gran semejanza en la respuesta del reactor al aumento de la concentración de  $P-PO_4^{3-}$  a la entrada del mismo. Sin embargo, el comportamiento del proceso fue mejor cuando se aplicó un caudal de 1600 litros por hora, debido posiblemente a que ocurre un mejor mezclado que facilita el desarrollo de la reacción al efectuarse una mayor expansión del lecho formado.

La curva de tendencia obtenida responde a la ecuación empírica siguiente:

$$\text{Ecuación 25 E } (\%) = 33,1 \ln (P-PO_4 (ALF)) - 67,2$$

En la tabla 35 se presentan los porcentajes de eliminación de fósforo alcanzado para diferentes TRH y concentraciones a la entrada del reactor.

Tabla 35. Eficiencias promedio de eliminación de fósforo alcanzadas a diferentes tiempos de retención hidráulico, y diferentes concentraciones de fósforo, a la entrada del reactor

TRH (min)	ALF (mg/l)	ELF (mg/l)	Eliminación (%)
15	100,0	35,1	64,9
18	48,2	14,8	69,3
20	97,8	27,9	71,5
22,5	82,3	12,4	84,9
24	32,9	16,2	50,8
26	25,5	19,7	22,7
30	31,0	21,6	30,3
30	70,6	18,8	73,4

Como se puede apreciar de la tabla 35, a medida que baja la concentración de fósforo a la entrada del reactor el porcentaje de eliminación de fósforo disminuye; igualmente ocurre cuando disminuye el TRH para una concentración de entrada fija. Los mejores resultados se obtuvieron a un TRH de 22,5 minutos, correspondientes a un caudal de 1600 litros por hora, con eficiencia promedio de más de 80 por cien de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$ .

En cuanto al nitrógeno amoniacal, se aprecia igualmente un aumento de la eliminación a medida que aumenta la concentración a la entrada del reactor (ver tabla 34). Para el caudal de 1200 litros por hora, se obtuvo la mayor eficiencia de eliminación de amonio en el periodo posterior a la adición de fósforo, con un porcentaje de 17,5 por cien. Para un caudal de 1600 litros por hora, se obtuvo un porcentaje de eliminación de 25,5 por cien, tras la adición de fósforo.

#### 8.3.2.7. Características del efluente del decantador de finos

En la tabla 36 se resumen las características del sobrenadante del decantador de finos.

El valor del pH del sobrenadante del decantador de finos dependió del valor del pH del efluente del reactor. A valores de pH del efluente superiores a 8,2, el pH del sobrenadante descendió a valores inferiores, pero cuando el pH del efluente del reactor fue inferior a 8,2, se produjo un ligero aumento del pH del sobrenadante. Es posible que este comportamiento sea debido a que la reacción de formación de estruvita continúe cuando el pH del efluente se encuentre por encima de 8,2.

Tabla 36. Características del sobrenadante del decantador de finos

Fecha	pH	T°C	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	A.T.	SST	DQO	Q <sub>RC</sub> (l/h)
24/03	8,23	25,8	27,2	40,3	17,6	386	2095	241	386	1200
25/03	8,26	24,0	23,7	41,6	11,6	362	2096	236	378	1200
29/03	8,23	21,7	45,5	43,6	15,4	340	2146	368	515	1200
30/03	8,30	22,1	34,5	42,5	14,4	353	2100	240	396	1200
31/03	8,30	21,3	-	38,6	9,4	477	-	-	-	1200
05/04	8,32	18,9	46,8	38,2	10,6	589	2150	62	105	1200
06/04	8,24	21,6	48,5	42,0	11,9	583	2200	133	219	1200
08/04	8,15	22,6	50,3	49,4	16,4	516	2150	411	678	1200
09/04	8,25	25,1	-	39,7	16,8	605	-	214	471	1500
12/04	8,24	23,2	53,9	38,8	17,0	635	2184	215	353	1500
14/04	8,37	22,0	22,3	24,9	8,5	635	2035	253	392	1500
15/04	7,95	26,1	45,5	34,3	24,1	642	2058	350	560	1500
19/04	8,18	21,1	42,9	32,5	17,6	552	2065	173	286	1500
20/04	8,23	23,8	28,0	41,5	14,4	625	2040	168	277	1500
21/04	8,21	25,4	-	43,4	12,7	560	-	-	-	1500
23/04	8,23	26,9	40,9	34,5	18,8	532	1700	202	339	1500
26/04	7,99	24,2	40,2	39,2	20,2	377	1502	127	208	1500
27/04	8,21	27,8	-	40,1	14,5	323	-	137	206	1200
29/04	8,11	25,8	46,1	57,8	19,7	375	1672	145	240	1200
30/04	8,15	27,7	46,7	44,5	20,3	448	1766	177	290	1200
04/05	8,26	23,0	40,1	43,5	17,7	398	1678	147	255	1200
05/05	8,24	24,8	43,9	43,2	17,2	315	1453	156	262	1200
06/05	8,22	26,9	40,1	41,0	18,8	448	1827	179	294	1200
10/05	8,19	23,1	-	51,2	17,0	389	1733	210	354	1200
11/05	8,21	25,5	-	52,6	18,8	374	1700	170	286	1200
13/05	8,24	26,6	-	41,6	19,6	398	1667	168	288	1200
14/05	8,33	25,1	-	46,6	13,0	386	-	-	-	1200
17/05	8,22	25,2	39,1	41,4	17,5	377	1612	232	384	1200
18/05	8,20	25,7	-	42,2	14,2	355	-	-	-	1400
19/05	8,16	27,3	44,2	40,2	15,5	447	1760	195	322	1400
21/05	8,17	28,0	55,4	31,1	15,4	441	-	216	421	1400
24/05	8,19	26,6	50,9	39,4	17,9	375	-	160	264	1400
27/05	8,24	26,3	57,3	36,6	14,3	439	-	300	495	1400
28/05	8,13	26,8	51,6	31,4	14,7	419	1540	210	341	1600
31/05	8,17	27,9	56,2	45,0	16,1	399	1810	210	347	1600
01/06	8,19	29,0	54,7	34,4	11,1	378	-	300	495	1600
02/06	8,20	29,8	57,3	35,5	10,4	356	1465	170	287	1600
08/06	8,26	26,5	60,6	35,3	10,9	337	1450	160	264	1600
10/06	8,40	27,7	56,8	40,0	8,0	357	1490	280	462	1600
14/06	8,46	22,6	-	43,5	13,4	386	1600	230	363	1600
15/06	7,81	29,5	56,7	46,4	19,3	413	1640	290	496	1200
16/06	8,04	25,0	-	39,4	19,9	431	-	-	-	1200
18/06	8,11	27,8	46,3	44,8	16,1	402	1580	250	413	1200
21/06	8,17	23,2	44,9	42,8	14,6	375	1530	150	252	1200

Fecha	pH	T°C	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	A.T.	SST	DQO	Q <sub>RC</sub> (l/h)
29/06	8,11	28,7	47,9	48,6	21,9	368	1600	240	395	2000
30/06	8,33	28,7	-	15,6	15,6	418	-	-	-	2000
02/07	8,29	29,4	49,3	64,2	4,8	329	1710	240	398	2000
05/07	8,31	28,5	47,3	65,6	12,1	427	1880	300	492	2000
06/07	8,27	29,9	-	62,8	12,8	377	1542	350	578	2000
14/07	8,29	29,5	36,6	48,4	15,4	353	1630	260	436	1600
15/07	8,21	28,9	33,8	40,8	12,0	347	1705	200	336	1600
16/07	8,03	28,5	-	73,8	12,0	343	-	-	-	1600
19/07	8,05	29,6	35,9	72,4	10,5	350	1800	210	347	1600
20/07	8,13	30,0	-	90,6	10,6	288	-	-	-	1600
21/07	8,17	30,4	-	93,6	7,4	331	1800	180	297	1600
22/07	8,08	30,3	-	76,2	14,5	356	1820	120	283	1600
23/07	8,06	29,5	-	69,4	6,2	343	-	-	298	1600
26/07	8,21	28,5	-	81,2	19,3	304	-	210	350	1600
28/07	7,87	29,9	-	77,2	29,2	326	-	-	253	2400
29/07	8,00	30,1	-	44,2	34,9	208	-	-	302	2400
30/07	8,05	29,2	-	31,8	20,0	332	-	-	272	2400
02/08	8,06	29,9	-	15,6	37,2	345	-	-	278	1800
03/08	8,10	30,0	-	25,9	32,6	345	-	-	236	1800
04/08	8,10	30,2	-	38,4	20,6	332	-	-	292	1800
06/08	8,07	28,8	-	56,4	18,8	297	-	-	-	1800
09/08	8,17	30,1	-	58,8	15,4	310	-	-	280	1800
10/08	8,23	31,7	-	10,3	12,0	480	-	-	246	1600
11/08	8,18	29,2	-	36,0	14,9	318	-	-	197	1600
12/08	8,28	27,8	-	49,0	12,2	277	-	-	216	1600
13/08	8,50	25,3	-	91,6	10,1	281	-	-	270	1600
16/08	8,29	29,5	-	48,4	8,2	353	-	-	-	1600

La temperatura se mantuvo con pocas variaciones con respecto a la temperatura del efluente del reactor, los valores de la temperatura, se mantuvieron en el rango de 18,9 a 31,7°C, mientras que en el efluente del reactor varió de 14,8 a 31,2°C.

La concentración de calcio varió de 23,7 a 60,6 miligramos por litro, mientras que en el efluente del reactor varían entre 26,4 y 65,8 miligramos por litro, lo que indica una ligera disminución durante la decantación del efluente del reactor. Esta ligera disminución de la concentración de calcio puede estar ligada a la precipitación causada por el aumento del pH que induce la floculación de sólidos, a los cuales puede estar ligado el Ca<sup>2+</sup>.

Con respecto al magnesio, la concentración varió de 24,9 a 91,6 miligramos por litro, mientras que en el efluente del reactor los valores variaron desde 23,8 a 111,5 miligramos por litro, lo que muestra una disminución de la concentración en el sobrenadante producto de la precipitación.

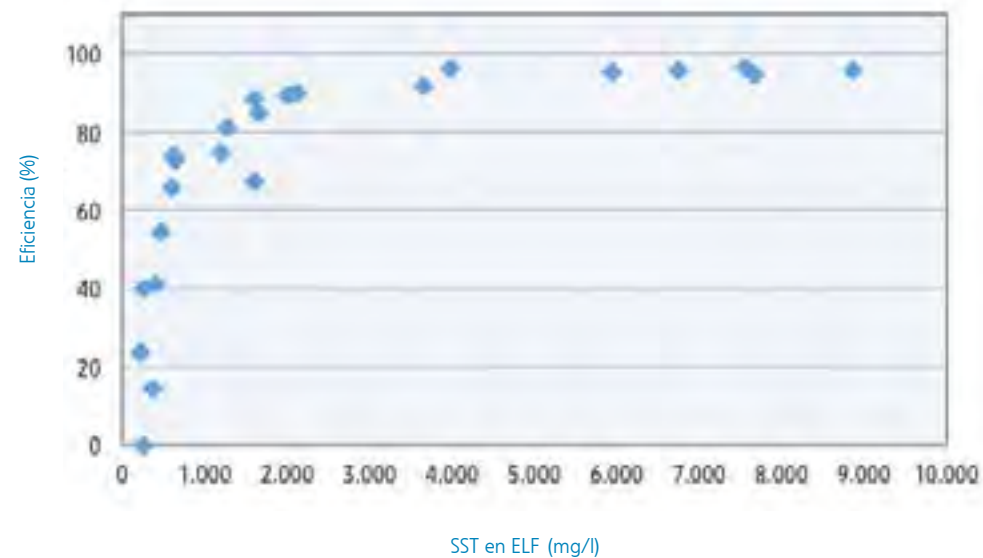
La concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> disminuye ligeramente con relación al efluente del reactor, debido a que ocurre en el decantador la formación de pequeñas cantidades de estruvita cuando el pH se encuentra dentro del rango óptimo para que dicha reacción tenga aun lugar. En el efluente del reactor la concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> varía de 5,3 a 30,6 miligramos por litro, mientras que en el sobrenadante varía de 8,2 a 24,1 miligramos por litro, lo que evidencia lo dicho anteriormente.

La concentración de  $\text{N-NH}_4^+$  varió de 208 a 642 miligramos por litro, mientras que en el efluente del reactor la concentración varía de 189 a 660 miligramos por litro. El aumento de la concentración de 189 a 310 miligramos por litro del 9 de agosto, puede haber sido causado por la disolución de pequeñas cantidades de estruvita que hubiesen aportado amonio en solución. Sin embargo, en la mayoría de las muestras tomadas, la concentración de  $\text{N-NH}_4^+$  en el sobrenadante fue inferior a la de la salida del reactor.

El valor de la alcalinidad varió, para el sobrenadante del decantador de finos, de 1490 a 2200 miligramos por litro, mientras que en el efluente del reactor los valores varían de 1360 hasta 2670 miligramos por litro; estos valores estuvieron determinados por los pH de las muestras correspondientes, de modo que, más altos valores de pH en el sobrenadante del decantador de finos implican mayores valores de alcalinidad, y más bajos valores de pH más bajas concentraciones de alcalinidad.

La concentración de SST se reduce considerablemente con respecto a la concentración en el efluente del reactor. En la figura 62, se presenta la eficiencia de eliminación de SST en el decantador de finos en función de la concentración de SST en el efluente del reactor. En dicha figura se observa que, aunque la concentración de sólidos en suspensión sea muy elevada, la concentración de éstos en el sobrenadante se mantiene en un valor relativamente bajo. A medida que aumenta la concentración de SST en el ELF, la eficiencia de eliminación de éstos aumenta progresivamente, logrando valores de más del 95 por cien en los casos en que la concentración alcanzó valores de más de 6000 miligramos por litro.

Figura 62. Efecto de la concentración de SST en el efluente del reactor sobre la eficiencia del decantador de finos



Estos sólidos en suspensión están formados principalmente por cristales de estruvita. Para poder determinar esa cantidad, se tomaron muestras de ELF a las que se les analizó con antelación la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  a muestras filtradas, determinándose así la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  soluble, y a muestras similares de ELF pero sin filtrar se les analizó la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  después de ser acidificadas a pH 5,0 (ya que a ese pH toda la estruvita se disuelve) y finalmente estas muestras acidificadas fueron filtradas.

En la tabla 37 se presentan resultados de muestras de ELF, sin acidificar y acidificadas a pH 5, así como el resultado de la diferencia de dichas concentraciones que representa la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  cristalizado.

Tabla 37. Resultados de la determinación de la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  cristalizado que pasa del reactor al decantador de finos

Fecha	Caudal (l/h)	$(\text{P-PO}_4^{3-})_{\text{ALF}}$ (mg/l)	$(\text{P-PO}_4^{3-})_{\text{ELF}}$ (mg/l)	$(\text{P-PO}_4^{3-})_{\text{ELF}} - (\text{P-PO}_4^{3-})_{\text{ELF(Ac.)}}$ (mg/l)
19/05	1400	26,4	19,2	17,8
21/05	1400	23,8	17,7	20,5
24/05	1400	25,8	23,0	6,6
31/05	1600	18,3	17,8	3,8
16/06	1200	67,0	20,1	30,7
18/06	1200	54,0	17,2	68,5
23/07	1600	47,6	5,7	17,7
29/07	2400	92,5	35,4	206,6
04/08	1800	76,5	27,6	103,4
10/08	1600	89,0	21,2	132,8

Los resultados obtenidos muestran una concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  no soluble de 3,8 hasta 206,6 miligramos por litro. Estos valores dependieron de la concentración de fósforo en la alimentación del reactor y del caudal alimentado al mismo o al TRH. A mayor TRH y menor concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  alimentada al reactor, menor concentración de fósforo cristalizado pasa al decantador de finos; mientras que cuando aumenta la concentración y disminuye el TRH se produce un efecto contrario. En las pruebas efectuadas se obtuvieron porcentajes de sólidos sedimentables entre 0,2-1,0 por cien. La cantidad de sólidos sedimentables acumulados en el decantador de finos alcanza la cifra de 2-10 litros por metro cúbico de ELF. La cantidad de estruvita que pasa al decantador de finos se puede calcular dividiendo la cantidad de fósforo cristalizado entre 7,87. El valor de 7,87 es el resultado de dividir el peso molecular de la estruvita, entre el peso molecular del fósforo.

Finalmente, las cantidades de estruvita que pasan al decantador de finos se presentan en la tabla 38.

Tabla 38. Cantidades estimadas de estruvita que pasan al decantador de finos

Fecha	Caudal (l/h)	$(\text{P-PO}_4^{3-})_{\text{ELF}} - (\text{P-PO}_4^{3-})_{\text{ELF(Ac.)}}$ (mg/l)	EST (g/h)
19/05	1400	17,8	24,2
21/05	1400	20,5	28,7
24/05	1400	6,6	9,2
31/05	1600	3,8	6,1
16/06	1200	30,7	36,8
18/06	1200	68,5	82,2
23/07	1600	17,7	28,3
29/07	2400	206,6	494,4
04/08	1800	103,4	166,1
10/08	1600	132,8	212,5

Como se puede apreciar, las cantidades estimadas de estruvita que pasan al decantador de finos fueron influidas por la concentración de fósforo del rebose RC que entra al reactor y por el caudal de alimentación. Sin embargo, la mayor parte de esa estruvita queda retenida, pues precipita en el decantador de finos, cuya eficiencia se incrementa con la concentración de sólidos a la salida del reactor. Esto demuestra la importancia de este paso de tratamiento para recuperar prácticamente toda la estruvita producida.

Finalmente, la DQO en el sobrenadante del decantador de finos se reduce considerablemente, con respecto al valor de la DQO a la entrada de la Planta Piloto, de 3408 a 339 miligramos por litro de valor promedio en el sobrenadante del decantador de finos, lo que representa una eficiencia de eliminación de DQO de 90 por cien.

### 8.3.2.8. Producción de estruvita

La producción de estruvita está directamente relacionada con la eliminación del  $P-PO_4^{3-}$  por la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación 26} \quad P_{EST} = 7,87 [(P-PO_4)_{ALF} - (P-PO_4^{3-})_{DF}]$$

Donde  $P_{EST}$  es la producción de estruvita en miligramos por litro; como se explicó, el valor de 7,87 es el resultado de dividir el peso molecular de la estruvita entre el peso molecular del fósforo,  $(P-PO_4^{3-})_{ALF}$  es la concentración de fósforo soluble a la entrada del lecho fluidizado, y  $(P-PO_4^{3-})_{DF}$  es la concentración de fósforo soluble en el sobrenadante del decantador de finos. Todo el  $P-PO_4^{3-}$  se transforma en estruvita durante el proceso, puesto que otras formas de eliminación, como la formación de fosfato de calcio son despreciables.

En la tabla 39 se presentan las producciones de estruvita obtenidas para cada condición operacional.

Tabla 39. Cantidad de estruvita producida (g/h)

TRH (minutos)	Estruvita (g/h)
15	1014
18	487
20	863
22,5	930
24	173
26	49
30	64
30	446

Como se ha dicho previamente, una parte de la estruvita producida se escapa del reactor y pasa al decantador de finos, y una pequeña cantidad de estruvita es producida en este, pero se retiene en más de un 90 por cien en el decantador de finos. Adicionalmente, se efectuaron algunas pruebas para determinar los sólidos sedimentables en muestras de ELF. En las pruebas efectuadas se obtuvieron porcentajes de sólidos sedimentables entre 0,2-1,0 por cien. La cantidad de sólidos sedimentables acumulados en el decantador de finos alcanza la cifra de 2-10 litros por metro cúbico de ELF.

### 8.3.3. Efecto de la recirculación

En esta sección, se recogen los resultados obtenidos en los ensayos efectuados para determinar el efecto de la recirculación sobre la eficiencia del procedimiento para la recuperación de fósforo en forma de estruvita. Se presentan los resultados acerca del efecto de la recirculación de los sólidos decantados sobre la eficiencia de eliminación del fósforo, así como las producciones de estruvita alcanzadas.

Paralelamente a estos ensayos, se continuó con la monitorización de las características del rebose RC del funcionamiento de la operación de sedimentación, de la operación de desorción en la columna de aireación-deaireación, del proceso de preparación de reactivo y de la decantación en el decantador de finos. Para efectuar los ensayos pertinentes, se preparó un plan factorial, dos a la dos, con dos variables fundamentales: el caudal de alimentación a reactor de lecho fluidizado, que determina el tiempo de retención hidráulico (TRH), y la recirculación de la suspensión acumulada en el fondo del DF. Se operó el reactor a dos niveles de caudal: 1200 litros por hora,

que corresponde a un TRH de 30 minutos, y 2000 litros por hora, que corresponde a un TRH de 18 minutos. Se compararon los resultados obtenidos al recircular el 40 por cien del acumulado en el fondo del decantador de finos al reactor, es decir, un factor de recirculación de 0,4, con los resultados obtenidos sin recirculación.

El rebose alimentado al reactor fue tratado previamente mediante pasos anteriores de acondicionamiento, consistentes en la decantación y la posterior desorción de  $CO_2$  para aumentar el pH al valor óptimo para el proceso. Ambos pasos previos se efectuaron bajo las condiciones operacionales previamente definidas como óptimas.

Este ensayo se basa en la literatura consultada (Wu y Bishop, 2004; Le Corre y col., 2005; Wang y col. 2006; Liu y col., 2008), que sugieren el uso de la recirculación para lograr eficiencias de eliminación de fósforo más elevadas debido a la reincorporación de cristales más pequeños de estruvita que aceleran el proceso de cristalización y facilitan la precipitación de los mismos.

Teniendo en cuenta los antecedentes ya expuestos, se procedió a efectuar el diseño experimental del ensayo.

#### 8.3.3.1. Conclusiones

En los ensayos efectuados, los pasos previos de acondicionamiento del rebose de deshidratación RC funcionaron, según lo previsto de acuerdo con los parámetros óptimos determinados en los estudios previos.

La eliminación de dióxido de carbono presente en los gases de combustión se mantuvo alrededor de un 30 por cien, lo cual introduce un beneficio del proceso al reducir las emisiones de este gas de efecto invernadero.

Los ensayos efectuados con recirculación y sin recirculación a dos caudales diferentes demostraron que la aplicación de la recirculación no influye favorablemente en la producción de estruvita ni en la eficiencia de eliminación de fósforo. La eficiencia de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$  no dependió de la recirculación y sí de la concentración de éste a la entrada del lecho fluidizado. Además de esto, la calidad de la estruvita obtenida fue superior cuando no se aplicó la recirculación.

El uso de la recirculación es causante de un precipitado de más baja concentración de estruvita y menor crecimiento de los cristales de la misma, ya que en el curso del proceso de formación se efectúa la precipitación de otros sólidos amorfos, constituidos en gran parte por materia orgánica, que con la recirculación se incorporan nuevamente al reactor, interfiriendo la reacción y la cristalización.

El decantador de finos, sin embargo, es muy útil para el proceso pues permite la eliminación de los cristales más finos de estruvita y de materia orgánica que no se reciclaría a la depuradora, con el consiguiente beneficio para ésta. En el decantador de finos se logra una alta eficiencia de eliminación de SST, que aunque en menor proporción, está constituido por estruvita de menor tamaño, que posteriormente con vistas a su utilización se podría mezclar con estruvita procedente de la purga del reactor.

#### 8.3.3.2. Descripción del ensayo

Como se ha explicado previamente, se diseñó un plan experimental 22, con dos variables independientes: el caudal de alimentación al reactor de lecho fluidizado ( $Q_{ALF}$ ), que determina el tiempo de retención hidráulico, y el caudal de recirculación al reactor de lecho fluidizado de la suspensión decantada en el decantador de finos ( $Q_R$ ). Se escogieron dos niveles de  $Q_{ALF}$  (1200 y 2000 litros por horas) y un nivel de recirculación ( $Q_R/Q_{ARC} = 0,4$ ) y los resultados obtenidos se compararon con los resultados cuando no hubo recirculación. De esta manera se pretende determinar, con un mínimo empleo de recursos, la validez de la recirculación como medio para mejorar la eficiencia del proceso de eliminación de fósforo mediante la producción de estruvita.

Este ensayo tuvo una duración de un mes y durante el mismo se efectuaron las determinaciones indicadas en la tabla 40.

**Tabla 40. Muestras tomadas durante el ensayo**

Análisis	Muestras							
	RC	S	ALF	ELF	DF	EGPR	SGPR	Depósito de reactivo
pH	x	x	x	x	x	-	-	x
Temperatura	x	x	x	x	x	-	-	x
Ca <sup>2+</sup>	x	x	x	x	-	-	-	-
Mg <sup>2+</sup>	x	x	x	x	x	-	-	x
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	x	x	x	x	x	-	-	-
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	x	x	x	x	x	-	-	-
NTK	x	x	x	x	-	-	-	-
Demanda química oxígeno	x	x	x	x	-	-	-	-
Sólidos sedimentables	x	-	-	x	-	-	-	-
Sólidos flotantes	x	-	-	-	-	-	-	-
Alcalinidad total	x	x	x	x	x	-	-	-
Sólidos en suspensión totales	x	x	x	x	x	-	-	-
CO <sub>2</sub> (disuelto)	-	-	-	-	-	-	-	x
CO <sub>2</sub> (gaseoso)	-	-	-	-	-	x	x	-

RC: Reboses de deshidratación por centrifugación de lodos digeridos

S: Rebose sedimentado

ALF: Afluente de lecho fluidizado

DF: Efluente del decantador de finos

ELF: Efluente del lecho fluidizado

EGPR: Entrada de gas a preparación de reactivo

SGPR: Salida de gas de preparación de reactivo

Todos los análisis y determinaciones realizados en este ensayo se basaron en las técnicas estándar de análisis de aguas y aguas residuales (American Public Health Association, 1999).

Se determinó también la presencia de estruvita en el precipitado obtenido mediante difracción de Rayos X y además, se determinó la concentración de estruvita de forma indirecta en muestras de ELF mediante la diferencia de concentración en muestras decantadas y filtradas y muestras acidificadas a pH 5,0 con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Además, se realizaron algunas microfotografías de los precipitados obtenidos. Durante todo el experimento, la relación molar Mg:P se mantuvo en un valor cercano a 1,6.

En los siguientes párrafos se detallan los resultados obtenidos.

### 8.3.3.3. Características del rebose sedimentado

Ambos decantadores funcionaron satisfactoriamente. La sedimentación en los dos depósitos de decantación se mantuvo a un tiempo de retención hidráulico de 2,5 horas y a un caudal de 6000 litros por hora.

Después de la decantación, el pH promedio del rebose sedimentado no sufrió prácticamente ninguna variación.

La temperatura descendió ligeramente, debido a que en los decantadores se acumula el rebose decantado por un periodo de tiempo que puede alcanzar hasta 24 horas; esto determina un descenso de la temperatura, ya que el lodo digerido que pasa a centrifugación tiene una temperatura de unos 35°C, que va disminuyendo con el tiempo. La concentración promedio de magnesio disminuyó con la decantación en un 25,8 por cien, lo cual es atribuible a la disminución de la concentración de SST que arrastran el magnesio que puede estar asociado a éstos. La concentración de calcio también disminuyó, pero en este caso muy ligeramente.

**Tabla 41. Características del efluente del decantador**

Fecha	pH	T°C	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	A.T.	SST
15/06/2010	7,54	31,1	83,7	21,9	11,8	433	1850	260
21/06/2010	7,57	24,9	78,8	19,5	9,9	353	1520	270
28/06/2010	7,49	28,6	75,2	18,3	8,2	381	1850	590
05/07/2010	7,64	29,7	86,5	18,9	6,5	452	2080	350
13/07/2010	7,64	30,7	78,4	18,0	4,7	342	1840	240
Promedio	7,58	29,0	81,0	19,3	8,2	392	1835	368
D.E .	0,07	2,5	5,0	1,6	2,8	49	230	154

La concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> disminuyó en un 20,3 por cien, es decir, un valor cercano al porcentaje de disminución de magnesio. Es posible que la reducción de ambos esté relacionada con la formación de pequeñas cantidades de estruvita durante el proceso de digestión anaerobia o durante la centrifugación.

El N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> también decrece en la sedimentación, en este caso en un 14,8 por cien. Existen dos probables causas de la disminución de la concentración de este: la volatilización, al pasar el rebose desde condiciones anaerobias a aerobias y que una parte del N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> se encuentre en forma de estruvita y se elimine por decantación, hecho que comúnmente ocurre bajo tales condiciones.

La concentración de SST desciende en un 50 por cien en la decantación; evidentemente la eficiencia con respecto a los datos previamente obtenidos ha decrecido, pero esto ha sido causado por el considerable descenso de la concentración de SST en el rebose RC.

La operación de los decantadores requirió la purga diaria del lodo depositado en el fondo de éstos para evitar su acumulación, ya que puede ser la causa de la generación de burbujas de gas que provocan la resuspensión de sólidos, y una más baja calidad del rebose RC para el proceso de producción de estruvita.

Por último, la alcalinidad promedio disminuyó ligeramente, de modo que en este paso no se produce ninguna alteración apreciable en este parámetro.

### 8.3.3.4. Características del afluente del lecho fluidizado

En la tabla 42 se presentan las características del afluente al reactor de lecho fluidizado obtenido en la columna de desorción de CO<sub>2</sub> al pasar una corriente de aire a razón de 10-14 litros de aire por litro de rebose decantado.



El pH promedio del afluente al lecho fluidizado se mantiene en el valor adecuado para el proceso de formación de estruvita, es decir, valores superiores a 8,0, y el rango de variación se encuentra dentro de los valores considerados óptimos para el proceso según los resultados obtenidos en escala de banco, coincidente con los datos aportados por Burns y Moody (2002). El bajo valor del coeficiente de variabilidad muestra la estabilidad de este importante parámetro.

La temperatura se mantiene dentro de los valores adecuados para el proceso y, como se puede observar, sufre un ligero aumento que puede ser debido al aumento de la temperatura del aire procedente del soplador que fluye a través de la columna para eliminar el CO<sub>2</sub> disuelto.

Tabla 42. Características de ALF

Fecha	pH	T°C	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	A.T.	SST	Q <sub>RC</sub> (l/h)	Q <sub>R</sub> (l/h)
15/06/2010	8,23	29,6	24,9	12,7	80,5	475	1820	580	1200	0
16/06/2010	8,14	26,0	-	14,4	67,0	487	-	-	1200	0
18/06/2010	8,30	26,1	28,6	10,4	54,0	211	1260	820	1200	0
21/06/2010	8,30	23,4	29,6	0,0	81,0	453	1550	560	1200	0
22/06/2010	8,30	27,6	-	12,9	61,0	425	-	-	1200	360
23/06/2010	8,25	27,4	23,0	13,2	56,5	365	1400	740	1200	360
24/06/2010	8,25	30,7	26,4	14,4	53,5	401	1560	780	1200	360
25/06/2010	8,27	30,8	-	12,7	47,7	433	-	-	1200	360
28/06/2010	8,24	28,2	31,0	13,5	49,9	455	1790	670	1200	360
29/06/2010	8,14	28,8	45,6	18,3	33,5	410	1740	370	2000	0
30/06/2010	8,33	28,7	-	15,6	38,1	418	-	-	2000	0
02/07/2010	8,33	30,2	39,7	7,5	18,3	446	1820	430	2000	0
05/07/2010	8,30	29,4	36,1	17,2	41,0	491	2030	640	2000	0
06/07/2010	8,72	30,1	31,3	0,6	65,5	530	2040	410	2000	0
07/07/2010	8,27	32,5	33,8	14,7	27,1	459	2050	470	2000	800
08/07/2010	8,31	31,7	-	15,7	42,9	414	-	-	2000	800
09/07/2010	8,32	30,5	27,8	13,2	42,3	366	1520	450	2000	800
13/07/2010	8,38	30,7	26,8	12,0	49,1	416	1740	520	2000	800
Promedio	8,29	29,0	31,2	12,3	52,3	433	1710	579		
D.E	0,12	2,4	8,0	4,8	18,4	66	209	148		

Con suplemento de P- PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> en forma de fosfato di-amónico

La concentración de magnesio descendió en el afluente del lecho fluidizado si se compara con "S" (tabla 41). El descenso de la concentración de magnesio puede ser causado por dos factores: la dilución de "S" cuando se mezcla con la corriente de fosfato di-amónico y la precipitación parcial de éste dentro de la columna debido a la formación de estruvita. Esta aseveración fue comprobada al observarse en la purga de la columna de desorción (A/D) una gran concentración de sólidos, constituidos principalmente por estruvita.

La concentración de calcio descendió en un 61,5 por cien, debido al incremento del valor del pH que contribuye a la precipitación de sales de calcio, específicamente, en forma de fosfato de calcio, detectado en las tuberías de recirculación en la columna de desorción.

El P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> aumentó a un valor promedio de 52,3 miligramos por litro, debido a la adición del mismo en forma de fosfato di-amónico. De igual manera, se produce un aumento de la concentración de amonio desde 392 hasta 433 miligramos por litro. Sin embargo, debido al ascenso del pH se producen pérdidas de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, por la formación de NH<sub>3</sub> que escapa del líquido.

Los sólidos en suspensión se incrementan, desde un valor promedio de 368 hasta los 579 miligramos por litro; es probable que esto sea causado por el aumento del pH y la aireación, que provoca la formación de partículas en suspensión, probablemente formadas por estruvita y fosfato de calcio, ambos insolubles.

Por último, el valor promedio de la alcalinidad descendió ligeramente debido al parecer al descenso de la concentración de los cationes magnesio, Ca y NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.

### 8.3.3.5. Preparación de reactivo

Los parámetros de operación para la preparación de reactivo se fijaron en un caudal de gas de 20 metros cúbicos por hora, un tiempo de retención de 3 horas, una velocidad de agitación de 1000 r.p.m. y una dosificación de magnesita PC de 2,4 kilogramos por metro cúbico.

En la tabla 43 se presentan las características del reactivo obtenido.

Tabla 43. Características de la preparación de reactivo

Parámetro	Promedio	Rango	D.E.	C.V. (%)
pH	8,68	7,97-9,43	0,48	5,5
T°C	27,1	23,2-29,2	2,0	7,4
Mg (mg/l)	414	243-580	116	28,0
CO <sub>2</sub> (en solución) (mg/l)	1226	802-1590	368	30,0
Eliminación de CO <sub>2</sub> (%)	31,6	13,3-50,0	11,1	35,1

El valor del pH se mantiene en el rango alcalino, lo cual se traduce en una buena disolución del magnesio, que alcanza un valor promedio de 414 miligramos por litro. De 8 ocasiones en las que se preparó reactivo durante este ensayo, sólo en un caso se obtuvo un valor bajo de magnesio (243 miligramos por litro) que coincidió con la más baja concentración de CO<sub>2</sub> disuelto.

La concentración de CO<sub>2</sub> disuelto fue elevada y directamente proporcional a la concentración de magnesio disuelto.

Por último, se obtuvo una eliminación de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión empleados de 31,6 por cien. Esto equivale a la eliminación de 11,8 kilogramos de dióxido de carbono cada vez que se hacía una preparación de reactivo.

### 8.3.3.6. Características del efluente del lecho fluidizado

En la tabla 44 se resumen las características del efluente del lecho fluidizado, a diferentes condiciones operacionales.

Para un caudal de 1200 litros por hora se produce un incremento del pH cuando se aplicó la recirculación. La temperatura se incrementó ligeramente, pero este hecho no ejerce ningún efecto en el proceso. La concentración de magnesio soluble disminuyó cuando se aplicó este procedimiento. De igual forma, la concentración de calcio también desciende con la recirculación. No se aprecian diferencias significativas en cuanto a la concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>, mientras que la concentración de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> decrece ligeramente con la recirculación. En cuanto a la concentración de SST se observa un incremento notable de este parámetro con la recirculación. Lógicamente la recirculación se efectúa desde el fondo del decantador de finos, donde se acumulan los cristales de estruvita de menor tamaño, pero también sólidos sedimentables de origen orgánico que se añaden al reactor.

Tabla 44. Características del efluente del lecho fluidizado

Fecha	pH	T°C	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	A.T.	SST	Q <sub>RC</sub> (l/h)	Q <sub>R</sub> (l/h)
15/06/2010	7,93	30,0	65,6	40,4	24,2	420	1670	6740	1200	0
16/06/2010	8,10	25,9		45,0	20,1	403	-	-	1200	0
18/06/2010	8,02	28,2	62,6	53,4	17,2	346	1460	1640	1200	0
21/06/2010	7,90	25,0	48,4	44,8	13,5	344	1480	3970	1200	0
Promedio	8,04	27,0	53,6	45,3	18,8	380	1545	2805		
D.E.	0,15	2,1	8,3	4,9	4,5	35	96	1648		
22/06/2010	8,05	28,3		37,6	18,7	317	-	-	1200	480
23/06/2010	8,12	27,6	46,2	51,4	15,1	325	1360	5930	1200	480
24/06/2010	8,12	29,1	53,5	41,8	18,9	361	1560	7660	1200	480
25/06/2010	8,20	29,8		30,6	17,3	350	-	-	1200	480
28/06/2010	8,19	28,0	47,1	26,8	17,3	370	1620	3650	1200	480
Promedio	8,14	28,6	48,9	37,6	17,5	345	1514	5747		
D.E.	0,06	0,9	4,0	9,7	1,5	23	136	2011		
29/06/2010	8,21	28,6	53,9	87,0	17,6	265	1470	210	2000	0
30/06/2010	8,30	28,3	-	51,2	19,0	324	-	-	2000	0
02/07/2010	8,30	31,7	51,6	53,6	5,6	379	1910	1270	2000	0
05/07/2010	8,27	29,5	51,4	74,8	16,5	418	1960	1190	2000	0
06/07/2010	8,27	30,7	-	45,2	18,1	411	-	-	2000	0
Promedio	8,27	29,8	52,3	62,4	15,4	359	1780	1230		
D.E.	0,04	1,4	1,4	17,7	5,5	64	270	57		
07/07/2010	8,24	32,1	56,4	42,5	14,7	409	1840	8850	2000	
08/07/2010	8,27	31,7		34,9	18,0	345			2000	
09/07/2010	8,29	30,8	40,4	36,4	16,7	296	1340	7540	2000	
13/07/2010	8,27	31,0	46,5	40,9	19,5	349	1680	1590	2000	
Promedio	8,27	31,4	47,8	38,7	17,2	350	1653	4565		
D.E.	0,02	0,6	8,1	3,6	2,0	46	201	4207		

Durante el ensayo, las pruebas en cono Imhoff efectuadas muestran un notable incremento de los sólidos sedimentables con la recirculación. Esto es coincidente con los valores de SST hallados en las muestras analizadas, ya que ambos son directamente proporcionales.

La alcalinidad total se mantuvo prácticamente constante para ambas condiciones de operación.

Cuando el caudal se incrementó a 2000 litros por hora, el pH se incrementó con respecto a un caudal de 1200 litros por hora, pero no hubo cambios cuando se realizó la recirculación. En comparación, la temperatura fue mayor con el caudal de 1200 litros por hora y cuando se aplicó la recirculación se produjo un ligero aumento de la misma, pero los valores se mantuvieron en un rango que no pudieron producir efectos sobre proceso.

La concentración de magnesio soluble es superior cuando se incrementó el caudal desde 1200 hasta 2000 litros por hora, y cuando se aplicó recirculación se observa un descenso importante en este parámetro.

No se aprecian diferencias significativas en relación con la concentración de calcio soluble al aumentar el caudal, pero con la recirculación se produce una disminución del mismo, al igual que ocurrió al caudal de 1200 litros por hora.

No se aprecian diferencias significativas con respecto a la concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> al incrementarse el caudal o al aplicar la recirculación.

Con relación al nitrógeno amoniacal, no se pueden establecer diferencias significativas al incrementarse el caudal y con relación a la recirculación para ese caudal.

La concentración de SST a 2000 litros por hora fue inferior que para un caudal de 1200 litros por hora y con la recirculación se produce un considerable ascenso de este parámetro. La concentración de sólidos sedimentables fue inferior a la hallada para un caudal de 1200 litros por hora. Sin embargo, con la recirculación, los sólidos sedimentables se incrementan considerablemente, tal y como ocurrió al caudal de 1200 litros por hora.

Si se comparan los resultados alcanzados con la recirculación a 1200 y 2000 litros por hora, no se encuentran diferencias significativas entre cada uno de los parámetros evaluados, excepto el pH, que fue mayor para la recirculación a 2000 litros por hora, y los sólidos sedimentables que fueron inferiores para 2000 litros por hora.

### 8.3.3.7. Características del efluente del decantador de finos

En la tabla 45 se presentan los resultados obtenidos en la caracterización del sobrenadante del decantador de finos.

El pH del sobrenadante del decantador de finos, no sufre alteraciones con relación a la recirculación, pero sí se produce un ascenso al aumentar el caudal de ALF de 1200 a 2000 litros por hora. Con respecto a las muestras del efluente del reactor, no se aprecian diferencias significativas entre éste y el sobrenadante.

Se observa un ligero ascenso de la temperatura en las muestras de sobrenadante sin recirculación y cuando se utilizó la recirculación para ambos caudales estudiados. Esto ocurrió de igual manera con los efluentes del reactor.

La concentración de magnesio disuelto fue ligeramente inferior cuando se efectuó la recirculación para los dos caudales estudiados. Si se comparan los valores para los dos caudales sin recirculación, la concentración fue ligeramente más alta para el caudal de 2000 litros por hora. Si se comparan los resultados con recirculación, la concentración menor fue para el mayor caudal aplicado. La concentración de calcio soluble desciende con la recirculación. Al parecer la recirculación de pequeños cristales de estruvita ayuda a eliminar más calcio y más magnesio.

Si se comparan los valores de las tablas 44 y 45 se puede ver una reducción de la concentración de calcio, en el decantador de finos, debido posiblemente a la sedimentación de sólidos que tiene lugar en este último.

En cuanto al P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>, no se pueden establecer diferencias significativas entre caudales debido a la recirculación. La comparación entre las tablas 44 y 45 muestra que las diferencias con respecto a este parámetro no son significativas. Aunque es de esperar cierta eliminación por la decantación de SST que tiene lugar, según los datos aportados por las pruebas en cono Imhoff.

La concentración de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> descendió con la recirculación. Sin embargo, no se pueden establecer diferencias significativas entre los dos caudales estudiados. Es posible que la recirculación favorezca el escape de NH<sub>3</sub> del seno del líquido. En las tablas 44 y 45 no se aprecian diferencias significativas entre las concentraciones de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> en el efluente del lecho y el sobrenadante del decantador de finos.

Tabla 45. Características del sobrenadante del decantador de finos

Fecha	pH	T°C	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	A.T.	SST	Q <sub>RC</sub> (l/h)	Q <sub>R</sub> (l/h)
15/06/2010	7,81	29,5	56,7	46,4	31,8	413	1640	290	1200	0
16/06/2010	8,04	25,0	-	39,4	19,9	431	-	-	1200	0
18/06/2010	8,11	27,8	46,3	44,8	16,1	402	1580	250	1200	0
21/06/2010	8,17	23,2	44,9	42,8	14,6	375	1530	150	1200	0
Promedio	8,11	26,2	53,4	43,4	16,0	408	1590	230		
D.E.	0,27	3,0	9,8	2,6	2,8	19	46	59		
22/06/2010	8,04	25,9	-	32,0	21,9	273	-	-	1200	480
23/06/2010	8,09	27,8	36,3	49,8	16,7	312	1430	240	1200	480
24/06/2010	8,09	29,5	40,7	45,0	19,5	326	1560	410	1200	480
25/06/2010	8,22	29,2	-	36,8	16,2	376	-	-	1200	480
28/06/2010	8,26	27,1	39,0	29,6	16,4	365	1620	300	1200	480
Promedio	8,12	27,1	40,6	41,3	17,8	332	1507	267		
D.E.	0,07	2,6	4,0	7	2,9	44	68	132		
29/06/2010	8,11	28,7	47,9	48,6	23,8	368	1600	160	2000	0
30/06/2010	8,33	28,7	-	15,6	38,1	418	-	-	2000	0
02/07/2010	8,29	29,4	49,3	64,2	4,8	329	1710	240	2000	0
05/07/2010	8,31	28,5	47,3	65,6	12,1	427	1880	300	2000	0
06/07/2010	8,27	29,9	-	62,8	12,8	377	-	-	2000	0
Promedio	8,26	28,7	45,9	47,7	18,0	381	1703	250		
D.E.	0,08	1,0	4,7	20,9	11,6	36	128	66		
07/07/2010	8,19	30,6	43,0	38,3	16,3	415	1940	350	2000	800
08/07/2010	8,26	31,5	-	31,0	17,8	337	-	-	2000	800
09/07/2010	8,26	30,6	36,0	35,0	17,0	308	1480	250	2000	800
13/07/2010	8,28	29,8	37,3	35,9	20,5	335	1560	520	2000	800
Promedio	8,25	30,6	38,8	35,1	17,9	349	1660	373		
D.E.	0,04	0,7	3,7	3,0	1,8	46	246	137		

Tabla 46. Concentración de estruvita en el precipitado del decantador de finos

Q <sub>ALF</sub> (l/h)	Factor de recirculación	Concentración de estruvita (%)
1200	0	24,2
1200	0,4	5,5
2000	0	9,6
2000	0,4	4,4

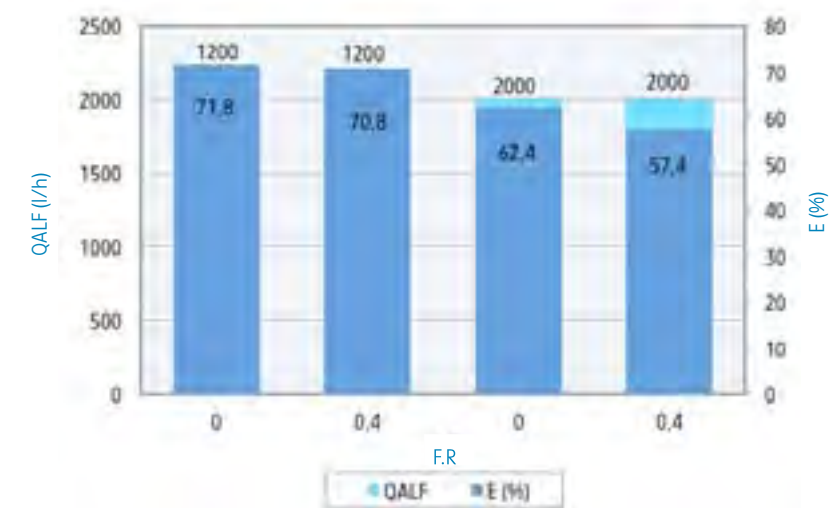
Por otra parte, el decantador de finos funcionó con una elevada eficiencia de eliminación de SST. Los resultados obtenidos para cada ensayo se resumen en la tabla 47.

Tabla 47. Eficiencia de eliminación de SST en el decantador de finos

Q <sub>ALF</sub> (l/h)	Factor de recirculación	Concentración de estruvita (%)
1200	0	91,8
1200	0,4	95,4
2000	0	79,7
2000	0,4	91,8

### 8.3.3.7. Efecto de la recirculación sobre la eliminación de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>

Para comparar las eficiencias para cada condición operacional, es decir, para cada caudal y para cuando se recirculó desde el decantador de finos y cuando esto no se efectuó, se consideran las concentraciones de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> en el afluente correspondiente a cada ensayo efectuado y el efluente correspondiente. En la figura 63 se presentan las eficiencias de eliminación de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> para cada condición operacional.

Figura 63. Efecto de la recirculación sobre la eficiencia de eliminación de P-PO<sub>4</sub>

Las concentraciones de SST son muy similares para todos los sobrenadantes evaluados, independientemente de los caudales o factores de recirculación empleados. Al compararse las tablas 44 y 45, se puede ver una drástica reducción de la concentración de SST en los efluentes después de ser decantados en el decantador de finos. Sin embargo, las características de los sólidos son diferentes si se practicó la recirculación o no. La concentración de estruvita en el lodo del decantador de finos fue mayor cuando no se realizó la recirculación. Por ejemplo, al acidificar muestras de ELF hasta pH 5,0 se consigue la total disolución de los cristales de estruvita, lo que permite determinar la concentración de estruvita de la manera siguiente:

$$\text{Ecuación 27 EST} = 7,87 [(P-PO_4^{3-})_{\text{pH=5}} - (P-PO_4^{3-})]$$

Donde EST es la concentración de estruvita en miligramos por litro,  $(P-PO_4^{3-})_{\text{pH=5}}$  es la concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> en la muestra acidificada a pH 5, y filtrada posteriormente y  $(P-PO_4^{3-})$  es la concentración de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> en la muestra sin acidificar, filtrada.

Los valores así obtenidos divididos entre la concentración de sólidos sedimentables (considerando la densidad de estos sólidos similar a la del agua) determinados en las muestras de ELF da una idea de la concentración de estruvita en las muestras de lodo que se obtienen en cada caso en el decantador de finos. En la tabla 46 se relacionan los resultados.

La eficiencia de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$  fue superior para el caudal de 1200 litros por hora, y cuando no se empleó la recirculación. Aparentemente el empleo de la recirculación no es favorable para alcanzar mayores eficiencias; por el contrario, la presencia de altas concentraciones de SST, sobre todo por el alto contenido en materia orgánica en el reactor al efectuarse la recirculación, interfieren la reacción de formación de la estruvita y el crecimiento de los cristales.

Estos resultados explican, además, por qué el pH es inferior para 1200 litros por hora, ya que durante la reacción de formación de estruvita disminuye el pH al liberarse un protón.

Por otro lado, la concentración de SST es mayor para 1200 litros por hora porque al aumentar la producción de estruvita se genera una mayor cristalización y más partículas en suspensión.

Con respecto al sobrenadante del decantador de finos, las eficiencias de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$  obtenidas fueron de 76,0; 62,6; 66,2 y 55,7 por ciento, para caudales de 1200 litros por hora, sin recirculación; 1200 litros por hora con F.R. de 0,4; 2000 litros por hora, sin recirculación y 2000 litros por hora, con F.R. de 0,4, respectivamente. Estos datos demuestran que los mejores resultados se obtienen cuando no se efectúa la recirculación.

### 8.3.3.8. Efecto de la recirculación sobre la producción de estruvita

La producción de estruvita está directamente relacionada con la eliminación del  $P-PO_4^{3-}$  por la siguiente ecuación:

$$\text{Ecuación } 28_{\text{PEST}} = 7,87 [(P-PO_4^{3-})_{\text{ALF}} - (P-PO_4^{3-})_{\text{DF}}]$$

Donde PEST es la producción de estruvita en miligramos por litro; el valor de 7,87 es el resultado de dividir el peso molecular de la estruvita entre el peso molecular del fósforo,  $(P-PO_4^{3-})_{\text{ALF}}$  es la concentración de fósforo soluble a la entrada del lecho fluidizado, y  $(P-PO_4^{3-})_{\text{DF}}$  es la concentración de fósforo soluble en el sobrenadante del decantador de finos.

Todo el  $P-PO_4^{3-}$  que es eliminado en el proceso se transforma en estruvita, puesto que otras formas de eliminación, como la formación de fosfato de calcio son despreciables. En la tabla 48, se presentan las producciones de estruvita obtenidas para cada condición operacional.

Tabla 48. Producciones de estruvita obtenidas

Q (l/h)	Factor de recirculación	Estruvita (g/h)
1200	0	477
1200	0,4	282
2000	0	554
2000	0,4	354

La tabla 48 muestra que con la recirculación desciende la producción de estruvita, pero además, la calidad de la misma es inferior como ha sido explicado previamente. Al aumentar el caudal de 1200 hasta 2000 litros por hora, se obtiene una mayor producción de estruvita, pero con una menor calidad, y con una menor eficiencia de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$ .

La planta operando durante el periodo de funcionamiento de las centrifugas, que es de alrededor de 10 horas diariamente, puede bajo estas condiciones, producir diariamente cerca de 5 kilogramos de estruvita sin la aplicación de la recirculación.

Obviamente, en la producción de estruvita influye fuertemente la concentración de  $P-PO_4^{3-}$  a la entrada del lecho fluidizado; a mayor concentración de éste, el grado de sobresaturación en el rebose es mayor y la velocidad de la reacción se ve incrementada (Taylor y col., 1963; Ohlinger y col., 1999).

### 8.3.3.9. Características de la estruvita obtenida

La calidad de la estruvita obtenida fue mejor para el caudal de 1200 que para el de 2000 litros por hora y cuando se usó la recirculación. La calidad empeoró con respecto a los ensayos sin recirculación.

La apariencia del precipitado obtenido fue diferente cuando se aplicó la recirculación y cuando no se aplicó. Cuando no se usó la recirculación, el precipitado tuvo un color gris, con múltiples puntos brillantes característico de los cristales de estruvita que reflejan la luz solar mientras que en el caso de la recirculación se obtuvo un precipitado oscuro con menor cantidad de los referidos puntos brillantes.

En la figura 64 se presenta una imagen del precipitado obtenido para un caudal de 1200 litros por hora, sin el empleo de la recirculación.

Figura 64. Precipitado seco del lecho fluidizado para un caudal de 1200 l/h sin recirculación



En la figura 65 se presenta una imagen de la apariencia del precipitado cuando se efectúa la recirculación, a un caudal de 1200 l/h.

Obsérvese la coloración oscura del precipitado que se obtiene, lo cual es índice de la presencia de mucha materia orgánica.

Figura 65. Precipitado obtenido cuando se efectúa la recirculación



#### 8.3.4. Características de la estruvita obtenida para cada condición operacional

En este apartado se recogen los resultados acerca de las características de la estruvita obtenida para cada condición operacional. En particular, se muestran los resultados alcanzados en la determinación del tamaño de partícula, la pureza del producto final (mediante la técnica de difracción de rayos X), y la presencia de metales pesados, comparada con los lodos generados en la depuradora. También se presentan los resultados acerca de la composición del precipitado en cuanto a su contenido en fósforo y magnesio, así como de metales pesados, con lo cual se efectúa además, una estimación de la pureza de los precipitados obtenidos en cada caso.

De los resultados obtenidos en estos ensayos se puede concluir que se obtiene una estruvita de gran pureza bajo las condiciones experimentales estudiadas. No existen diferencias significativas entre los precipitados obtenidos en el reactor de lecho fluidizado y en el decantador de finos, excepto en los casos en los que fue baja la concentración de fósforo. En tales casos, la concentración de materia orgánica fue superior que las de las purgas efectuadas. El tamaño de los cristales de estruvita fue superior a medida que la concentración de fósforo fue menor, pero el número de los mismos fue pequeño. Por el contrario, para concentraciones elevadas de fósforo, se obtienen muchos núcleos de cristalización pero el tamaño de dichos cristales es inferior.

Por otra parte, a medida que la concentración de fósforo fue mayor, se obtuvo una mayor eficiencia de eliminación de fósforo y una mayor pureza en la estruvita obtenida. La mayor pureza de estruvita fue alcanzada a caudales de 1600 litros por hora, en el que se obtuvo la mayor eficiencia de eliminación de fósforo.

La concentración de metales pesados en los precipitados obtenidos fue inferior a las de muestras de lodo de la depuradora y de muestras de suelos, por lo que se obtiene un producto con una mejor calidad para su empleo como fertilizante.

Las imágenes tomadas por microscopía electrónica de muestras de precipitado indican una mayor proporción de estruvita, apreciándose la forma octogonal clásica de los cristales.

#### 8.3.4.1. Descripción de las muestras analizadas

Se efectuaron análisis de tamaño de partícula (TP), difracción de rayos X (DRX), y metales pesados (MP) a las muestras tomadas, en un toma muestras ubicado en el fondo del reactor, de la purga del reactor de lecho fluidizado y de la purga del decantador de finos.

A continuación se describe cada una de las muestras:

##### Muestra 1

La muestra 1 (EST 1) es una muestra patrón de estruvita totalmente pura, la cual fue analizada por difracción de rayos X (DRX) con el fin de emplearla como patrón y compararla con muestras de precipitados obtenidos durante los ensayos analizadas posteriormente.

##### Muestra 2

La muestra 2 (EST 2) fue obtenida de la purga efectuada al reactor con fecha de 9 de abril, después de un periodo de operación de 18 días. El reactor de lecho fluidizado operó con una alimentación con las características descritas en la tabla 49.

Tabla 49. Características de la alimentación durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
24/03/2010	8,31	24,0	20,4	31,2	372	2810	340	55,2
25/03/2010	8,36	25,0	16,7	33,5	392	2810	430	42,3
29/03/2010	8,29	20,3	16,2	28,0	383	2860	1940	53,0
30/03/2010	8,39	21,8	15,7	31,0	684	2790	420	58,3
31/03/2010	8,39	24,9	17,3	28,4	786	-	-	-
05/04/2010	7,91	17,4	22,7	42,2	792	3120	302	65,7
06/04/2010	8,37	26,0	17,2	22,4	686	2860	2126	46,7
08/04/2010	8,41	23,0	13,8	28,4	696	2750	635	55,1
Valor medio	8,30	22,8	17,5	30,6	599	2857	885	53,5
Desviación estándar	0,16	2,9	2,8	5,7	184	122	793	8,3

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

Durante el periodo, el reactor fue alimentado a un caudal de 1200 litros por hora, equivalente a un TRH total de 30 minutos. La relación molar Mg:P varió entre 1,2-1,6. En la tabla 50 se muestran las características del efluente del reactor.

Tabla 50. Características del efluente durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
24/03/2010	8,33	19,2	-	18,0	362	2480	480	32,1
25/03/2010	8,31	25,1	40,8	12,3	345	2480	460	28,1
29/03/2010	8,37	22,9	42,8	16,0	383	2570	1150	52,8
30/03/2010	8,31	19,0	46,0	14,9	615	2490	490	40,3
31/03/2010	8,43	19,6	44,2	10,6	642	-	-	-
05/04/2010	8,43	18,3	38,1	10,8	629	2580	68	54,3
06/04/2010	8,46	14,8	37,5	11,3	631	2670	190	56,2
08/04/2010	8,32	18,8	43,4	16,4	635	2580	1748	58,3
Valor medio	8,35	19,8	43,1	13,8	530	2550	473	41,5
Desviación estándar	0,09	2,9	5,3	2,9	139	71	375	11,8

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

- Eficiencia promedio de eliminación de fósforo: 55,8%
- Eficiencia promedio de eliminación de amonio: 11,5%
- Producción de estruvita: 140 g/h

## Muestra 3

La muestra 3 (EST 3) se tomó el 4 de mayo, mediante el toma muestras localizado en el fondo del reactor. Durante ese periodo, el reactor de lecho fluidizado operó con una alimentación cuyas características se muestran en la tabla 51.

Tabla 51. Características de la alimentación durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
09/04/2010	8,36	24,8	17,0	31,8	794	2790	360	62,4
12/04/2010	8,35	21,2	17,0	32,2	743	2670	320	55,1
14/04/2010	7,83	26,1	16,3	35,2	634	2520	7010	36,5
15/04/2010	8,28	26,6	15,4	21,2	631	2750	540	51,3
19/04/2010	8,33	20,2	18,7	36,4	719	2590	320	51,0
20/04/2010	8,25	25,9	18,8	31,6	691	-	-	-
21/04/2010	7,79	26,0	20,9	37,2	613	1930	370	48,0
23/04/2010	8,32	26,5	16,6	25,6	469	1440	230	45,6
26/04/2010	8,32	23,2	16,9	26,4	341	-	-	-
27/04/2010	8,32	24,6	17,8	27,4	399	1790	80	58,3
29/04/2010	7,82	25,1	18,0	34,0	448	1980	120	54,8
30/04/2010	8,23	27,5	19,1	28,8	580	1800	140	54,0
04/05/2010	8,37	21,0	18,7	29,2	466	1660	410	49,4
Valor medio	8,30	22,8	17,8	30,5	579	2226	896	51,7
Desviación estándar	0,16	2,9	1,5	4,7	143	488	2032	7,2

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

Durante ese periodo, el reactor fue alimentado a un caudal de 1500 litros por hora, correspondiente a un tiempo de retención hidráulico total de 24 minutos.

Las características del efluente se presentan en la tabla 52.

Tabla 52. Características del efluente durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
09/04/2010	8,34	24,1	39,8	16,8	640	-	391	-
12/04/2010	8,32	21,2	38,4	17,2	646	2640	390	62,3
14/04/2010	8,58	19,4	24,6	8,6	660	2370	520	26,4
15/04/2010	7,77	25,5	31,4	28,5	583	2410	7350	52,8
19/04/2010	8,21	18	28,6	19,2	637	2420	280	49,8
20/04/2010	8,32	22,1	42,6	14,5	584	2380	270	32,9
21/04/2010	8,27	24,5	45,7	13,1	539	-	-	-
23/04/2010	8,31	26,7	34,6	23,3	394	1760	360	47,6
26/04/2010	7,87	22,7	39,2	25,7	333	1400	180	46,8
27/04/2010	8,28	28	40,4	16,2	384	-	200	-
29/04/2010	8,09	25	68,02	24,8	390	1710	200	53,5
30/04/2010	8,16	27,9	47,4	25,9	463	1880	290	54,1
04/05/2010	8,37	20,9	45,8	21,5	424	1720	220	46,7
Valor medio	8,22	23,5	40,5	19,6	521	2014	838	46,2
Desviación estándar	0,21	3,2	10,8	5,9	113	414	1959	8,8

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

- Eficiencia promedio de eliminación de fósforo: 31,1%
- Eficiencia promedio de eliminación de amonio: 10,0%
- Producción de estruvita: 98 g/h

## Muestra 4

La muestra 4 (EST 4) se tomó el 8 de junio del fondo del lecho fluidizado, mediante el toma muestras ubicado en esa zona. Durante el periodo previo a la toma de dicha muestra el reactor operó con una alimentación con las características mostradas en la tabla 53.

Tabla 53. Características de la alimentación durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
28/05/2010	8,32	26,3	19,2	13,2	327	1930	870	47,6
31/05/2010	8,25	27,9	20,8	18,3	467	1830	280	64,8
01/06/2010	8,26	30,2	17,4	15,5	416	-	-	-
02/06/2010	8,19	29,9	21,3	16,6	333	1615	680	57,6
08/06/2010	8,27	27,7	15,2	12,8	321	1710	170	62,7
Valor medio	8,26	28,4	18,8	15,3	373	1771	500	58,2
Desviación estándar	0,05	1,6	2,5	2,3	66	138	330	7,7

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

Durante ese periodo, el reactor fue alimentado a un caudal de 1600 litros por hora, correspondiente a un tiempo de retención hidráulico de 22,5 minutos. Las características del efluente se presentan en la tabla 54.

Tabla 54. Características del efluente durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
28/05/2010	8,41	21,5	32,6	10,7	355	1580	460	52,0
31/05/2010	8,25	27,9	40,8	17,8	463	1960	250	65,2
01/06/2010	8,29	28,5	36,6	14,8	378	-	-	-
02/06/2010	8,23	28,9	42,0	11,8	290	1480	620	59,1
08/06/2010	8,25	27,7	44,0	10,3	310	1450	610	62,5
Valor medio	8,29	26,9	39,2	13,1	359	1618	485	59,7
Desviación estándar	0,07	3,1	4,6	3,2	68	235	173	5,7

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

- Eficiencia promedio de eliminación de fósforo: 14,6%
- Eficiencia promedio de eliminación de amonio: 3,7%
- Producción de estruvita: 23 g/h

## Muestra 5

La muestra 5 (EST 5) se tomó del fondo del lecho fluidizado a 15 de junio. Durante el periodo previo a la toma de dicha muestra el reactor operó con una alimentación con las características mostradas en la tabla 55.

Tabla 55. Características de la alimentación durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
08/06/2010	8,27	27,7	15,2	12,8	321	1460	170	62,7
10/06/2010	8,29	26,7	22,8	9,0	368	1570	300	60,5
14/06/2010	8,17	24,3	17,3	65,0	490	1690	350	47,6
15/06/2010	8,23	29,6	12,7	80,5	475	1820	580	24,9
Valor medio	8,24	27,1	17,0	41,8	413	1635	350	48,9
Desviación estándar	0,05	2,2	4,3	36,3	82	155	171	17,3

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos suspensión totales

Durante ese periodo, el reactor fue alimentado a un caudal de 1200 litros por hora, correspondiente a un tiempo de retención hidráulico total de 30 minutos. Las características del efluente se presentan en la tabla 56.

Tabla 56. Características del efluente durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
08/06/2010	8,25	27,7	44,0	10,3	310	1450	610	62,5
10/06/2010	8,64	23,1	52,2	6,6	316	1380	250	59,0
14/06/2010	8,27	25,9	43,0	30,6	388	1570	390	47,6
15/06/2010	7,93	30,0	40,4	24,2	420	1670	6740	65,6
Valor medio	8,27	26,7	44,9	17,9	358	1518	1998	58,7
Desviación estándar	0,29	2,9	5,1	11,3	54	128	3165	7,9

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

- Eficiencia promedio de eliminación de fósforo: 57,1%
- Eficiencia promedio de eliminación de amonio: 13,3%
- Producción de estruvita: 197 g/h

## Muestra 6

La muestra 6 (EST 6) fue obtenida del decantador de finos, tomada el día 13 de julio. En la tabla 57 se presentan las características de la alimentación durante esa etapa.

Tabla 57. Características de la alimentación durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
06/07/2010	8,72	30,1	0,6	65,5	530	2040	410	31,3
07/07/2010	8,27	32,5	14,7	27,1	459	-	470	33,8
08/07/2010	8,31	31,7	15,7	42,9	414	1520	-	-
09/07/2010	8,32	30,5	13,2	42,3	366	1740	450	27,8
13/07/2010	8,38	30,7	12,0	49,1	416	2050	520	26,8
Valor medio	8,40	31,1	11,2	45,4	437	1838	463	29,9
Desviación estándar	0,18	1,0	6,1	13,9	61	256	46	3,2

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

Durante ese periodo, el reactor fue alimentado a un caudal de 2000 litros por hora, con recirculación del 40 por ciento del caudal, alimentado desde el fondo del decantador de finos. Ese caudal se corresponde con un tiempo de retención hidráulico total, con respecto a la alimentación, de 18 minutos. Las características del efluente se presentan en la tabla 58.

Tabla 58. Características del efluente durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
06/07/2010	8,27	30,7	45,2	18,1	411	1510	7600	31,3
07/07/2010	8,24	32,1	42,5	14,7	409	1840	8850	33,8
08/07/2010	8,27	31,7	34,9	18,0	345	-	-	-
09/07/2010	8,29	30,8	36,4	16,7	296	1340	7540	27,8
13/07/2010	8,27	31,0	40,9	19,5	349	1680	1590	26,8
Valor medio	8,27	31,3	40,0	17,4	362	1593	6935	48,9
Desviación estándar	0,02	0,6	4,3	1,8	48	216	3260	6,9

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

- Eficiencia promedio de eliminación de fósforo: 61,6%
- Eficiencia promedio de eliminación de amonio: 14,8%
- Producción de estruvita: 391 g/h

**Muestra 7**

La muestra 7 (EST 7) fue tomada el 14 de julio de la purga del decantador de finos. Las características de la alimentación, en el momento de la toma de esta muestra, son las descritas en la tabla 59. El reactor se encontraba operando a un caudal de 1600 litros por hora, equivalente a un TRH de 22,5 minutos. La tabla 60 muestra las características del efluente.

**Tabla 59. Características de la alimentación en la etapa**

Parámetro	Valor
pH	8,39
T°C	31,3
Mg (mg/l)	14,0
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	50,0
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	494
Alcalinidad Total (mg/l)	1800
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	530
Ca (mg/l)	26,7

- Eficiencia promedio de eliminación de fósforo: 60,0%
- Eficiencia promedio de eliminación de amonio: 26,9%
- Producción de estruvita: 336 g/h

**Muestra 8**

La muestra 8 (EST 8) fue purga efectuada de la columna de desorción (A/D) efectuada el 15 de julio.

**Muestra 9**

La muestra 9 (EST 9) fue tomada el día 15 de julio, del fondo del reactor, y es una muestra líquida para probar la determinación de metales pesados y de tamaño de partículas en muestras con esas características. Las características de la alimentación, en el momento de la toma de esta muestra, fueron las reflejadas en la tabla 61. El reactor se encontraba operando a un caudal de 1600 litros por hora, equivalente a un TRH total de 22,5 minutos. La tabla 62 muestra las características del efluente.

**Tabla 61. Características de la alimentación en la etapa**

Parámetro	Valor
pH	8,23
T°C	30,6
Mg (mg/l)	7,5
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	95,0
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	455
Alcalinidad Total (mg/l)	1830
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	660
Ca (mg/l)	20,2

- Eficiencia promedio de eliminación de fósforo: 85,7%
- Eficiencia promedio de eliminación de amonio: 20,2%
- Producción de estruvita: 912 g/h

**Tabla 60. Características del efluente en la etapa**

Parámetro	Valor
pH	8,30
T°C	30,2
Mg (mg/l)	41,4
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	20,0
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	361
Alcalinidad Total (mg/l)	1840
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	220
Ca (mg/l)	38,1

**Tabla 62. Características del efluente en la etapa**

Parámetro	Valor
pH	8,07
T°C	29,6
Mg (mg/l)	63,0
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	13,6
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	363
Alcalinidad Total (mg/l)	1770
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	1990
Ca (mg/l)	53,8

**Muestra 10**

La muestra 10 (EST 10) fue tomada el 14 de julio del decantador de finos. Las características de la alimentación del efluente, así como las condiciones operacionales del reactor son similares a la muestra EST 9; esta muestra se tomó con el objetivo de comparar las propiedades de ambos precipitados bajo las mismas condiciones operacionales.

**Muestra 11**

La muestra 11 (EST 11) se tomó de la purga del reactor efectuada el día 19 de julio. En la tabla 63 se presentan las características de la alimentación al reactor, desde el 15 de julio al 19 de julio.

**Tabla 63. Características de la alimentación durante la etapa**

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
15/07/2010	8,23	30,6	7,5	95,0	455	1830	660	20,2
16/07/2010	8,23	29,6	9,0	84,0	482	-	-	-
19/07/2010	8,24	30,4	10,4	84,5	470	1690	600	19,3
Valor medio	8,23	30,2	9,0	87,8	469	1760	630	19,8
Desviación estándar	0,01	0,5	1,4	6,2	13,8	99	42	0,6

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

El reactor se encontraba operando a un caudal de 1600 litros por hora. La tabla 64 muestra las características del efluente.

**Tabla 64. Características del efluente durante la etapa**

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
15/07/2010	8,07	29,6	63,0	13,6	363	1770	1990	53,8
16/07/2010	7,96	29,1	77,4	13,3	351	-	-	-
19/07/2010	7,93	30,0	62,6	16,8	224	1680	2100	44,8
Valor medio	7,99	29,6	67,7	14,6	312	1725	2045	49,3
Desviación estándar	0,07	0,5	8,4	1,9	77	64	78	6,4

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

- Eficiencia promedio de eliminación de fósforo: 83,4%
- Eficiencia promedio de eliminación de amonio: 33,4%
- Producción de estruvita: 645 g/h

**Muestra 12**

La muestra 12 (EST 12) corresponde a la purga del decantador de finos efectuada el 20 de julio. Las características de la alimentación, en el momento de la toma de esta muestra, se describen en la tabla 65.

El reactor se encontraba operando a un caudal de 1600 litros por hora. La tabla 66 muestra las características del efluente.



Tabla 65. Características de la alimentación en la etapa

Parámetro	Valor
pH	8,30
T°C	30,7
Mg (mg/l)	23,5
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	77,5
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	434

- Eficiencia promedio de eliminación de fósforo: 90,7%
- Eficiencia promedio de eliminación de amonio: 40,9%
- Producción de estruvita: 781 g/h

## Muestra 13

La muestra 13 (EST 13) corresponde a la purga del decantador de finos efectuada el día 23 de julio. Las características de la alimentación, en el momento de la toma de esta muestra, se describen en la tabla 67.

El reactor se encontraba operando a un caudal de 1600 litros por hora. La tabla 68 muestra las características del efluente.

Tabla 67. Características de la alimentación en la etapa

Parámetro	Valor
pH	8,38
T°C	30,9
Mg (mg/l)	28,7
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	46,6
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	380

- Eficiencia promedio de eliminación de fósforo: 87,7%
- Eficiencia promedio de eliminación de amonio: 32,1%
- Producción de estruvita: 458 g/h

## Muestra 14

La muestra 14 (EST 14) es una muestra de lodo digerido y deshidratado, con el fin de comparar su composición en metales pesados con los precipitados de estruvita.

## Muestra 15

La muestra 15 (EST 15) corresponde a la purga del lecho fluidizado efectuada el día 23 de julio. Se presentan en la tabla 69 las características de la alimentación al reactor desde el 19 de julio al 23 de julio.

Tabla 66. Características del efluente en la etapa

Parámetro	Valor
pH	8,29
T°C	31,2
Mg (mg/l)	127,2
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	7,2
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	256

Tabla 68. Características del efluente en la etapa

Parámetro	Valor
pH	9,39
T°C	30,4
Mg (mg/l)	127,4
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	5,7
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	258

Tabla 69. Características de la alimentación durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
19/07/2010	8,24	30,4	10,4	84,5	470	1690	600	19,3
20/07/2010	8,30	30,7	23,5	77,5	434	-	-	-
21/07/2010	8,30	30,4	6,6	94,5	510	1710	530	-
22/07/2010	8,30	31,0	3,5	88,0	465	1830	590	-
23/07/2010	8,38	30,9	28,7	47,6	380	-	-	-
Valor medio	8,30	30,7	14,5	78,4	452	1743	573	19,3
Desviación estándar	0,05	0,3	11,0	18,3	49	76	38	-

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

El reactor se encontraba operando a un caudal de 1600 litros por hora. La tabla 70 muestra las características del efluente.

Tabla 70. Características del efluente durante la etapa

Fecha	pH	T°C	Mg (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	A.T. (mg/l)	SST (mg/l)	Ca (mg/l)
19/07/2010	7,93	30,0	62,6	16,8	224	1680	2100	44,8
20/07/2010	8,29	31,2	127,2	7,2	256	-	-	-
21/07/2010	7,93	31,2	73,6	13,7	347	1760	1590	-
22/07/2010	7,99	30,9	72,4	8,3	376	1830	2430	-
23/07/2010	8,39	30,4	127,4	5,7	258	-	-	-
Valor medio	8,11	30,7	92,6	10,4	292	1757	2040	44,8
Desviación estándar	0,22	0,5	31,9	4,7	65,7	75	423	-

A.T.: Alcalinidad total

SST: Sólidos en suspensión totales

- Eficiencia promedio de eliminación de fósforo: 86,7%
- Eficiencia promedio de eliminación de amonio: 35,3%
- Producción de estruvita: 769 g/h

## 8.3.4.2. Métodos analíticos empleados

Los metales pesados fueron determinados por el método analítico basado en las técnicas patrón para el análisis de aguas y aguas residuales (American Public Health Association, 1999).

## 8.3.4.3. Tamaño de partícula

El tamaño de partícula de los precipitados obtenidos en los diferentes ensayos se efectuó empleando la técnica de difracción por rayos láser. Esta técnica determina el tamaño de partícula, midiendo la rapidez de fluctuación de la intensidad de la luz láser difractada por las partículas cuando se difunden a través del fluido. El equipo utilizado es un Mastersizer S de láser rojo de 633 nanómetros de longitud de onda.

Se realizaron 8 medidas de 2000 lecturas cada una, en 4 segundos, y dividida en 2 tomas de muestras distintas, utilizando agua como dispersante. Se midió con la lente de 300 milímetros (0,05μ a 900μ), hallándose la media. Se midieron en condiciones normales de bombeo (80 por cien), y agitación (40 por cien).

Se probaron previamente muestras líquidas y sólidas y finalmente se decidió efectuar la determinación en muestras sólidas sometidas a secado solar durante 48 horas. Antes de someterlas al análisis, las muestras fueron desagregadas suavemente y seguidamente, tamizadas, para eliminar conglomerados de partículas.

#### 8.3.4.4. Difracción de rayos X (DRX)

La difracción de rayos X está basada en las interferencias ópticas que se producen cuando una radiación monocromática atraviesa una rendija de espesor comparable a la longitud de onda de la radiación. Los rayos X tienen longitudes de onda de Ångstroms, del mismo orden que las distancias interatómicas de los componentes de las redes cristalinas. Al ser irradiados sobre la muestra a analizar, los rayos X se difractan con ángulos que dependen de las distancias interatómicas. El método analítico del *polvo al azar* o de *Debye-Scherrer*, consiste en irradiar con rayos X sobre una muestra formada por multitud de cristales, colocados al azar, en todas las direcciones posibles.

Para ello es aplicable la Ley de Bragg:  $n\lambda = 2d \cdot \sin\theta$ , siendo "d" la distancia entre los planos interatómicos que producen la difracción.

Las muestras de precipitados, se analizaron mediante un difractómetro Phillips X' Pert con radiación Cu-K $\alpha$  monomerizadas con grafito. Los difractogramas se obtuvieron de muestras trituradas suavemente y homogenizadas a un tamaño medio de 15 micras y desorientadas. Para realizar el análisis cualitativo y semicuantitativo de los compuestos, se utilizó la base de datos Power Diffraction Files (PDF), del International Centre for Diffraction Data (ICDD). Mediante esta determinación, se pudo conocer el grado de cristalización de las muestras, lo que implica estimar la pureza de los precipitados obtenidos.

En la figura 66 se presentan, con fines ilustrativos, gráficos de DRX para distintas estructuras moleculares de algunas sustancias.

#### 8.3.4.5. Metales pesados

Para la determinación de los metales pesados, las muestras secas fueron sometidas a digestión ácida para lograr la solubilización de los componentes presentes. El equipo empleado en la determinación fue un espectrómetro de masas del tipo conocido como *Plasma de acoplamiento inductivo-Espectrómetro de masas* (ICP-MS) ELAN 6000 (Perkin Elmer). Los siguientes elementos se determinaron en este análisis: magnesio, fósforo, zinc, cobre, cromo, níquel, plomo, cadmio y manganeso. Con este análisis además de determinar la presencia de metales con potencial toxicidad para suelos y plantas, se pudo determinar la pureza de la estruvita obtenida al conocerse la concentración de fósforo y magnesio de las muestras.

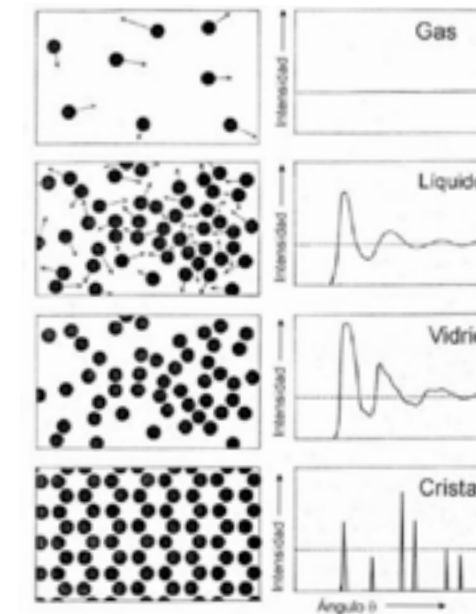
En los siguientes párrafos se detallan los resultados de los ensayos.

#### Tamaño de partícula

En las figuras 67 y 68, y en las tablas 71 y 72, que se muestran a continuación, se presenta la granulometría de las muestras de precipitado analizadas.

La figura 67 y la tabla 71 presentan los datos obtenidos de las muestras EST 5-EST 10.

Figura 66. Curvas típicas de DRX para diferentes estructuras



Como se puede apreciar en los gráficos, excepto para la EST 9 y la EST 15, en el resto de las muestras, la mayor proporción de partículas tuvieron un diámetro superior a 1 milímetro. Sin embargo, los mayores diámetros de partícula fueron apreciados en la figura 67, la que corresponde con las concentraciones más bajas de P-PO $_4^{3-}$ . Eso se debe a que, a menor grado de sobresaturación se obtienen menos cristales de estruvita pero mayores tamaños de cristales, y a mayor concentración P-PO $_4^{3-}$  la concentración de cristales se incrementa, pero estos resultan ser de un menor tamaño.

Figura 67. Distribución del tamaño de partícula en los precipitados EST 5, EST 6, EST 7, EST 8, EST 9 y EST 10

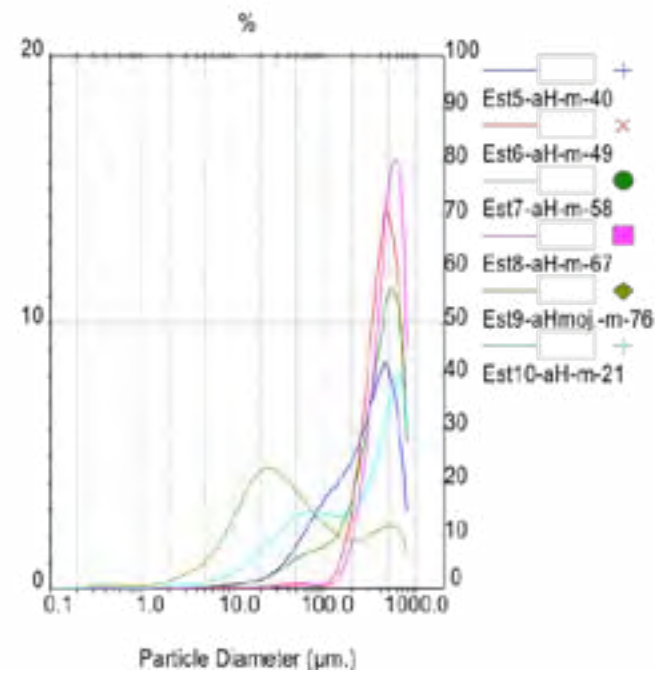


Figura 68. Distribución del tamaño de partícula en los precipitados EST 10, EST 11, EST 12, EST 13, EST 14 y EST 15

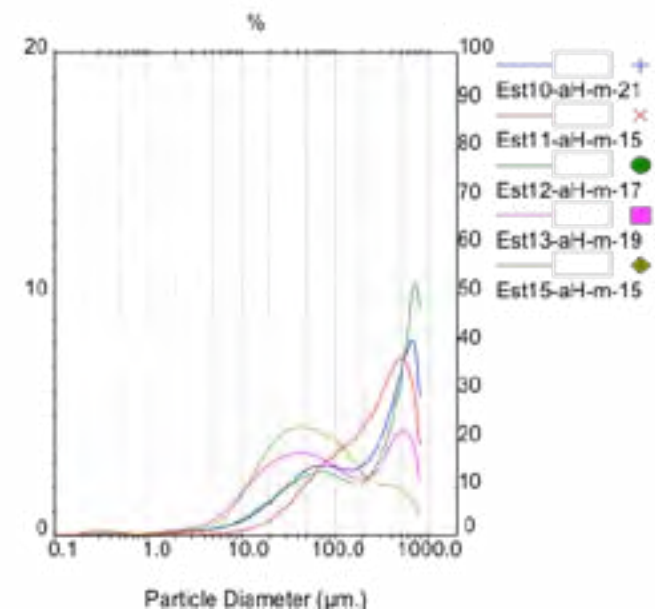


Tabla 71. Distribución del tamaño de partículas muestras (EST 5 - EST 10)

*SIZES*(µm)	Est.5-aH	Est.6-aH	Est.7-aH	Est.8-aH	Est.9-aH	Est.10-aH
Intervalos	Volumen %	Volumen %	Volumen %	Volumen %	Volumen %	Volumen %
0.05 / 0.06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0.06 / 0.07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0.07 / 0.09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0.09 / 0.10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0.10 / 0.12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0.12 / 0.14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00
0.14 / 0.16	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01
0.16 / 0.19	0,01	0,00	0,00	0,00	0,03	0,02
0.19 / 0.23	0,02	0,01	0,00	0,00	0,06	0,03
0.23 / 0.26	0,03	0,02	0,00	0,00	0,11	0,06
0.26 / 0.31	0,04	0,02	0,00	0,00	0,17	0,10
0.31 / 0.36	0,05	0,02	0,00	0,00	0,20	0,12
0.36 / 0.42	0,04	0,02	0,00	0,00	0,20	0,12
0.42 / 0.49	0,04	0,02	0,00	0,00	0,19	0,11
0.49 / 0.57	0,03	0,01	0,00	0,00	0,19	0,10
0.57 / 0.67	0,02	0,01	0,00	0,00	0,16	0,08
0.67 / 0.78	0,02	0,01	0,00	0,00	0,14	0,06
0.78 / 0.91	0,01	0,01	0,03	0,00	0,14	0,06
0.91 / 1.06	0,02	0,01	0,03	0,00	0,14	0,06
1.06 / 1.23	0,05	0,03	0,04	0,02	0,16	0,07
1.23 / 1.43	0,06	0,03	0,04	0,02	0,19	0,09
1.43 / 1.67	0,06	0,04	0,05	0,02	0,24	0,11
1.67 / 1.95	0,06	0,04	0,05	0,02	0,29	0,13
1.95 / 2.27	0,07	0,04	0,06	0,02	0,37	0,15
2.27/2.65	0,07	0,05	0,07	0,02	0,45	0,17
2.65 / 3.08	0,08	0,05	0,07	0,02	0,55	0,19
3.08 / 3.50	0,08	0,05	0,08	0,03	0,66	0,21
3.50 / 4.19	0,09	0,06	0,09	0,03	0,79	0,23
4.19 / 4.88	0,10	0,07	0,10	0,03	0,95	0,27
4.88 / 5.68	0,11	0,07	0,11	0,03	1,16	0,31
5.68 / 6.62	0,13	0,08	0,13	0,04	1,42	0,36
6.62 / 7.72	0,16	0,10	0,15	0,04	1,75	0,43
7.72 / 8.99	0,18	0,11	0,17	0,05	2,13	0,52
8.99 / 10.48	0,21	0,11	0,19	0,06	2,57	0,62
10.48 / 12.20	0,24	0,11	0,22	0,07	3,04	0,74
12.20 / 14.22	0,27	0,11	0,25	0,07	3,51	0,89
14.22 / 16.57	0,31	0,11	0,29	0,07	3,94	1,06
16.57 / 19.30	0,36	0,11	0,35	0,07	4,27	1,26
19.30 / 22.49	0,43	0,12	0,42	0,07	4,48	1,47
22.49 / 26.20	0,53	0,13	0,52	0,08	4,55	1,70
26.20 / 30.52	0,68	0,16	0,64	0,09	4,50	1,94
30.52 / 35.56	0,88	0,19	0,78	0,11	4,35	2,19
35.56 / 41.42	1,14	0,22	0,93	0,14	4,13	2,42
41.42 / 48.26	1,46	0,24	1,08	0,17	3,87	2,63
48.26 / 56.22	1,81	0,24	1,22	0,19	3,60	2,79
56.22 / 65.50	2,20	0,22	1,34	0,20	3,30	2,89
65.50 / 76.31	2,59	0,18	1,44	0,20	3,01	2,92
76.31 / 88.90	2,97	0,15	1,53	0,18	2,74	2,91
88.90 / 103.57	3,32	0,18	1,62	0,16	2,51	2,87
103.57/120.66	3,63	0,33	1,75	0,18	2,31	2,82

*SIZES*( $\mu\text{m}$ )	Est.5-aH	Est.6-aH	Est.7-aH	Est.8-aH	Est.9-aH	Est.10-aH
Intervalos	Volumen %	Volumen %	Volumen %	Volumen %	Volumen %	Volumen %
120.66/140.57	3,91	0,65	1,96	0,32	2,14	2,76
140.57/163.77	4,19	1,21	2,33	0,64	2,00	2,75
163.77/190.79	4,55	2,10	2,87	1,24	1,90	2,82
190.79/222.27	4,96	3,41	3,63	2,16	1,84	2,98
222.27/258.95	5,51	5,21	4,62	3,48	1,85	3,28
258.95/301.68	6,26	7,43	5,84	5,22	1,95	3,72
301.68/351.45	7,07	9,80	7,28	7,37	2,09	4,29
351.45/409.44	7,84	12,04	8,79	9,97	2,23	5,05
409.44/477.00	8,47	14,01	10,35	13,14	2,34	6,02
477.00/555.71	8,06	13,87	11,20	15,42	2,40	6,99
555.71/647.40	6,88	12,22	10,93	16,07	2,35	7,79
647.40/754.40	4,98	9,20	9,22	14,33	2,06	7,85
754.22/878.67	2,67	4,95	5,12	8,15	1,30	5,38
Total %	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Tabla 72. Distribución del tamaño de partículas muestras (EST 10 - EST 15).

*SIZES*( $\mu\text{m}$ )	Est.10-aH	Est.11-aH	Est.12-aH	Est.13-aH	Est.15-aH
Intervalos H	Volumen %	Volumen %	Volumen %	Volumen %	Volumen %
0.05 / 0.06	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00
0.06 / 0.07	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01
0.07 / 0.09	0,00	0,01	0,00	0,02	0,01
0.09 / 0.10	0,00	0,01	0,00	0,03	0,02
0.10 / 0.12	0,00	0,01	0,00	0,04	0,03
0.12 / 0.14	0,00	0,02	0,00	0,06	0,05
0.14 / 0.16	0,01	0,03	0,00	0,09	0,08
0.16 / 0.19	0,02	0,04	0,01	0,11	0,11
0.19 / 0.23	0,03	0,06	0,02	0,15	0,16
0.23 / 0.26	0,06	0,09	0,06	0,18	0,21
0.26 / 0.31	0,10	0,10	0,10	0,20	0,24
0.31 / 0.36	0,12	0,11	0,12	0,20	0,24
0.36 / 0.42	0,12	0,10	0,12	0,18	0,22
0.42 / 0.49	0,11	0,08	0,11	0,16	0,19
0.49 / 0.57	0,10	0,07	0,10	0,14	0,16
0.57 / 0.67	0,08	0,05	0,08	0,12	0,13
0.67 / 0.78	0,06	0,04	0,06	0,10	0,10
0.78 / 0.91	0,06	0,04	0,06	0,11	0,10
0.91 / 1.06	0,06	0,04	0,06	0,13	0,11
1.06 / 1.23	0,07	0,04	0,07	0,15	0,12
1.23 / 1.43	0,09	0,05	0,09	0,17	0,15
1.43 / 1.67	0,11	0,05	0,12	0,20	0,17
1.67 / 1.95	0,13	0,06	0,14	0,23	0,20
1.95 / 2.27	0,15	0,06	0,16	0,26	0,22
2.27/2.65	0,17	0,07	0,19	0,30	0,24
2.65 / 3.08	0,19	0,07	0,21	0,34	0,27
3.08 / 3.50	0,21	0,08	0,22	0,39	0,30
3.50 / 4.19	0,23	0,09	0,25	0,47	0,34
4.19 / 4.88	0,27	0,10	0,28	0,58	0,42
4.88 / 5.68	0,31	0,12	0,33	0,73	0,54
5.68 / 6.62	0,36	0,14	0,39	0,93	0,71

*SIZES*( $\mu\text{m}$ )	Est.10-aH	Est.11-aH	Est.12-aH	Est.13-aH	Est.15-aH
Intervalos H	Volumen %	Volumen %	Volumen %	Volumen %	Volumen %
6.62 / 7.72	0,43	0,16	0,47	1,16	0,95
7.72 / 8.99	0,52	0,19	0,56	1,43	1,26
8.99 / 10.48	0,62	0,23	0,69	1,73	1,63
10.48 / 12.20	0,74	0,29	0,83	2,03	2,06
12.20 / 14.22	0,89	0,35	0,99	2,32	2,52
14.22 / 16.57	1,06	0,44	1,17	2,59	2,99
16.57 / 19.30	1,26	0,56	1,36	2,82	3,42
19.30 / 22.49	1,47	0,71	1,55	3,02	3,79
22.49 / 26.20	1,70	0,90	1,75	3,19	4,08
26.20 / 30.52	1,94	1,13	1,93	3,31	4,28
30.52 / 35.56	2,19	1,39	2,11	3,40	4,41
35.56 / 41.42	2,42	1,68	2,28	3,45	4,48
41.42 / 48.26	2,63	1,99	2,44	3,46	4,49
48.26 / 56.22	2,79	2,31	2,56	3,43	4,47
56.22 / 65.50	2,89	2,61	2,64	3,35	4,42
65.50 / 76.31	2,92	2,89	2,67	3,23	4,32
76.31 / 88.90	2,91	3,14	2,64	3,08	4,19
88.90 / 103.57	2,87	3,36	2,56	2,91	4,01
103.57/120.66	2,82	3,57	2,44	2,73	3,80
120.66/140.57	2,76	3,77	2,31	2,57	3,52
140.57/163.77	2,75	3,98	2,20	2,45	3,19
163.77/190.79	2,82	4,23	2,18	2,39	2,84
190.79/222.27	2,98	4,55	2,30	2,42	2,53
222.27/258.95	3,28	4,95	2,58	2,51	2,31
258.95/301.68	3,72	5,45	3,01	2,75	2,17
301.68/351.45	4,29	6,02	3,58	3,19	2,12
351.45/409.44	5,05	6,68	4,33	3,71	2,10
409.44/477.00	6,02	7,18	5,44	4,16	2,07
477.00/555.71	6,99	7,34	6,77	4,39	1,96
555.71/647.40	7,79	6,95	8,60	4,28	1,72
647.40/754.40	7,85	5,77	10,45	3,59	1,32
754.22/878.67	5,38	3,39	9,24	2,13	0,73
Total	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

### Difracción de rayos X

Todas las muestras presentan una estructura típicamente cristalina, lo que indica la formación, en todos los casos, de estruvita con un elevado grado de pureza. En el caso de la muestra 3, la concentración de cristales de estruvita es menor debido a la presencia de una elevada concentración de materia orgánica que evidentemente perjudica el desarrollo del proceso. En ese período la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  fue baja y la concentración de SST a la entrada fue alta, trayendo como consecuencia una baja eficiencia de eliminación y una baja producción de estruvita.

En la tabla 73, se presentan los porcentajes de cristalización de los precipitados analizados. Como se observa, la muestra EST 3 no presenta una concentración detectable de estruvita. La muestra EST 1, correspondiente al patrón, presenta lógicamente un 100 por cien de estruvita; igualmente ocurre en las muestras EST 2, EST 4, EST 5, EST 6, EST 7, EST 10, EST 12 y EST 13, donde el grado de cristalización fue del 100 por cien. Como se puede apreciar, la muestra EST 8, tomada del fondo de la columna de desorción, presenta una baja concentración de estruvita, sólo del 3 por cien, siendo en su mayor parte magnesita y dolomita, que precipitan al elevarse el pH en la columna.

La muestra EST 9, muestra líquida tomada del fondo del reactor, presenta una elevada concentración de magnesita, posiblemente debida a la presencia del reactivo magnesita PC, el cual está constituido fundamentalmente por este compuesto. Las muestras EST 11 y EST 15, tomadas del fondo del reactor, presentan un grado de cristalización del 89 y el 93 por ciento, respectivamente, debido a la entrada de reactivo que aporta ciertas cantidades de magnesita.

**Tabla 73. Composición semicuantitativa de las especies cristalinas (% en peso)**

Muestra	Estruvita	Magnesita	Dolomita	Cuarzo
EST 1	100	-	-	-
EST 2	100	-	-	-
EST 3	-	-	-	trazas
EST 4	100	-	-	-
EST 5	100	-	-	-
EST 6	100	-	-	-
EST 7	100	-	-	-
EST 8	3	87	6	4
EST 9	14	52	-	34
EST 10	100	-	-	trazas
EST 11	89	5	6	trazas
EST 12	100	-	-	-
EST 13	100	-	-	-
EST 15	93	5	2	-

#### Metales pesados

La tabla 74, presenta las concentraciones de metales pesados, magnesio y fósforo de muestras de estruvita, así como muestras de lodo de la EDAR Arroyo del Soto.

La muestra líquida tomada del fondo del reactor (EST 9) presentó las concentraciones siguientes:

- Mg : 382,4 mg/l
- P: 379,0 mg/l
- Zn: 1,2 mg/l
- Cu: 1,3 mg/l
- Cr: 0,1 mg/l
- Ni: 0,3 mg/l
- Pb: 0
- Cd: 0
- Mn: 1,2 mg/l

Como se puede apreciar en las muestras de estruvita analizadas, la concentración en metales pesados es muy inferior a la de las muestras de suelo, y a la muestra de lodo de la depuradora. Las concentraciones de metales presentes en las muestras de estruvita no resultan un riesgo para los suelos en caso de su utilización como fertilizante.

Las mayores concentraciones de fósforo se encontraron en las muestras EST 5, EST 6, y desde la EST 10 hasta EST 15.

La muestra EST 8, tomada del fondo de la columna de desorción, presentó una concentración más baja de fósforo, lo cual concuerda con el más bajo grado de cristalización encontrado en las determinaciones de DRX.

**Tabla 74. Concentración en magnesio, fósforo y metales pesados (mg/kg)**

Muestra	Mg	P	Zn	Cu	Cr	Ni	Pb	Cd
EST 4	51047,5	63623,5	272,3	39,4	8,7	11,6	0,0	0,0
EST 4	55845,0	65439,0	153,9	60,4	9,3	13,6	0,0	0,0
EST 4	53932,0	63846,0	263,4	42,7	8,9	12,6	0,0	0,0
EST 5	64602,0	80557,0	313,9	46,5	14,3	18,5	19,0	0,0
EST 5	70782,0	98961,5	375,3	42,4	16,5	16,7	32,4	0,0
EST 5	72659,5	102945,0	417,6	41,3	17,5	22,4	65,6	0,0
EST 6	74105,5	103718,5	71,7	18,5	11,6	0,0	0,0	0,0
EST 6	83496,0	123296,5	58,5	36,4	12,0	0,0	0,0	0,0
EST 6	82106,5	123672,0	61,4	15,2	12,2	0,0	0,0	0,0
EST 7	40785,0	63755,5	553,5	187,8	28,2	22,9	61,4	0,0
EST 7	50035,0	80795,5	1006,7	175,0	37,4	26,8	62,7	0,0
EST 7	50103,5	80500,0	1028,0	176,7	37,3	27,6	65,8	0,0
EST 8	105513,0	24707,5	256,3	79,0	11,7	16,3	0,0	0,0
EST 8	113309,0	17960,5	213,1	45,3	11,8	17,6	0,0	0,0
EST 8	117812,5	20399,0	211,5	47,1	14,9	16,3	0,0	0,0
EST 10	47163,0	73971,0	464,5	163,3	26,2	22,4	32,0	0,0
EST 10	52374,5	90070,5	563,4	170,8	37,6	28,3	49,3	0,0
EST 10	53772,0	92999,5	580,2	171,5	40,0	28,9	27,8	0,0
EST 11	76085,0	96521,0	194,7	40,3	15,5	14,4	0,0	0,0
EST 11	83559,5	118337,5	214,2	39,5	17,5	14,3	0,0	0,0
EST 11	83595,0	115747,0	204,6	35,7	16,8	17,6	0,0	0,0
EST 12	59371,5	107130,0	473,5	130,6	42,4	23,3	39,0	0,0
EST 12	59268,0	106573,5	463,5	135,2	32,1	25,6	45,2	0,0
EST 12	58186,0	105493,0	454,1	129,7	31,5	23,4	44,3	0,0
EST 13	60935,5	110072,5	256,8	56,2	20,6	15,9	0,0	0,0
EST 13	61456,0	113679,5	257,6	57,8	20,5	13,5	0,0	0,0
EST 13	62758,0	113483,5	248,9	57,6	20,0	15,3	0,0	0,0
EST 15	76252,5	132040,5	288,1	37,5	17,4	14,6	0,0	0,0
EST 15	76838,0	124909,5	206,5	34,7	16,8	16,1	0,0	0,0
EST 15	73434,0	119907,0	196,1	33,6	16,2	13,2	0,0	0,0
LODO	5268,5	28559,5	1291,4	456,0	52,9	35,0	151,0	0,0
LODO	4523,5	26650,0	1190,2	424,3	58,4	34,5	132,0	0,0
LODO	4855,0	28201,0	1271,5	446,3	58,1	33,0	109,9	0,0
Suelo	2516,8	42750,6	157,9	16,8	84,8	16,8	18,6	0,0
Suelo	2868,7	46994,4	164,7	19,3	92,3	18,3	16,2	0,0
Suelo	2886,5	50071,0	180,0	19,8	104,1	19,6	16,0	0,0

#### Pureza del producto final

A partir de las concentraciones de fósforo de las muestras se puede calcular el porcentaje de concentración de estruvita.

En la tabla 75, se presentan los porcentajes de estruvita, calculados a partir de los datos de la tabla 74.

Tabla 75. Porcentaje de estruvita en los precipitados

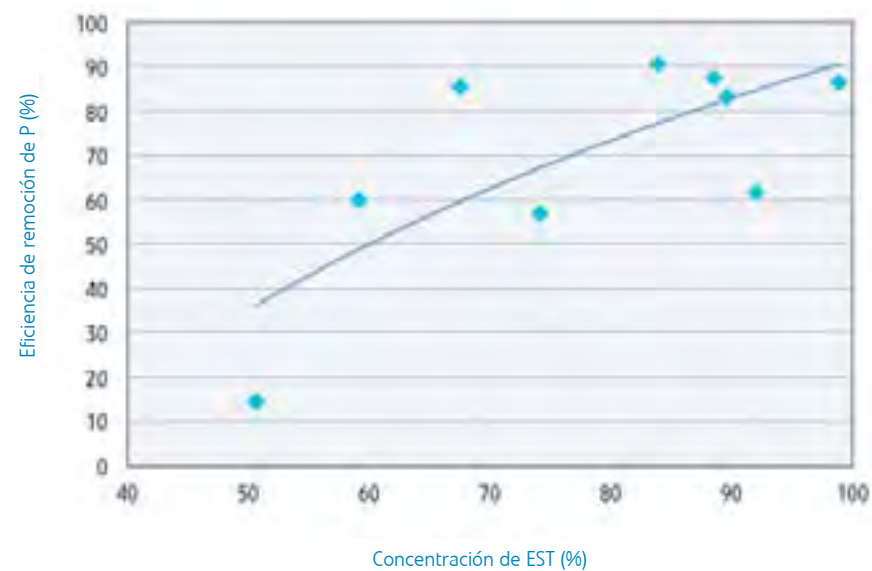
Muestra	Concentración de estruvita %
EST 4	50,6
EST 5	74,06
EST 6	91,97
EST 7	59,06
EST 8	16,54
EST 10	67,43
EST 11	89,57
EST 12	83,76
EST 13	88,47
EST 15	98,86

Por último, a partir de la muestra EST 9 se puede determinar la concentración de estruvita en la parte inferior del reactor, dividiendo la concentración de fósforo de la muestra entre 7,87, constante cuyo significado ha sido explicado previamente. El resultado es una concentración de estruvita de 2583 miligramos por litro.

En la figura 69, se presenta la relación entre la calidad de la estruvita obtenida y el porcentaje de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$ . Resulta evidente que, a medida que se obtiene una estruvita de mayor pureza, el porcentaje de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$  aumenta. La siguiente ecuación empírica relaciona ambos parámetros:

$$\text{Ecuación 29 } E (\%) = 81,30 [\text{Ln}(\text{EST } \%)] - 282,9$$

Donde E (%) es la eficiencia de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$  y EST (%) es el porcentaje de estruvita en el precipitado.

Figura 69. Relación entre la pureza del precipitado y la eficiencia de eliminación de  $P-PO_4^{3-}$ 

A continuación se presentan microfotografías de muestras de precipitado, efectuadas mediante microscopio electrónico de barrido Zeiss DSM-960 (figuras 70, 71, 72 y 73). En ellas se puede observar con claridad la estructura octogonal de los cristales de estruvita.

Figura 70. Imagen por microscopia electrónica de muestra de estruvita -1

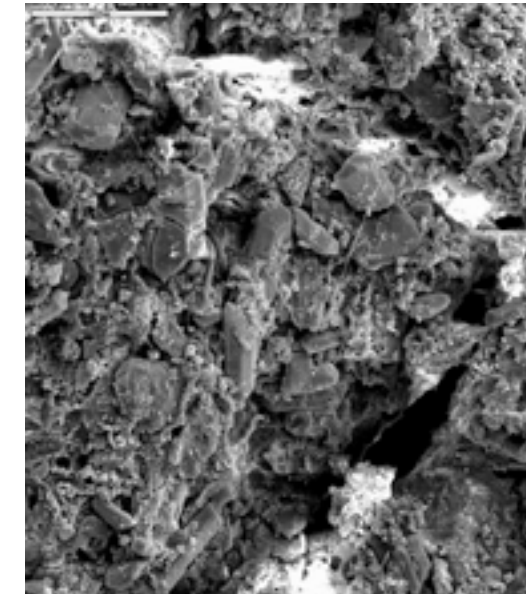


Figura 71. Imagen por microscopia electrónica de muestra de estruvita -2

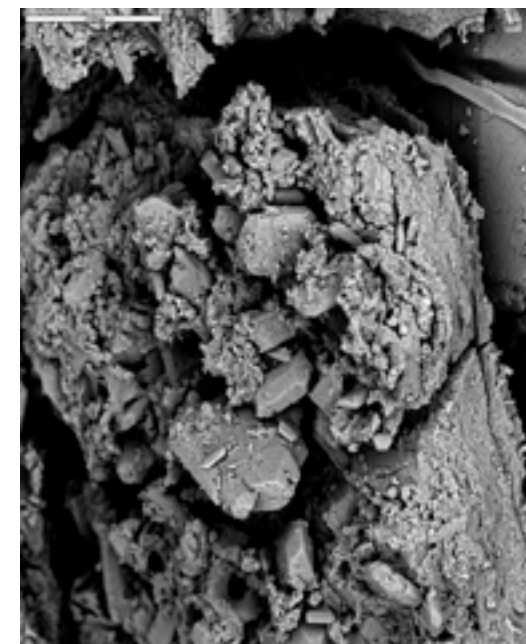


Figura 72. Imagen por microscopia electrónica de muestra de estruvita -3

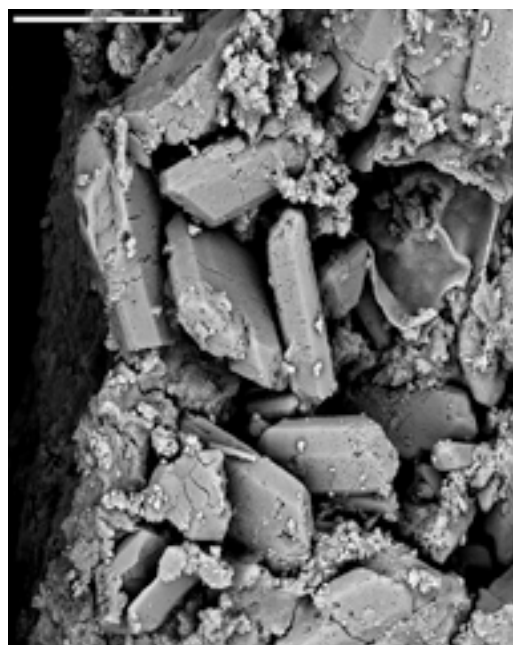
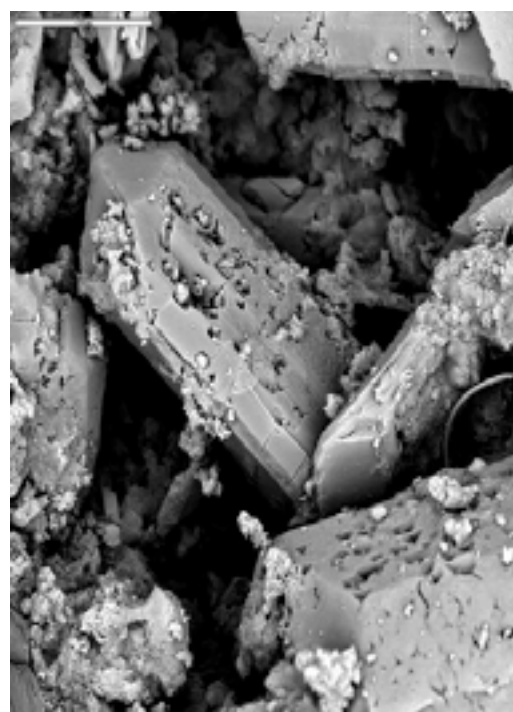


Figura 73. Imagen por microscopia electrónica de muestra de estruvita -4







Los resultados obtenidos durante la evaluación de la Planta Piloto de producción de estruvita, que ha tenido lugar durante un período de 8 meses de operación, permiten llegar a las conclusiones expuestas en los siguientes apartados.

### 9.1. Preparación de reactivo

La operación del proceso de preparación de reactivo ha sido optimizada, determinándose los parámetros principales de esta operación, tales como el caudal de gas de combustión requerido, el tiempo de contacto en los depósitos de preparación de reactivo, la dosis de reactivo magnesita PC a añadir y la velocidad de agitación del contenido de los depósitos de preparación de reactivo. A continuación se indican los parámetros óptimos obtenidos:

- Tiempo de retención hidráulica (TRH): 3 horas
- Carga hidráulica de gas:  $7,1 \text{ m}^3/\text{m}^3$  de depósito o  $20 \text{ m}^3/\text{hora}$
- Velocidad de agitación: 1000 r.p.m.
- Dosis de magnesita PC a añadir:  $2,4 \text{ kg}/\text{m}^3$  de agua

Bajo esas condiciones, se alcanza una concentración de magnesio disuelto, en forma de bicarbonato de magnesio,  $(\text{CO}_3\text{H})_2\text{Mg}$  de 400-600 miligramos por litro. Además, se logra una eliminación de dióxido de carbono de alrededor de un 30 por ciento, con lo cual se reduce en ese orden las emisiones de  $\text{CO}_2$  a la atmósfera, por el gas adicionado al proceso de preparación de reactivo. Se ha determinado que la cantidad de sólidos inertes que deben ser descargados de los depósitos de preparación de reactivo asciende al 1 por cien del volumen de reactivo obtenido.

### 9.2. Decantación

La operación de decantación del rebose de deshidratación RC ha sido optimizada determinándose que el tiempo óptimo de decantación debe ser de 2,5 horas, equivalente a una carga superficial de  $1,55 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$ , con lo cual se alcanza una eliminación de SST superior a un 80 por ciento.

Se genera una cantidad de lodo y flotantes equivalente al 7,8 por cien del caudal de rebose procesado.

Las características iniciales del rebose RC no se alteran significativamente durante la decantación en cuanto al resto de los parámetros que lo caracterizan.

### 9.3. Desorción de $\text{CO}_2$

Los parámetros de operación óptimos de la desorción fueron determinados en los ensayos correspondientes. Para lograr el pH adecuado del proceso de producción de estruvita, se requiere un tiempo de retención de alrededor de 5 minutos, con un caudal de aire por caudal de rebose entre 10 y  $14 \text{ m}^3/\text{m}^3$ . Durante la operación se logra el arrastre de la cantidad de  $\text{CO}_2$  presente en el rebose de deshidratación RC que permite elevar el pH hasta un valor superior a 8,2, que ha sido determinado como el valor óptimo para lograr una eficiente reacción de formación de estruvita. Además, se ha establecido que se requiere la recirculación del rebose RC, desde el fondo de la columna hacia la parte superior de la misma, con lo cual se garantiza prevenir la formación de espuma que perjudique el proceso.

Durante el ensayo efectuado, se ha determinado la formación de precipitados en el fondo de la columna de desorción, formados fundamentalmente por fósforo, calcio, magnesio y amonio, en diversas concentraciones, que deben ser extraídos con periodicidad e integrados al producto final.

### 9.4. Reactor de lecho fluidizado

#### Relación molar Mg:P

En las pruebas preliminares efectuadas, se ha determinado que la relación óptima molar entre el magnesio y el fósforo presente en el rebose RC debe ser de 1,6 moles de magnesio, por mol de fósforo, para lograr la máxima producción de estruvita. Para una relación molar dada Mg:P, la eliminación de fósforo y en consecuencia la formación de estruvita estará determinada por el tiempo de retención hidráulico en el reactor y la concentración de fósforo en la alimentación de éste.

#### Efecto de la concentración del P

Se ha determinado que con el aumento de la concentración se produce un incremento en la eficiencia de eliminación de fósforo y en consecuencia de la producción de estruvita. Muestras del fondo del reactor y del lecho del mismo han determinado que la concentración más baja alcanzable en el reactor se encuentra alrededor de 6 miligramos por litro. Esta concentración puede ser asumida como la de equilibrio. Los resultados obtenidos demuestran que la eficiencia del reactor en cuanto a eliminación de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  es proporcional a la velocidad de eliminación, y ésta a su vez, depende del gradiente de concentraciones de entrada y de equilibrio. A menor gradiente de concentración, menor velocidad de eliminación y menor eficiencia del proceso.

#### Efecto del tiempo de retención hidráulico

El estudio efectuado ha permitido determinar dos tiempos de retención óptimos en dependencia de la concentración de fósforo presente en la alimentación al reactor.

Para concentraciones alrededor de 30 miligramos por litro de  $\text{P-PO}_4^{3-}$ , el tiempo de retención debe ser más elevado, debido a que la velocidad de reacción es más baja al ser menor el gradiente de concentración entre la concentración de entrada y la de equilibrio; por ello el valor óptimo es de 30 minutos que se corresponde con un caudal de 1200 litros por hora.

Para una concentración más elevada (valores superiores a 40 miligramos por litro), el tiempo de retención puede ser reducido a 22,5 minutos, ya que el gradiente de concentraciones es superior y la velocidad de reacción del proceso. Este tiempo de retención se corresponde con un caudal de 1600 litros por hora.

#### Efecto de la recirculación

El estudio del efecto de la recirculación ha determinado que dicha práctica no contribuye a mejorar la eficiencia de eliminación de fósforo, y que por el contrario, se produce una reducción de la eficiencia debido a la mayor presencia de sólidos orgánicos que se van acumulando en el precipitado que se obtiene. Por consiguiente se concluye que esta operación no es necesaria.

### Decantador de finos

El decantador de finos operó satisfactoriamente durante todo el estudio. Independientemente de la concentración de los sólidos en suspensión que salen del reactor de lecho fluidizado, se logra en un TRH relativamente corto para obtener la eliminación de la mayor parte de los mismos, constituidos principalmente por cristales de estruvita. Esto implica que la mayor parte de la estruvita que pudiera escaparse del reactor debido a su menor tamaño es retenida en el decantador de finos. El tiempo de retención óptimo determinado asciende a 30 minutos.

### Calidad del producto final

El producto final consiste en un precipitado constituido en su mayor parte por un sólido cristalizado compuesto por estruvita, cuya pureza será determinada por la concentración de fósforo a la entrada del proceso y por el tiempo de retención hidráulico, así como por la calidad del rebose alimentado, es decir, los niveles de SST que presente.

De acuerdo con los datos derivados en la escala piloto, se puede obtener un producto final con una pureza de más de un 90 por cien, si se trata un rebose de deshidratación con una concentración de  $P-PO_4^{3-}$  de más de 40 miligramos por litro. Es necesario, después de la extracción del precipitado del fondo del decantador de finos o mediante la purga del propio reactor, someter el precipitado a deshidratación, con el fin de obtener un producto final con una concentración de agua por debajo de 10 por cien.

10

Estudio de integración del nuevo  
proceso en la EDAR  
Propuesta de planta a gran escala

Con los resultados obtenidos en los ensayos a escala piloto, se presenta seguidamente el esquema de una planta de estruvita a gran escala, la cual estaría compuesta por las siguientes operaciones:

- Captación del rebose procedente de las centrifugas.
- Reducción de la concentración de los sólidos flotantes y en suspensión presentes en el rebose RC.
- Incremento del pH del rebose de deshidratación RC, hasta el valor deseado, mediante el arrastre del  $\text{CO}_2$  disuelto en el rebose RC, con el empleo de aire a presión.
- Preparación del reactivo rico en magnesio disuelto a partir de la materia prima magnesita PC, consistente en el producto de calcinación de magnesita para la obtención de  $\text{MgO}$ . Para ello se utilizarán los gases de escape de la combustión del biogás producido en la depuradora.
- Inyección del rebose RC acondicionado y del reactivo magnesita PC al reactor de lecho fluidizado para lograr la reacción de formación de estruvita y la consecución del proceso de cristalización y lograr así la reducción drástica de la concentración de fósforo.
- Separación y deshidratación de la estruvita producida con vistas a su ulterior utilización como fertilizante.

Para dimensionar el esquema a gran escala de la planta para la reducción de la concentración de fósforo y de amonio y la producción de estruvita, se partió de los siguientes datos:

- Caudal de rebose de deshidratación RC:  $570 \text{ m}^3/\text{d}$
- Tiempo de operación de la sección de deshidratación: 16 h
- Caudal horario:  $36 \text{ m}^3/\text{h}$
- Concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  en el rebose RC:  $80 \text{ mg/l}$
- Concentración de  $\text{N-NH}_4^+$  en el rebose RC:  $630 \text{ mg/l}$
- pH del rebose RC: 7,65
- Cantidad media de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  a procesar  $45,6 \text{ kg/d}$
- Cantidad media de  $\text{N-NH}_4^+$  a procesar  $359,1 \text{ kg/d}$

En la figura 74 se presenta el diagrama de bloques de la planta, definido a partir de los resultados a escala piloto obtenidos.

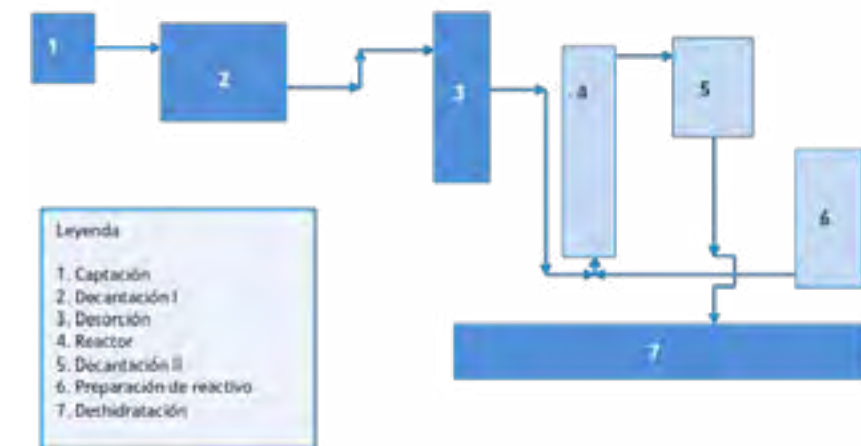
El rebose de deshidratación RC procedente de las centrifugas es recogido en un punto desde donde un sistema de bombeo (1 en la figura 74), enviará el rebose RC hacia la decantación (2), donde, a un tiempo de retención de 2,5 horas, se reducirá la concentración de sólidos en suspensión y flotantes hasta el valor aceptable para el proceso posterior (3), esto implica una eficiencia de eliminación de sólidos mayor del 85 por cien.

Estos sólidos, en forma de un lodo cuyo volumen es  $2,8 \text{ metros cúbicos por hora}$ , con una concentración al 5 por cien, serán recirculados a la centrifugación.

En la columna de desorción (3), mediante la aplicación de aire a presión a razón de  $14 \text{ metros cúbicos por metro cúbico de rebose de deshidratación RC}$ , y a un tiempo de retención hidráulico de 7 minutos, se producirá un incremento del pH desde 7,65 hasta un valor, como mínimo, de 8,2. Se efectuará, al mismo tiempo, el bombeo del rebose desde el fondo de la columna de desorción hasta su parte superior, a un caudal igual al de alimentación de dicho sobrenadante, a fin de eliminar la formación de espumas.

El rebose RC, al pH adecuado, se alimentará por bombeo al reactor de lecho fluidizado (4), a un caudal en dirección de flujo ascendente, a un tiempo de retención hidráulico total de 23 minutos. Dentro del reactor la corriente de rebose se mezclará con la corriente de reactivo, esta última a un caudal tal que garantice una relación molar  $\text{Mg:P-PO}_4^{3-}$  de 1,6.

Figura 74. Diagrama de bloques



Considerando la concentración de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  de  $80 \text{ miligramos por litro}$  y un caudal de  $33,2 \text{ metros cúbicos por hora}$ , la cantidad de fósforo a tratar por hora sería de  $2,7 \text{ kilogramos}$ ; Esto equivale a  $87 \text{ moles por hora de P-PO}_4^{3-}$ , que para que se efectúe la reacción requieren  $139,2 \text{ moles de magnesio}$ , o sea,  $3,3 \text{ kilogramos de magnesio por hora}$ .

Para una concentración de magnesio en el reactivo de  $500 \text{ miligramos por litro}$ , el caudal de alimentación de reactivo al reactor desde los depósitos de preparación de reactivo (6), será de  $6,6 \text{ metros cúbicos por hora}$ .

Para la preparación de reactivo se requieren dos depósitos que funcionarían en paralelo; uno en etapa de preparación, y el otro en etapa de alimentación al reactor.

Para la preparación del reactivo se utilizará el sobrenadante del decantador de finos (5), de esta manera se ahorraría un 10 por ciento del reactivo magnesita PC. El reactivo ya preparado se bombearía directamente al reactor desde el depósito de preparación correspondiente y a un caudal dependiente del caudal de rebose RC y su concentración de fósforo.

El efluente del reactor iría al decantador de finos (5), donde se eliminarían por decantación las partículas de estruvita más pequeñas, y el 80 por cien del sobrenadante pasaría nuevamente a la depuradora en cabecera.

El lodo decantado en el decantador de finos, constituido en su mayor parte por estruvita, será extraído diariamente y deshidratado para su empleo como fertilizante. La deshidratación se efectuaría en un lecho de secado solar (7), equivalente al que se muestra en la figura 85.

La deshidratación se efectuaría en un lecho donde, en  $48 \text{ horas}$  se efectuará el secado del precipitado obtenido en el lecho fluidizado, y en  $72 \text{ horas}$  del decantador de finos, desde una humedad libre de  $82,3 \text{ por cien}$ , hasta un producto cristalino con una humedad de  $11 \text{ por cien}$ .

A partir de los datos de partida comentados en los párrafos anteriores se procedió a dimensionar cada uno de los componentes de la planta.

### 10.1. Captación

El objetivo de la captación es el trasvase del rebose generado en la operación unitaria de centrifugación hacia la operación unitaria de decantación.

Para ello serán necesarias dos bombas con una capacidad de bombeo de 36 metros cúbicos por hora. Una de esas bombas estará en operación, mientras que la otra estará en reserva. Se sugiere el empleo de bombas centrífugas de impelente abierto, capaces de bombear líquidos con una concentración moderada de sólidos en suspensión de origen orgánico, (2000-4000 miligramos por litro). La capacidad de la arqueta de bombeo será de 1 metro cúbico y tendrá las siguientes dimensiones:

- Profundidad: 1,0 metros
- Ancho: 1,0 metros
- Largo: 1,0 metros

### 10.2. Decantación

El objetivo de la decantación es la reducción de la concentración de SST presentes en el rebose, mediante mecanismos de sedimentación y flotación.

De acuerdo con los resultados a escala piloto, la concentración de SST disminuye hasta valores de 200-400 miligramos por litro, para un TRH en el decantador de 2,5 horas como mínimo. Para ese tiempo de retención, la carga superficial correspondiente es de 1,55 metros cúbicos por metro cuadrado y hora.

El volumen de lodos sedimentados y flotantes que se generaría en el decantador sería de 7,8 por cien. Por consiguiente, para un caudal diario de 570 metros cúbicos, la cantidad de lodo sería de 44,6 metros cúbicos como promedio, o sea, 2,8 metros cúbicos a la hora. Para un TRH de 2,5 horas, el volumen de operación del decantador será de: 90 metros cúbicos.

Las dimensiones serán:

- Diámetro: 5,5 metros
- Altura de la sección cilíndrica: 3,87 metros
- Altura de la sección cónica: 0,95 metros

En las figuras 75 y 76 se incluyen las vistas superior y lateral del decantador, respectivamente.

Figura 75. Vista superior del decantador

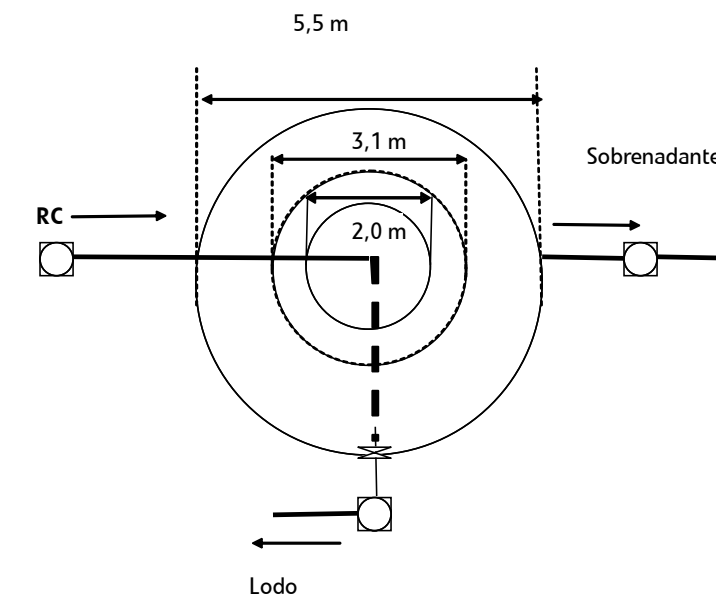
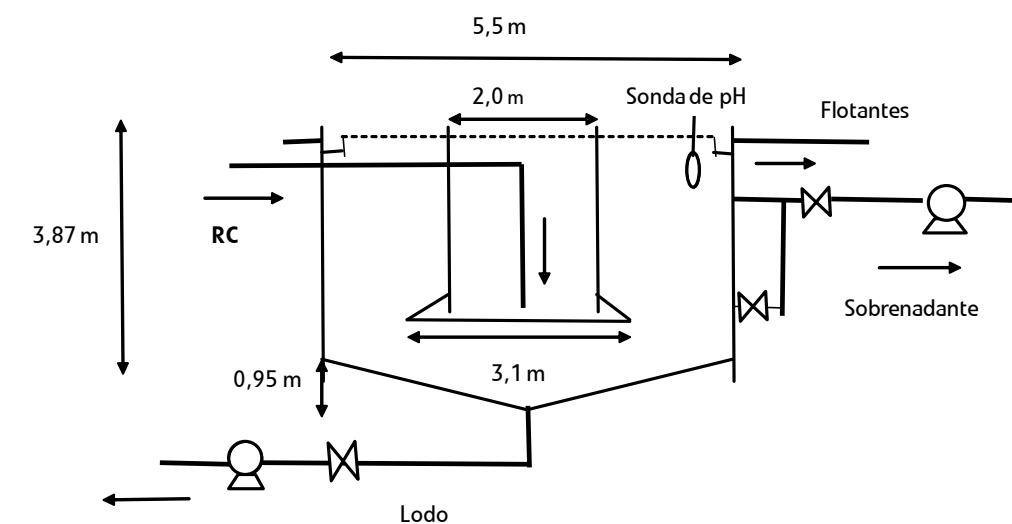


Figura 76. Vista lateral del decantador



### 10.3. Columna de desorción

El objetivo de la columna de desorción es la reducción de los niveles de dióxido de carbono mediante la aplicación de aire a presión, empleando difusores de burbuja fina y así elevar el pH del rebose de deshidratación RC hasta el valor deseado para el proceso.

La relación óptima de aire-rebose RC es de 10 metros cúbicos de aire por metro cúbico de rebose. Para el procesamiento de 33,2 metros cúbicos por hora de rebose de deshidratación RC, se requieren 332 metros cúbicos por hora de aire.

El volumen efectivo de la columna de desorción para un TRH de 7 minutos es de 3,9 metros cúbicos, siendo el volumen total de 5,5 metros cúbicos.

Las dimensiones de la columna serían las siguientes:

- Diámetro: 1,3 metros
- Altura: 3,3 metros

El fondo de la columna sería cónico y la misma tendría rebosos ubicados a las alturas de 0,8; 1,6; y 2,4 metros. La columna, además, poseerá una tubería de descarga por el fondo, con el fin de evacuar los sólidos que pudiesen acumularse en su base y que serían evacuados en el momento de la limpieza de la columna.

El rebose RC, al pH adecuado, sería extraído de la columna desde su parte inferior y bombeado hacia el reactor de lecho fluidizado al caudal máximo de 33,2 metros cúbicos por hora.

Figura 77. Vista superior de la columna de desorción

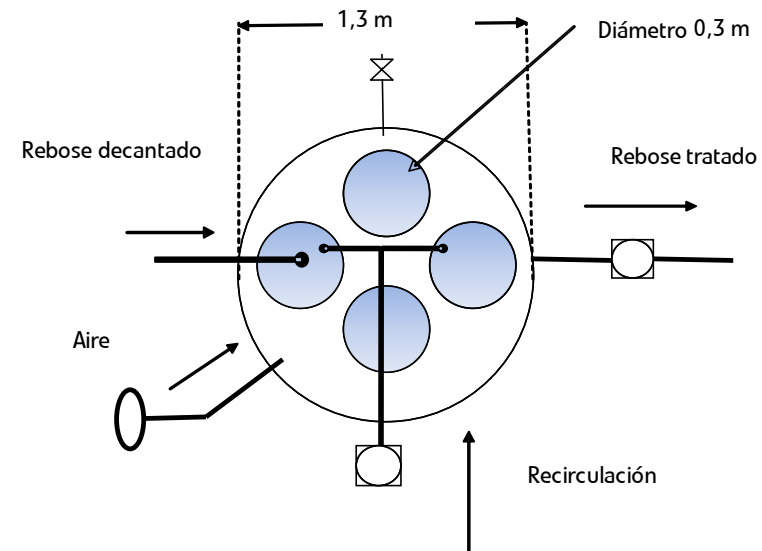
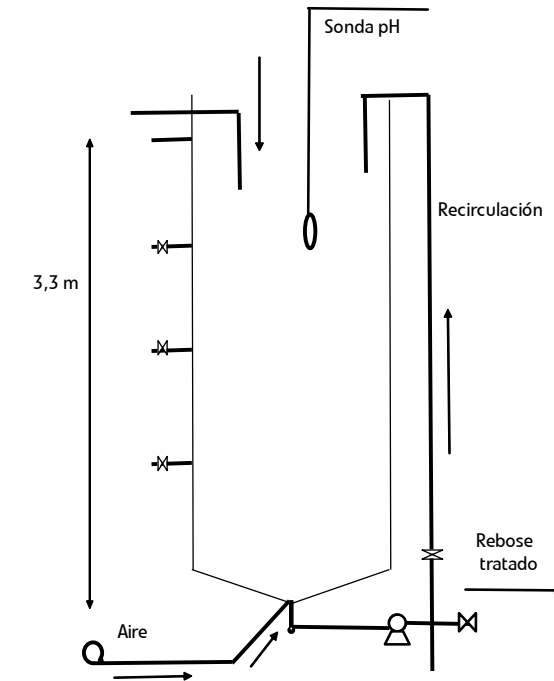


Figura 78. Vista lateral de la columna de desorción



### 10.4. Reactor de lecho fluidizado

El objetivo del reactor de lecho fluidizado es procurar la reacción de formación de estruvita entre el fósforo disuelto, el magnesio y el amonio presentes en el rebose RC, para dar lugar al fosfato amónico de magnesio (estruvita). Para ello, por la parte inferior del reactor entrará un conducto con el rebose de deshidratación RC pretratado, y otro conducto con el reactivo de magnesio.

El tiempo de retención hidráulico total óptimo para el proceso ha sido determinado en 23 minutos. Esto, de acuerdo con la geometría del reactor a escala piloto, se corresponde con los siguientes tiempos de retención:

- Zona de reacción: 2 minutos
- Zona de nucleación y cristalización: 3 minutos
- Zona de crecimiento: 3 minutos
- Zona de decantación: 15 minutos

Por tanto, a partir de los valores de eficiencia de más de un 90 por cien, con un TRH total de 23 minutos, y los tiempos parciales mencionados, se puede determinar el volumen total del reactor y de las zonas correspondientes:

- Volumen total del reactor: 12,7 m<sup>3</sup>
- Volumen de la zona de reacción: 1,1 m<sup>3</sup>
- Volumen de la zona de nucleación y cristalización: 1,8 m<sup>3</sup>
- Volumen de la zona de crecimiento: 1,8 m<sup>3</sup>
- Volumen de la zona de decantación: 8,0 m<sup>3</sup>

Las velocidades lineales ascendentes, determinadas en el lecho fluidizado a escala piloto, para el caudal de 1600 litros por hora son:

- Zona de reacción: 152 cm/minuto
- Zona de nucleación y cristalización: 54,3 cm/minuto
- Zona de crecimiento: 38,4 cm/minuto
- Zona de decantación: 4 cm/minuto

El área de cada sección para el reactor a gran escala sería:

- Zona de reacción: 0,36 m<sup>2</sup>, diámetro nominal 0,68 metros
- Zona de nucleación y cristalización: 1,02 m<sup>2</sup>; diámetro nominal 1,14 metros
- Zona de crecimiento: 1,44 m<sup>2</sup>; diámetro nominal 1,35 metros
- Zona de decantación: 13,8 m<sup>2</sup>; diámetro nominal 4,19 metros

Las alturas de cada una de las zonas se dan a continuación:

- Zona de reacción: 3,05 metros
- Zona de nucleación y cristalización: 1,76 metros
- Zona de crecimiento: 1,25 metros
- Zona de decantación: 0,6 metros
- Zona de transición: 0,6 metros

La altura total del reactor sería de: 7,26 metros.

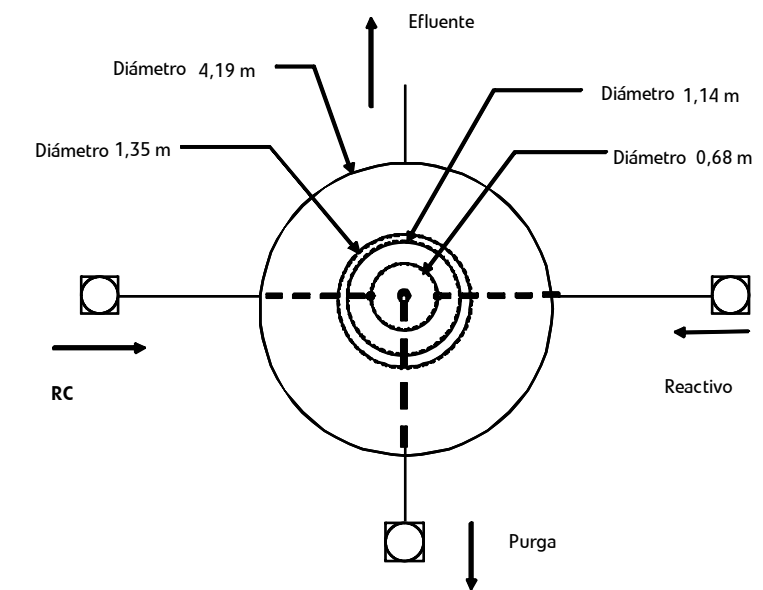
Las figuras 79 y 80 presentan las vistas superior y lateral, respectivamente, del reactor.

### 10.5. Decantador de finos

El objetivo del decantador de finos es la retención de las partículas de precipitado, constituido principalmente por estruvita, pero de dimensiones inferiores a 100 micras. Estas partículas no son retenidas en el reactor y escapan formando una suspensión que sedimenta con facilidad en un decantador.

En las pruebas en cono Imhoff efectuadas, así como los análisis de SST en las muestras de efluente del reactor y del decantador de finos en la Planta Piloto, se ha determinado un tiempo de retención óptimo de 30 minutos, para lograr la retención de la mayor cantidad de cristales de estruvita como precipitado.

Figura 79. Vista superior del reactor



Para un caudal de 33,2 metros cúbicos por hora y una retención de partículas máxima como precipitado se requiere un decantador con una capacidad de 16,2 metros cúbicos. El volumen total de decantador sería de 22,4 metros cúbicos. El volumen de precipitado que se genera en el decantador, para un caudal de operación de 33,2 metros cúbicos por hora es de 5 litros por metro cúbico de efluente del lecho fluidizado. Al procesarse diariamente como promedio, 526 metros cúbicos de rebose decantado, la cantidad de precipitado que se generaría alcanza el valor de 2,8 metros cúbicos. Este precipitado está constituido en más de un 80 por cien por estruvita y precisa ser deshidratado, con lo que su cantidad se reduciría en un 90 por cien.

Las dimensiones del decantador de finos serían:

- Altura: 2,1 metros
- Diámetro: 3,6 metros

Las figuras 81 y 82 ilustran la vista superior y lateral, respectivamente, del decantador de finos.

Figura 80. Vista lateral del reactor

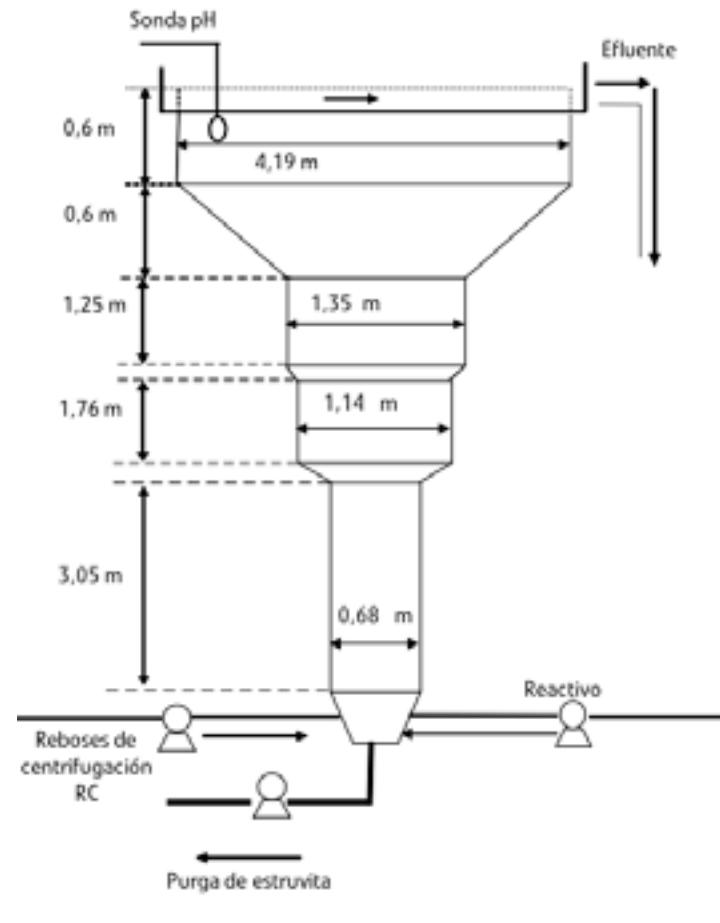


Figura 81. Vista superior del decantador de finos

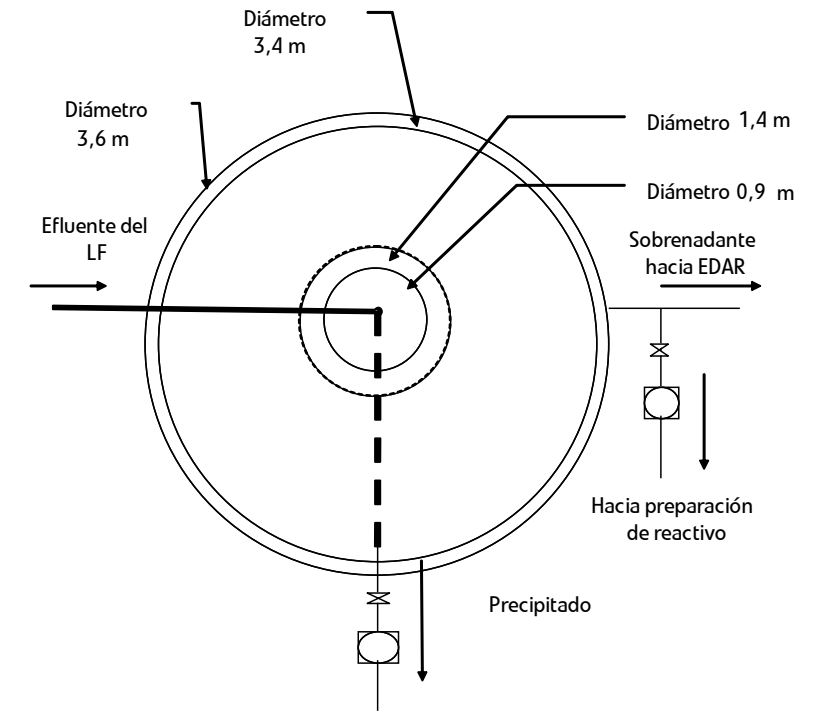
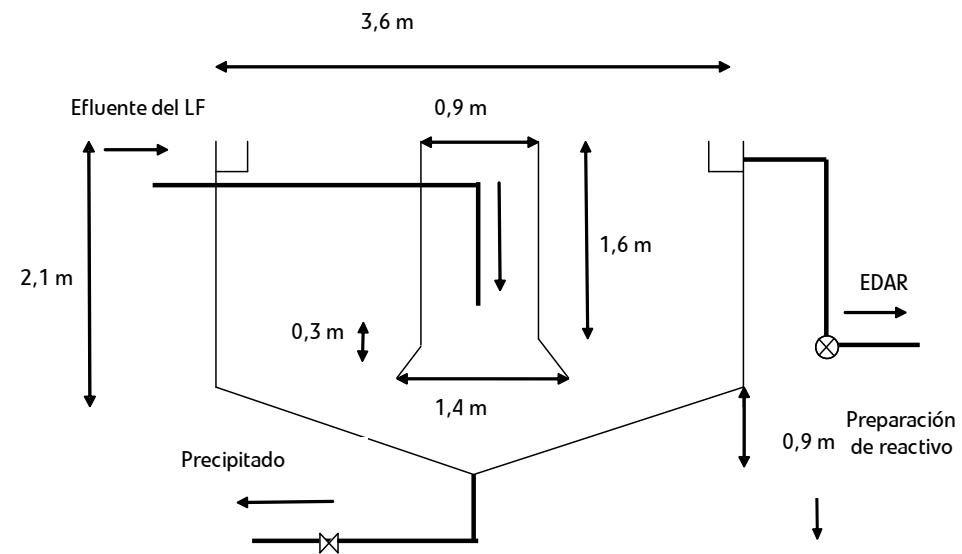




Figura 82. Vista lateral del decantador de finos



### 10.6. Depósitos de preparación de reactivo

El objetivo de los depósitos de preparación de reactivo es, a partir del subproducto de calcinación magnesita PC, obtener un reactivo rico en magnesio disuelto. Para ello, se necesita la solubilización del magnesio, que se encuentra en forma de óxido, mediante una corriente de gas conteniendo dióxido de carbono. La experiencia a escala piloto ha demostrado que el uso de gases procedentes de la combustión del biogás logra la disolución deseada de magnesio, en forma de bicarbonato de magnesio, que es soluble en el agua.

Considerando el caudal de 33,2 metros cúbicos por hora, con una concentración de  $P-PO_4^{3-}$  de 80 miligramos por litro, y de acuerdo a lo descrito previamente, el caudal requerido de reactivo es de 6,6 metros cúbicos por hora. De acuerdo a los datos obtenidos en la Planta Piloto, el tiempo de retención necesario para alcanzar la concentración de 500 miligramos por litro es de 3 horas. Por tanto, el volumen requerido de trabajo de los dos depósitos sería de 20,3 metros cúbicos, y su volumen total 30,5 metros cúbicos, con el objetivo de dejar un volumen de reserva.

El caudal de gases procedentes de la combustión a emplear en este proceso ascendería a 192 metros cúbicos por hora, con una concentración de  $CO_2$  de un 10 por cien, tal y como se ha constatado en los análisis efectuados en los estudios a escala piloto.

Como se ha explicado previamente, se propone la instalación de dos depósitos uno de ellos en fase de preparación de reactivo mientras el otro se encuentre alimentando el proceso de formación de estruvita.

Para la preparación de reactivo se utilizará parte del sobrenadante del decantador de finos (6,6 metros cúbicos por hora), que representa el 20 por cien del caudal total, con el objetivo de reducir en un 10 por cien el consumo de magnesita PC.

Ambos depósitos tendrán instalados sendos agitadores mecánicos, que operarán durante la fase de preparación de reactivo de forma continua, y durante la fase de alimentación de forma intermitente.

Las dimensiones de los depósitos serían las siguientes:

- Diámetro: 3,3 metros
- Altura total: 3,5 metros
- Altura de la parte cilíndrica: 2,9 metros
- Altura de cono: 0,5 metros

Las figuras 83 y 84 presentan la vista superior y lateral, respectivamente, de los depósitos de preparación de reactivo.

Figura 83. Vista superior de uno de los depósitos de preparación de reactivo, con la configuración de los difusores de gas

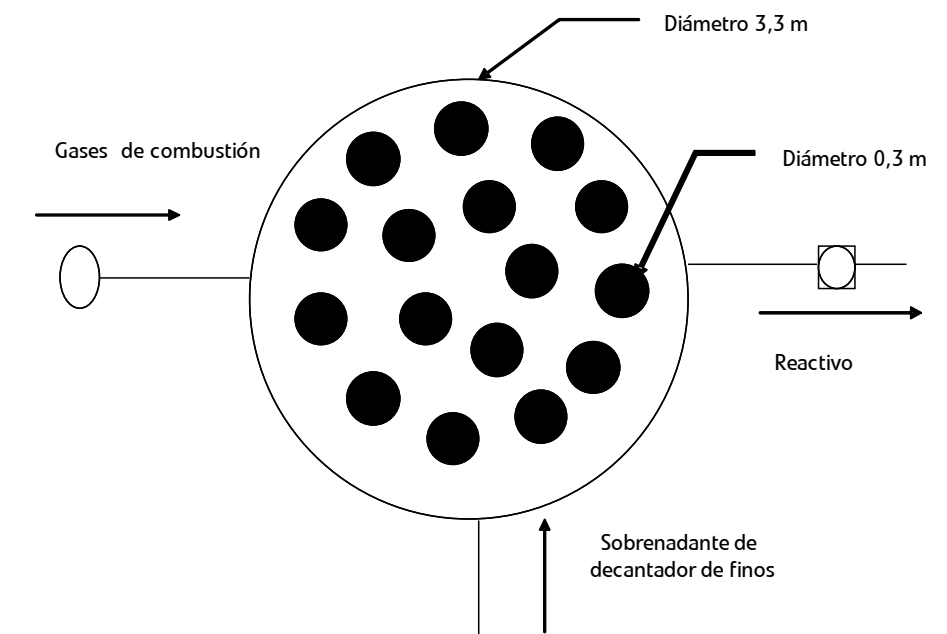
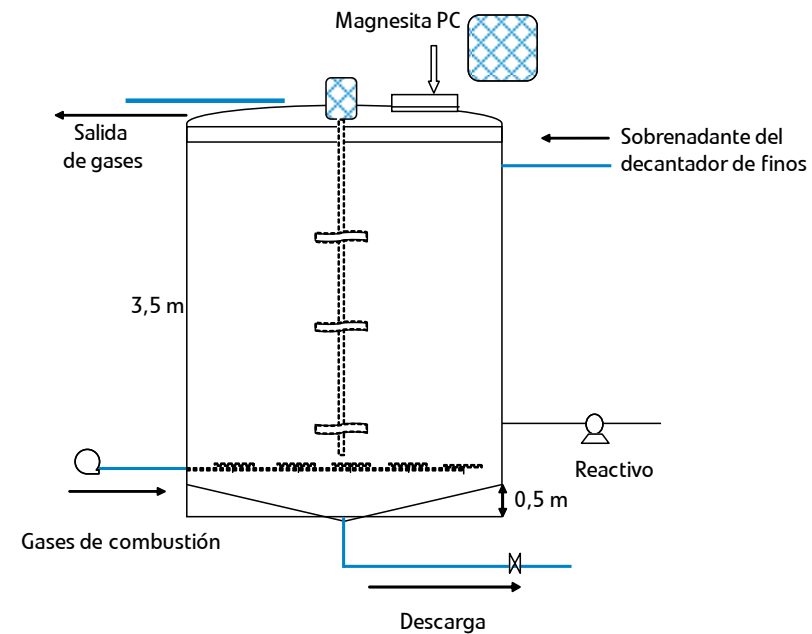


Figura 84. Vista lateral de uno de los depósitos de preparación de reactivo



### 10.7. Deshidratación del precipitado

El objetivo de este proceso es la disminución del contenido de humedad del precipitado de estruvita que se genera en el reactor, que en condiciones de operación continua debe efectuarse cada dos días, y la extracción del precipitado acumulado en el decantador de finos, que se efectuaría diariamente.

Ambos precipitados presentan un 82,3 por cien de humedad, como promedio, de acuerdo con los resultados a escala piloto, y se tiene que reducir esa humedad hasta un 11 por cien. Para ello, se ensayó, durante el plan experimental, el empleo de secado solar con un periodo de retención de 48 horas, para el precipitado del reactor y 72 horas, para el precipitado del decantador de finos.

Para la determinación de las características del proceso de deshidratación del precipitado, se tomará como base la eliminación de fósforo que tiene lugar en el reactor. La cantidad total de fósforo que accede al reactor de lecho fluidizado es de 42 kilogramos por día, considerando una eliminación de  $P-PO_4^{3-}$  del 90 por ciento, de acuerdo a los resultados previos obtenidos a escala piloto, la cantidad de fósforo que sale del proceso sería de 4,2 kilogramos por día.

Por consiguiente, la cantidad de fósforo extraída sería 37,8 kilogramos por día, que equivale a la producción de 420,5 kilogramos de precipitado.

Para mantener el proceso en óptimo funcionamiento, es preciso efectuar una purga del reactor cada dos días, es decir, que cada dos días se deben retirar del reactor 8,0 metros cúbicos de precipitado.

Sería necesario la construcción de dos lechos de secado, uno para el precipitado procedente del decantador de finos cuyo tiempo de secado sería de 3 días, y otro cuyo tiempo de secado sería de dos días.

Para el lecho de secado del precipitado del decantador de finos, considerando un espesor de 30 centímetros de lecho, se requeriría un área de 28 metros cuadrados, dividido en tres celdas cada una de 9,3 metros cuadrados. Mientras que para la purga del reactor el área de secado necesaria sería igualmente de 27 metros cuadrados, pero sólo una celda en este caso. En total serían 55 metros cuadrados de área de secado.

Figura 85. Ejemplo de lecho de secado



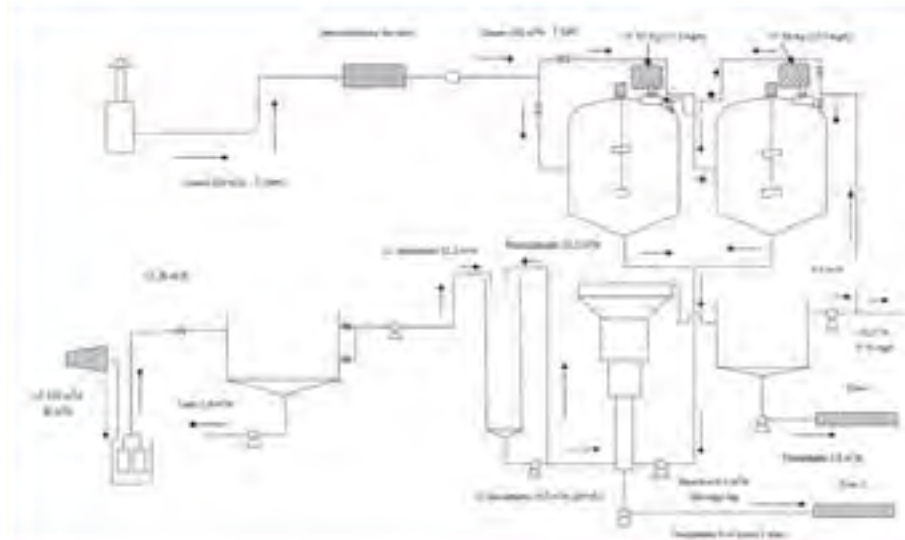
### 10.8. Producto final

El producto final del proceso de eliminación de fósforo con producción de estruvita, sería una masa cristalina con más de un 80 por cien de cristales de estruvita. Durante el proceso de secado la concentración de agua pasaría de 87 al 11 por cien, con lo cual la cantidad de producto final con ese contenido de humedad sería de 420,2 kilogramos por día. Este producto estaría destinado al uso agrícola, al presentar elevados niveles de magnesio, fósforo y nitrógeno, y concentraciones en metales tóxicos muy inferiores a los límites establecidos por la norma europea.

### 10.9. Diagrama de flujo de la planta

La figura 86 ilustra el diagrama de flujo de la planta a gran escala.

Figura 86. Diagrama de flujo de la planta



"A": Magnesita calidad PC      LC: Reboses de deshidratación por centrifugación de lodos de digestión anaerobia, RC

11

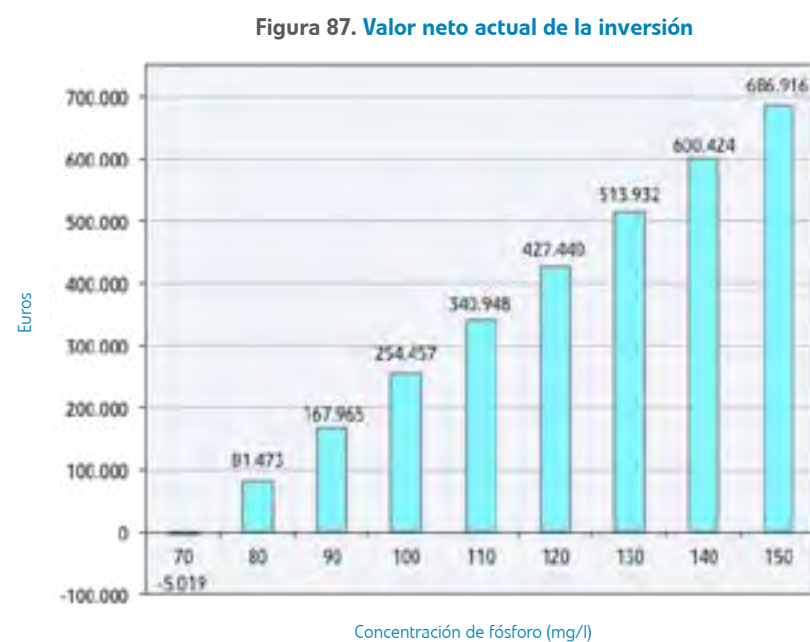
Análisis económico

En las conclusiones finales expuestas en detalle en el capítulo 9, se estableció que los ensayos realizados en la Planta Piloto han permitido comprobar la viabilidad de la tecnología a prueba en condiciones industriales, tanto en la producción de estruvita, como en su pureza.

El coste de construcción de una planta a escala industrial, capaz de tratar 570 metros cúbicos al día de rebose de deshidratación RC asciende a 508.005 euros.

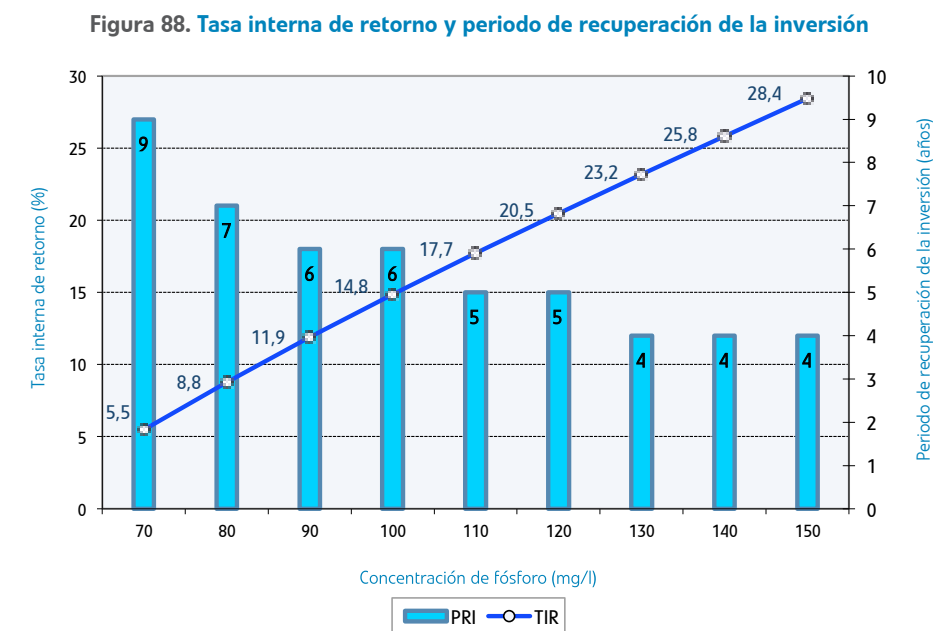
Para valorar la viabilidad de esta inversión se ha calculado su valor neto actual (VNA), tasa interna de retorno (TIR) y el periodo de recuperación de la inversión (PRI), para distintos valores de concentración de fósforo disuelto en el rebose RC y un horizonte de diez años.

En la figura 87 se incluye el VNA, para distintas concentraciones de fósforo. En ella se puede observar que la inversión sólo es viable, en un periodo de diez años, para concentraciones de fósforo en el rebose RC superiores a 70 miligramos por litro.



La figura 88 presenta la tasa interna de retorno (TIR) y el periodo de recuperación de la inversión (PRI). La TIR tiene un crecimiento lineal, respecto a la concentración de fósforo, comenzando en un 8,8 por cien para 80 miligramos por litro, y alcanzando el 32,8 por cien para 150 miligramos por litro.

El periodo de recuperación disminuye al aumentar la concentración, dando un valor máximo de 7 y un mínimo de 3 años.



Como punto de partida de la valoración económica se han tomado las siguientes condiciones:

- Número de horas de funcionamiento de la planta: 16 horas/día
- Retorno de rebose a la EDAR: 2,8 m<sup>3</sup>/hora
- Operatividad anual: 365 días/año

En los siguientes párrafos se detalla cómo se han valorado las variaciones de los costes de producción por el hecho de eliminar fósforo en una EDAR, así como el beneficio esperable por la venta de estruvita.

La tabla 76 presenta el plan de negocio, para una concentración de fósforo de 80 miligramos por litro.

Tabla 76. Plan de negocio

Planta de Estruvita a escala industrial en EDAR de 55.000 m <sup>3</sup> /d																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
Planta a escala industrial de Estruvita en EDAR de 55.000 m <sup>3</sup> /d Flujo tratado: escurrido de centrifugas																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
Plan de Negocio Tasa descuento 5,68%																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
Sustitución de tratamiento de eliminación de P por precipitación química con Cl <sub>2</sub> Fe																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
<b>Datos de Partida</b>			<b>Características de la estruvita</b>																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
Volumen RC	570	m <sup>3</sup> /d	Producción	4,56	kg Epi/kg Pinf	Humedad	11%																																																																																																																																																																																																																																																																																																																
Concentración de Pinf en RC	80	mg/l	Precio Venta	340,00	€/Tn	Pureza	80%																																																																																																																																																																																																																																																																																																																
Volumen RC Decantado	525,2	m <sup>3</sup> /d	<b>Características del proceso</b>																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
Eficiencia del Proceso	0,9		Magnesita PC	4,03	kg PC/kg Pinf	Consumo anual	67,058676																																																																																																																																																																																																																																																																																																																
Kg P precipitado	37.8144	kg P precipitado/d	Precio Venta	0,13	€/kg PC																																																																																																																																																																																																																																																																																																																		
<table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>0</th> <th>1</th> <th>2</th> <th>3</th> <th>4</th> <th>5</th> <th>6</th> <th>7</th> <th>8</th> <th>9</th> <th>10</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td><b>Ventas</b></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>Estruvita</td> <td></td> <td>52.139</td> <td>52.139</td> <td>52.139</td> <td>52.139</td> <td>52.139</td> <td>52.139</td> <td>52.139</td> <td>52.139</td> <td>52.139</td> <td>52.139</td> </tr> <tr> <td><b>Costes</b></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>Magnesita PC</td> <td></td> <td>8.718</td> <td>8.718</td> <td>8.718</td> <td>8.718</td> <td>8.718</td> <td>8.718</td> <td>8.718</td> <td>8.718</td> <td>8.718</td> <td>8.718</td> </tr> <tr> <td>Precipitación Química Cl<sub>2</sub>Fe</td> <td></td> <td>-49.171</td> <td>-49.171</td> <td>-49.171</td> <td>-49.171</td> <td>-49.171</td> <td>-49.171</td> <td>-49.171</td> <td>-49.171</td> <td>-49.171</td> <td>-49.171</td> </tr> <tr> <td>Gestión Fangos</td> <td></td> <td>-10.529</td> <td>-10.529</td> <td>-10.529</td> <td>-10.529</td> <td>-10.529</td> <td>-10.529</td> <td>-10.529</td> <td>-10.529</td> <td>-10.529</td> <td>-10.529</td> </tr> <tr> <td>Energía, personal y equipos</td> <td></td> <td>-8.160</td> <td>-8.160</td> <td>-8.160</td> <td>-8.160</td> <td>-8.160</td> <td>-8.160</td> <td>-8.160</td> <td>-8.160</td> <td>-8.160</td> <td>-8.160</td> </tr> <tr> <td>Polelectrolito</td> <td></td> <td>-4.688</td> <td>-4.688</td> <td>-4.688</td> <td>-4.688</td> <td>-4.688</td> <td>-4.688</td> <td>-4.688</td> <td>-4.688</td> <td>-4.688</td> <td>-4.688</td> </tr> <tr> <td>Transporte a vertedero</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>Mantenimiento CO<sub>2</sub></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td><b>Margen Bruto</b></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>Personal</td> <td></td> <td>15.000</td> <td>15.000</td> <td>15.000</td> <td>15.000</td> <td>15.000</td> <td>15.000</td> <td>15.000</td> <td>15.000</td> <td>15.000</td> <td>15.000</td> </tr> <tr> <td>Energía</td> <td></td> <td>20.000</td> <td>20.000</td> <td>20.000</td> <td>20.000</td> <td>20.000</td> <td>20.000</td> <td>20.000</td> <td>20.000</td> <td>20.000</td> <td>20.000</td> </tr> <tr> <td><b>Cash Flow Operativo</b></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>Inversión</td> <td>508.005</td> <td>6.000</td> <td>6.000</td> <td>6.000</td> <td>6.000</td> <td>6.000</td> <td>6.000</td> <td>6.000</td> <td>6.000</td> <td>6.000</td> <td>6.000</td> </tr> <tr> <td>Valor residual o de liquidación</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td>50.801</td> </tr> <tr> <td><b>Flujo de caja libre</b></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td>-508.005</td> <td>74.969</td> <td>74.969</td> <td>74.969</td> <td>74.969</td> <td>74.969</td> <td>74.969</td> <td>74.969</td> <td>74.969</td> <td>74.969</td> <td>125.769</td> </tr> <tr> <td colspan="12"> <table border="1"> <tr> <td>VAN</td> <td>81.473</td> </tr> <tr> <td>TIR</td> <td>8,8%</td> </tr> <tr> <td>PAYBACK</td> <td>7</td> </tr> </table> </td> </tr> <tr> <td colspan="12"> <table border="1"> <thead> <tr> <th colspan="3">Coste evitado de Cl<sub>2</sub>Fe y Polelectrolito por Precipitación Química</th> <th colspan="3">Producción de fangos evitada</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td colspan="3"><b>Datos de Partida</b></td> <td colspan="3">Moles P precipitado 1.220</td> </tr> <tr> <td>Cl<sub>2</sub>Fe utilizado</td> <td>7,50</td> <td>Kg Cl<sub>2</sub>Fe/Kg P precipitado</td> <td>Moles PO<sub>4</sub>Fe</td> <td>1.220</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Riqueza</td> <td>40%</td> <td></td> <td>Moles Fe (OH)<sub>3</sub></td> <td>525</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Precio</td> <td>0,19</td> <td>€/ Kg</td> <td>Kg Fangos</td> <td>240</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Polelectrolito</td> <td>2</td> <td>g Polelectrolito / 100 m<sup>3</sup> inf EDAR</td> <td>Volumen 25% secado</td> <td>0,962</td> <td>m<sup>3</sup>/d</td> </tr> <tr> <td>Precio</td> <td>3,1</td> <td>€/kg</td> <td colspan="3"></td> </tr> </tbody> </table> </td> </tr> </tbody> </table>													0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	<b>Ventas</b>												Estruvita		52.139	52.139	52.139	52.139	52.139	52.139	52.139	52.139	52.139	52.139	<b>Costes</b>												Magnesita PC		8.718	8.718	8.718	8.718	8.718	8.718	8.718	8.718	8.718	8.718	Precipitación Química Cl <sub>2</sub> Fe		-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	Gestión Fangos		-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	Energía, personal y equipos		-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	Polelectrolito		-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	Transporte a vertedero												Mantenimiento CO <sub>2</sub>												<b>Margen Bruto</b>												Personal		15.000	15.000	15.000	15.000	15.000	15.000	15.000	15.000	15.000	15.000	Energía		20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	<b>Cash Flow Operativo</b>												Inversión	508.005	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000	Valor residual o de liquidación											50.801	<b>Flujo de caja libre</b>													-508.005	74.969	74.969	74.969	74.969	74.969	74.969	74.969	74.969	74.969	125.769	<table border="1"> <tr> <td>VAN</td> <td>81.473</td> </tr> <tr> <td>TIR</td> <td>8,8%</td> </tr> <tr> <td>PAYBACK</td> <td>7</td> </tr> </table>												VAN	81.473	TIR	8,8%	PAYBACK	7	<table border="1"> <thead> <tr> <th colspan="3">Coste evitado de Cl<sub>2</sub>Fe y Polelectrolito por Precipitación Química</th> <th colspan="3">Producción de fangos evitada</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td colspan="3"><b>Datos de Partida</b></td> <td colspan="3">Moles P precipitado 1.220</td> </tr> <tr> <td>Cl<sub>2</sub>Fe utilizado</td> <td>7,50</td> <td>Kg Cl<sub>2</sub>Fe/Kg P precipitado</td> <td>Moles PO<sub>4</sub>Fe</td> <td>1.220</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Riqueza</td> <td>40%</td> <td></td> <td>Moles Fe (OH)<sub>3</sub></td> <td>525</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Precio</td> <td>0,19</td> <td>€/ Kg</td> <td>Kg Fangos</td> <td>240</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Polelectrolito</td> <td>2</td> <td>g Polelectrolito / 100 m<sup>3</sup> inf EDAR</td> <td>Volumen 25% secado</td> <td>0,962</td> <td>m<sup>3</sup>/d</td> </tr> <tr> <td>Precio</td> <td>3,1</td> <td>€/kg</td> <td colspan="3"></td> </tr> </tbody> </table>												Coste evitado de Cl <sub>2</sub> Fe y Polelectrolito por Precipitación Química			Producción de fangos evitada			<b>Datos de Partida</b>			Moles P precipitado 1.220			Cl <sub>2</sub> Fe utilizado	7,50	Kg Cl <sub>2</sub> Fe/Kg P precipitado	Moles PO <sub>4</sub> Fe	1.220		Riqueza	40%		Moles Fe (OH) <sub>3</sub>	525		Precio	0,19	€/ Kg	Kg Fangos	240		Polelectrolito	2	g Polelectrolito / 100 m <sup>3</sup> inf EDAR	Volumen 25% secado	0,962	m <sup>3</sup> /d	Precio	3,1	€/kg			
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
<b>Ventas</b>																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
Estruvita		52.139	52.139	52.139	52.139	52.139	52.139	52.139	52.139	52.139	52.139																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
<b>Costes</b>																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
Magnesita PC		8.718	8.718	8.718	8.718	8.718	8.718	8.718	8.718	8.718	8.718																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
Precipitación Química Cl <sub>2</sub> Fe		-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171	-49.171																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
Gestión Fangos		-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529	-10.529																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
Energía, personal y equipos		-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160	-8.160																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
Polelectrolito		-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688	-4.688																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
Transporte a vertedero																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
Mantenimiento CO <sub>2</sub>																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
<b>Margen Bruto</b>																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
Personal		15.000	15.000	15.000	15.000	15.000	15.000	15.000	15.000	15.000	15.000																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
Energía		20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
<b>Cash Flow Operativo</b>																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
Inversión	508.005	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
Valor residual o de liquidación											50.801																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
<b>Flujo de caja libre</b>																																																																																																																																																																																																																																																																																																																							
	-508.005	74.969	74.969	74.969	74.969	74.969	74.969	74.969	74.969	74.969	125.769																																																																																																																																																																																																																																																																																																												
<table border="1"> <tr> <td>VAN</td> <td>81.473</td> </tr> <tr> <td>TIR</td> <td>8,8%</td> </tr> <tr> <td>PAYBACK</td> <td>7</td> </tr> </table>												VAN	81.473	TIR	8,8%	PAYBACK	7																																																																																																																																																																																																																																																																																																						
VAN	81.473																																																																																																																																																																																																																																																																																																																						
TIR	8,8%																																																																																																																																																																																																																																																																																																																						
PAYBACK	7																																																																																																																																																																																																																																																																																																																						
<table border="1"> <thead> <tr> <th colspan="3">Coste evitado de Cl<sub>2</sub>Fe y Polelectrolito por Precipitación Química</th> <th colspan="3">Producción de fangos evitada</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td colspan="3"><b>Datos de Partida</b></td> <td colspan="3">Moles P precipitado 1.220</td> </tr> <tr> <td>Cl<sub>2</sub>Fe utilizado</td> <td>7,50</td> <td>Kg Cl<sub>2</sub>Fe/Kg P precipitado</td> <td>Moles PO<sub>4</sub>Fe</td> <td>1.220</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Riqueza</td> <td>40%</td> <td></td> <td>Moles Fe (OH)<sub>3</sub></td> <td>525</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Precio</td> <td>0,19</td> <td>€/ Kg</td> <td>Kg Fangos</td> <td>240</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Polelectrolito</td> <td>2</td> <td>g Polelectrolito / 100 m<sup>3</sup> inf EDAR</td> <td>Volumen 25% secado</td> <td>0,962</td> <td>m<sup>3</sup>/d</td> </tr> <tr> <td>Precio</td> <td>3,1</td> <td>€/kg</td> <td colspan="3"></td> </tr> </tbody> </table>												Coste evitado de Cl <sub>2</sub> Fe y Polelectrolito por Precipitación Química			Producción de fangos evitada			<b>Datos de Partida</b>			Moles P precipitado 1.220			Cl <sub>2</sub> Fe utilizado	7,50	Kg Cl <sub>2</sub> Fe/Kg P precipitado	Moles PO <sub>4</sub> Fe	1.220		Riqueza	40%		Moles Fe (OH) <sub>3</sub>	525		Precio	0,19	€/ Kg	Kg Fangos	240		Polelectrolito	2	g Polelectrolito / 100 m <sup>3</sup> inf EDAR	Volumen 25% secado	0,962	m <sup>3</sup> /d	Precio	3,1	€/kg																																																																																																																																																																																																																																																																					
Coste evitado de Cl <sub>2</sub> Fe y Polelectrolito por Precipitación Química			Producción de fangos evitada																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
<b>Datos de Partida</b>			Moles P precipitado 1.220																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
Cl <sub>2</sub> Fe utilizado	7,50	Kg Cl <sub>2</sub> Fe/Kg P precipitado	Moles PO <sub>4</sub> Fe	1.220																																																																																																																																																																																																																																																																																																																			
Riqueza	40%		Moles Fe (OH) <sub>3</sub>	525																																																																																																																																																																																																																																																																																																																			
Precio	0,19	€/ Kg	Kg Fangos	240																																																																																																																																																																																																																																																																																																																			
Polelectrolito	2	g Polelectrolito / 100 m <sup>3</sup> inf EDAR	Volumen 25% secado	0,962	m <sup>3</sup> /d																																																																																																																																																																																																																																																																																																																		
Precio	3,1	€/kg																																																																																																																																																																																																																																																																																																																					

### 11.1. Coste de construcción

La propuesta de construcción de una planta para operar a gran escala, con un caudal de 570 metros cúbicos al día de rebose de deshidratación por centrifugación de lodos de digestión anaerobia RC tratado, se estima en un coste de construcción de 500.000 euros, lo que se traduce en un coste unitario de 0,27 euros por metro cúbico de rebose RC tratado.

### 11.2. Costes de mantenimiento y explotación

Los costes de mantenimiento y explotación estimados para la planta a gran escala se desglosarían en:

- costes de personal, que suponiendo un operario disponible a media jornada, ascendería a 15.000 euros por año (0,072 euros por metro cúbico) y
- costes de mantenimiento de equipos, estimados en 6000 euros al año (0,029 euros por m<sup>3</sup>).

### 11.3. Consumo de energía eléctrica

El consumo de energía eléctrica se ha estimado a partir de la potencia instalada; los coeficientes de simultaneidad de uso de cada elemento y sus porcentajes de trabajo, son los valores que se incluyen en la tabla 77. Para un precio de la energía de 0,09 euros por metro cúbico se tiene un coste aproximado de unos 20.000 euros al año, desde el cálculo siguiente:  $38,355 * 16 * 0,09 / 570 = 0,10$  euros por m<sup>3</sup> de rebose tratado.

Tabla 77. Consumo eléctrico

	Potencia instalada (kW)	Coficiente simultaneidad	Porcentaje trabajo	Potencia (kW)
BR1	1,8	0,5	0,9	0,81
BR2	1,8	0,5	0,9	0,81
B11	2,2	0,5	0,9	0,99
B12	2,2	0,5	0,9	0,99
B13	2,2	1	0,9	1,98
BRE1	3	0,5	0,9	1,35
BRE2	3	0,5	0,9	1,35
BF1	5	1	0,045	0,225
S1	7,5	1	0,75	5,625
S2	7,5	1	0,55	4,125
Enfriador	11,7	1	0,8	9,36
AGPR1	5,5	1	0,78	4,29
AGPR2	5,5	1	0,78	4,29
Bomba Prensa	4	1	0,04	0,16
Compresor	4	1	0,5	2
<b>Total Potencia (kW)</b>				<b>38,355</b>

A partir de los datos recolectados en la Planta Piloto se realizó además, una estimación del consumo de energía eléctrica por metro cúbico de rebose tratado.

Alguno de los motores instalados en la planta se controlan por variadores de frecuencia que incorporan contadores de la energía suministrada por lo que el consumo de las bombas correspondientes se pudo medir directamente.

Las bombas operadas de esta forma son:

- BA. Del depósito de recepción de reactivo a los decantadores 1
- B1. De los decantadores 1 a la columna de desorción
- B2. De la columna de desorción al reactor
- S1. Soplante de aire
- BRE. Del tanque de almacenamiento de reactivo al reactor
- S2. Soplante de gases
- AGPR. Agitadores de los tanques de preparación de reactivo

El resto de los motores se movieron a potencia constante y su consumo se calculó a partir de su tiempo de funcionamiento y potencia nominal. Las bombas utilizadas de esta forma son:

- BR. Bombeo de la arqueta de rebose RC al depósito de recepción del rebose
- BPHA. Bomba del medidor de pH de la columna de desorción
- BPRE. Recirculación de la columna de desorción
- AGRE. Agitador del tanque de almacenamiento de reactivo

El último consumo eléctrico que se produjo en la Planta Piloto fue el del enfriador de los gases de escape. Su compresor se alimentó directamente de la red eléctrica de la EDAR, sin que su consumo pasara por el cuadro eléctrico de la Planta Piloto, por lo que dicho consumo se ha estimado suponiendo que durante el tiempo de preparación del reactivo funcionaba a su potencia nominal (7,9 kilovatios). En realidad, el consumo real de este elemento dependía, en cada momento, de la temperatura a la que estuvieran llegando los gases al enfriador.

En la figura 89 y en la tabla 78 se presentan los resultados de consumo eléctrico. De todos los valores, resaltan por su elevada magnitud los registrados en el bombeo del rebose de deshidratación RC desde la arqueta (24,1 por ciento), de la soplante de aire (17,0 por ciento), y del enfriador de gases de escape (21,8 por ciento).

Respecto al primero de ellos, bombeo del rebose desde la arqueta, el 10 por ciento del volumen bombeado retorna a la cabecera de la EDAR en los reboses del tanque de recepción de rebose y de los decantadores (1), por lo que no todo el rebose bombeado es utilizado para producir estruvita. Además, durante la operación de la Planta Piloto se produjeron episodios en los que los sólidos del rebose de deshidratación RC eran extremadamente altos y fue necesario bombear rebose RC durante largo tiempo hasta que la situación se normalizó.

El caudal proporcionado por la soplante de aire (S2) se empleó para eliminar el CO<sub>2</sub> del rebose en la columna de desorción y para mantener la mezcla en los tanques de preparación de reactivo. En ninguna de las dos tareas se produjeron situaciones anómalas durante el funcionamiento de la Planta Piloto, por lo que no es de esperar que el valor del 17,0 por ciento esté ni infravalorado ni sobrevalorado.

Ya se comentó anteriormente que el consumo del enfriador de gases reflejado es el máximo que se podría haber producido y el consumo real, en especial durante el invierno, fue inferior al 21,8 por cien contemplado. Sin embargo, y dada la ausencia de datos, se ha tomado dicho valor para la estimación del coste de energía eléctrica.

Como resultado de los valores medidos en la Planta Piloto, en las cinco semanas comprendidas entre las fechas 5 de julio de 2010 y 6 de agosto de 2010 el consumo de energía fue de 0,672 kilovatios hora por metro cúbico de rebose tratado lo que, para un coste de 0,09 euros por kilovatio hora, se traduce en 0,06 euros por metro cúbico.

Este último valor es aproximadamente, la mitad del obtenido a partir de la potencia instalada y de los coeficientes de simultaneidad (0,10 euros por metro cúbico). Esta discrepancia puede atribuirse a un sobredimensionamiento de la simultaneidad. No se debe perder de vista, sin embargo, el hecho de que durante el funcionamiento de la planta piloto en ningún momento se intentó optimizar el consumo eléctrico (por no estar incluido en los objetivos).

**Figura 89. Consumo de energía eléctrica en la Planta Piloto entre 05-07-2010 y 06-08-2010 (cinco semanas)**

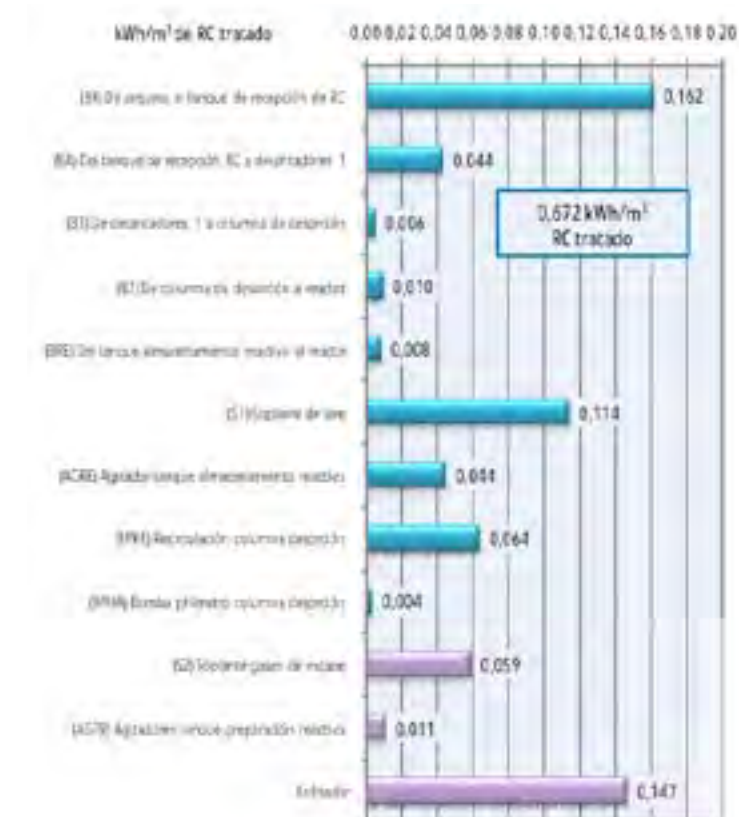


Tabla 78. Consumo de energía eléctrica en la Planta Piloto, 5 semanas, del 05/07/2010 y 06/08/2010

Sección	kWh/m <sup>3</sup> RC tratado	%
(BR) De arqueta al tanque de recepción de RC	0,162	24,06
(BA) Del tanque de recepción de RC a decantadores 1	0,044	6,48
(B1) De decantadores 1 a columna de desorción	0,006	0,82
(B2) De columna de desorción al reactor	0,010	1,49
(BRE) Del tanque almacenamiento reactivo al reactor	0,008	1,22
(S1) Soplante de aire	0,114	17,00
(AGRE) Agitador tanque almacenamiento reactivo	0,044	6,62
(BPRES) Recirculación columna desorción	0,064	9,50
(BPHA) Bomba pHímetro columna desorción	0,004	0,54
(S2) Soplante gases de escape	0,059	8,78
(AGPR) Agitadores tanque preparación reactivo	0,011	1,65
Enfriador	0,147	21,84
<b>Total producción de estruvita</b>	<b>0,455</b>	<b>24,06</b>
<b>Total preparación de reactivo</b>	<b>0,217</b>	
<b>Total</b>	<b>0,672</b>	<b>100,000</b>

#### 11.4. Consumo de magnesita PC

Los datos de partida empleados, además de los que aparecen en el plan de negocio (ver tabla 76) son:

- Relación Mg:P necesaria: 1,60 (ver tabla 7)
- Riqueza de magnesita PC: 68 % MgO (ver tabla 4)
- Rendimiento disolución magnesita PC: 63 %
- Recuperación magnesio por recirculación: 10 % (ver apartado 10.6)

La relación 31,0:24,3 es la relación entre las masas atómicas del fósforo y de magnesio, lo que multiplicado por 1,6 da un valor de  $1,6 * 24,3 / 31,0 = 1,254$  kilogramos de magnesio en disolución para precipitar un kilogramo de fósforo.

La cantidad de magnesio en el producto magnesita PC se puede calcular teniendo en cuenta la analítica de Magnesitas de Navarra (68 por cien de MgO) y la relación molar Mg:MgO = 24,3:40,3).

Por tanto, habrá  $0,68 * 24,3 / 40,3 = 0,410$  kilogramos de magnesio por kilogramo de magnesita PC ó el inverso, 2,439 kilogramos de magnesita PC para obtener un kilogramo de magnesio.

Según ensayos experimentales realizados en la Planta Piloto, con suspensiones de magnesita PC al 3 por cien, se consiguen rendimientos de disolución de magnesio del 63 por ciento, operando con tiempos de retención hidráulica de 2 horas en el tanque de preparación de reactivo.

Por tanto, serán necesarios  $2,439 * 1,254 / 0,63 = 4,854$  kilogramos de magnesita PC por kilogramo de fósforo influente en el reactor.

Según se describe en el capítulo 10, como cada hora 2,8 metros cúbicos de los 36 metros cúbicos de rebose de deshidratación RC se purgan antes de entrar en el reactor, la cantidad de magnesita PC por kilogramo de fósforo presente en el rebose RC será de  $4,854 * 33,2 / 36,0 = 4,477$ .

La dosificación de magnesio por kilogramo de fósforo a precipitar es de 1,6, por lo que hay un exceso de magnesio, ya que la relación estequiométrica es de 1 a 1. El 10 por cien de este exceso se recupera a través del uso del efluente del decantador de finos en la preparación del reactivo, por lo que se necesitarán:  $4,477 * 0,9 = 4,029$  kilogramos de magnesita PC por kilogramo de fósforo presente en el rebose RC.

Finalmente, para tratar una concentración de fósforo de de 80 miligramos por litro en el rebose de las centrifugas se necesitarán  $0,08 * 4,029 = 0,322$  kilogramos de magnesita PC por metro cúbico de rebose.

A un coste de 130 euros por tonelada de magnesita PC, el coste imputable a este compuesto será de 0,041 euros por metro cúbico de rebose de deshidratación RC, ó 8718 euros al año.

#### 11.5. Consumo de reactivos para eliminar fósforo

En el reactor se precipitan 37,814 kilogramos de fósforo por día en forma de estruvita, lo que representa:  $37,814 / 570 = 0,066$  kilogramos de fósforo por metro cúbico de rebose tratado, que se traduce en:  $0,066 * 7,5 = 0,498$  kilogramos de cloruro férrico por metro cúbico de rebose. El ahorro en consumo por dosificar menos  $Cl_3Fe$  es de:  $0,498 * 190 / 0,4 / 1000 = 0,236$  euros por metro cúbico, o 49.171 euros al año.

#### 11.6. Dióxido de carbono

Aunque por reducción de emisiones el impacto económico es nulo, según la legislación vigente, sí resulta importante en la demanda energética, pues prácticamente un tercio de las necesidades energéticas de la instalación dependen del enfriador de los gases de combustión.

#### 11.7. Reducción del fango generado por la precipitación química del fósforo

Los datos de partida empleados, además de los que aparecen en el plan de negocio, son:

- Sequedad final fangos: 25 por ciento
- Coste energía, personal y equipos: 30 euros por tonelada
- Dosificación polielectrolito: 7,5 kilogramos por tonelada

La precipitación química de fósforo con cloruro férrico tiene una relación estequiométrica 1:1. Sin embargo, también se genera hidróxido férrico, y otros compuestos, por lo que la Environmental Protection Agency (EPA) recomienda una relación 2:1 para obtener una reducción del 85 por ciento del fósforo, y de 3:1 para una reducción entre el 90 y el 95 por ciento.

Aportando 7,5 gramos de  $Cl_3Fe$  por gramo de fósforo, la relación molar es de 1,43:1.



Como en la planta a gran escala se esperan eliminar 37,81 kilogramos de fósforo por día (ver apartado 10.7), se dejarían de generar  $37.810 / 31 = 1220$  moles de fósforo en forma de  $\text{PO}_4\text{Fe}$  y, calculando con la relación 1,43:1, no se producirán  $7,5 * 37.810 / 162,5 - 1220 = 550$  moles de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ . Aplicando los pesos molares, esto supone  $1220 * 0,151 + 550 * 0,107 = 240$  kilogramos de materia seca al día, que con una sequedad final del 25 por cien, da una masa de  $240 / 0,25 / 1000 = 0,960$  toneladas al día. Si tomáramos las recomendaciones de la EPA, se generarían 1,259 ó 1,781 toneladas al día.

Para calcular los costes de operación, mantenimiento y transporte de los fangos producidos se aplican los siguientes ratios:

- 30 euros por tonelada de fango, en concepto de energía, personal y equipos
- 23 euros por tonelada, de polielectrolito empleado, a razón de 7,5 kilogramos la tonelada, a 3,1 euros por kilo
- 13 euros por tonelada en transporte, aplicando costes de 31 y 12 euros por tonelada para no aptos, y aptos, con una proporción de 93 por cien de aptos y 7 por cien de no aptos.

Esto da un total de 66 euros por tonelada, que es bastante inferior a los costes informados, de 231 euros por tonelada, en artículos que hacen referencia a instalaciones australianas.

Por lo tanto, la reducción en el coste de manipulación de fangos sería de  $0,960 * 66 = 63,36$  euros por día, lo que, para un caudal de rebose de deshidratación tratado de 570 metros cúbicos por día, representa un ahorro de 0,111 euros por metro cúbico de rebose tratado, ó 23.397 euros al año.

### 11.8. Producción de estruvita

La estruvita es fosfato amónico de magnesio  **$\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$**  y su peso molar es 245,3.

El producto que se obtiene en el proceso contiene un 80 por cien de cristales de estruvita, con una sequedad que pasará del 18 por cien en la salida del reactor, al 89 por cien una vez desecado (ver capítulos 9 y 10).

El rendimiento en la eliminación de  $\text{PO}_4^{3-}$ , para una concentración de 80 miligramos por litro en el rebose centrifugado, es del 90 por ciento.

En el reactor entran:

$(570 / 16 - 3,2) * 0,08 = 2,594$  kilogramos de fósforo a la hora ó  $16 * 2,594 = 41,504$  kilogramos al día, por lo que se recogerán diariamente en la estruvita  $41,504 * 0,90 = 37,814$  kilogramos de fósforo al día. Aplicando la relación de pesos molares, la producción de estruvita pura será de  $37,81 * 245,3 / 31,0 = 299,19$  kilogramos por día.

Por tanto, la cantidad del producto comercial resultante del proceso será de  $299,19 / 0,80 / 0,89 = 420,21$  kilogramos diarios de estruvita comercial. Para un caudal de 570 metros cúbicos de rebose tratado se tiene una producción de 0,737 kilogramos de estruvita comercial por metro cúbico de rebose tratado.

Para un precio de venta de la estruvita de 340 euros por tonelada se obtiene un beneficio de 0,272 euros por metro cúbico de rebose tratado ó 52.177 euros por año.

12

Implantación en Canal de Isabel II

La última tarea acometida dentro del proyecto fue el análisis de la aplicabilidad de la tecnología ensayada a las EDAR gestionadas por Canal de Isabel II.

El primer criterio seleccionado para averiguar si es viable económicamente el producir estruvita en una determinada EDAR, ha sido que el rebose procedente de las centrífugas tenga una concentración de fósforo superior 80 miligramos por litro. Esta concentración es la mínima necesaria para que el proceso sea rentable desde un punto de vista económico (ver capítulo 11).

Al aplicar este criterio a la información disponible de las EDAR la condición se cumple en dos de las instalaciones: Arroyo de la Vega y en Sur, según se ilustra la tabla 79.

**Tabla 79. Deshidratación de fangos digeridos por vía anaerobia en EDAR**

EDAR	Caudal Rebores Estimado medio (m <sup>3</sup> /d)	Funcionamiento Deshidratación (h/d)	Rebose Centrifugación			P total a tratar t/año <sup>(2)</sup>
			P total (mg/l)			
			Media <sup>(1)</sup>	Mínima	Máxima	
Arroyo de la Vega	280	20	<b>155</b>	91	200	<b>15,841</b>
Arroyo del Soto	540	20				
El Endrinal	190	12	34	32	37	2,389
Arroyo Culebro CMA	725	16	57	12	138	<b>15,084</b>
Arroyo Culebro CB	755	17	22	15	30	6,063
Torrejón de Ardóz	196	9				
La Reguera	192	8	15	5,8	23	1,051
Sur	1.710	24	<b>107</b>	53	168	<b>66,784</b>
Butarque	1.202	20	34	29	39	<b>14,921</b>
Sur Oriental	167	13	20	9	25	1,219
Viveros	1.578	23	45	12	89	<b>25,765</b>
China	1.815	24	20	12	32	13,250
Rejas	435	16	15	11	20	2,382
Valdebebas	174	13	16	8,6	28	1,016

(1) Valores fósforo total > 80 miligramos por litro

(2) En negrita los valores de fósforo total cercanos al umbral de 16,5 toneladas/año

Los bajos niveles de fósforo en los escurridos son consecuencia de la adaptación a los requerimientos de vertido a Zona Sensible de las depuradoras de Canal de Isabel II. Desde el año 2007, se ha ido dotando a las EDAR de procesos de precipitación química del fósforo, utilizando para ello, sales férricas o de aluminio. Las dosis añadidas varían de unas aguas a otras, pero, en cualquier caso, han sido las suficientes para garantizar en todo momento el cumplimiento de las autorizaciones de vertido.

Un segundo criterio que condiciona la rentabilidad de la producción de estruvita es la cantidad total de fósforo a tratar. Del estudio de una planta a escala industrial se desprende que el proceso es viable para:  
 $570 \text{ m}^3/\text{d} * 80 \text{ mg/l} = 16,644 \text{ toneladas de fósforo por año.}$

Con los datos recabados durante el proyecto no es posible, sin embargo, establecer el valor mínimo de fósforo a tratar, a partir del cual la producción de estruvita es rentable, por lo que es posible que en plantas pequeñas la cristalización de estruvita no sea viable aunque la concentración de fósforo en los rebores de deshidratación sea superior a 80 miligramos por litro.

En la EDAR Arroyo de la Vega el fósforo total tratado es de 15,841 toneladas al año, valor cercano a las 16,644 toneladas al año de la planta a escala industrial. Además, el caudal de los rebores es menor que el de la EDAR Sur por lo que la inversión sería menor, y por tanto, también lo sería el riesgo.

Arroyo de la Vega parece la mejor opción para implantar esta tecnología.

La depuradora Sur cumple también con los dos criterios expuestos en los párrafos anteriores y sería la segunda opción de implantación.

El resto de las EDAR, tienen una concentración de fósforo en el rebose escurrido inferior a 80 miligramos por litro, y no parece viable implantar esta tecnología en ellas.

Estos resultados, sin embargo, sólo se pueden considerar orientativos dado que las mediciones incluidas en la tabla 78 no se realizaron de forma específica para este proyecto y no tienen la continuidad temporal requerida para tener una caracterización completa del rebose centrifugado.



## Anexo 1. Referencias Bibliográficas

American Public Health Association (APHA). (1999)

Standard Methods for the Examination of Waters and Wastewaters. 20th ed. Washington. DC.

Andrade A., Schuling O. (1999)

Literature Search, Digest and Assessment Concerning Struvite Recovery for Recycling from Waste Waters. Final Report for CEEP (CEPIC). Geochem Research BV / Utrecht University Holland.

Battistoni P., Pavan P., Cecchi F., Mata Álvarez J. (1998)

Phosphate removal in real anaerobic supernatants: modeling and performance of a fluidized bed reactor. *Wat. Sci. Technol.* 38, 275-283.

Battistoni P., Pavan P., Prisciandaro M., Cecchi F. (2000)

Struvite crystallization: a feasible and reliable way to fix phosphorus in anaerobic supernatants. *Wat. Res.* 34, 3033-3041.

Battistoni P., De Angelis A., Prisciandaro M., Boccadoro R., Bolzonella D. (2002)

Fosforo removal from anaerobic supernatants by struvite crystallization: long term validation and process modelling. *Wat. Res.* 36, 1927-1938.

Booram C.V., Booram r.J., Smith R.J. hazen T.E. (1975)

Crystalline phosphate precipitation from anaerobic animal waste treatment lagoon liquors. *Trans. Am. Soc. Civil Eng.* 18, 340-343.

Borgerding J. (1972)

Phosphate deposits in digestion systems. *J. Wat. Poll. Control Fed.* 44, 813-819.

Bowers K.E. (2004)

Development of a Struvite Crystallizer for Reducing Phosphorus in Effluent from Livestock Waste Lagoons. PhD. North Carolina State University.

Britton A.T., Sacluti F., Oldham W.K., Mohammed A., Mavinic D.S., Koch A., 2010

Ostara Nutrient Recovery Technologies Inc. Unit 690 – 1199 West Pender St, Vancouver BC, V6E 2R1 Canada (e-mail: abritton@onrti.com )

Burns R.T., Moody L.B. (2002)

Phosphorus recovery from animal manures using optimized struvite precipitation. Proceedings of coagulants and flocculants: Global market and technical opportunities for water treatment chemicals. Chicago, Illinois.

Çelen I., Türker M. (2001)

Recovery of ammonia from anaerobic digester effluents. *Environ. Technol.* 22, 1263-1272.

Chimenos J.M., Fernández A.I., Villalba G., Segarra M., Urriticoechea A., Artaza B., Espiell F. (2003)

Removal of ammonium and phosphates from wastewater resulting from the process of cochineal extraction using MgO-containing by-product. *Wat. Res.* 37, 1601-1607.

Demirer S.U., Demirer G.N., Frear C., Chen S. (2008)

Anaerobic digestion of dairy manure with enhanced ammonia removal. *J. Env. Management*, 86, 193-200.

Driver J., Lijmbach D., Steen I. (1999)

Why recover phosphorus recycling and how? *Environ. Technol.* 20, 651-662.

Doyle J., Parsons S.A. (2002)

Struvite formation, control and recovery. *Wat. Res.* 36, 3925-3940.

European Fertilizer Manufacturers Association (2000)

Phosphorus essential element for food production, pp. 9-10.

Durrant A.E., Scrimshaw E., Stratful M.D., Lester J.N. (1999)

Review of the feasibility of recovering phosphate from wastewater for use as a raw material by the phosphate industry. *Environ. Technol.* 20, 749-758.

Gaterell M.R., Gay R., Wilson R., Lester J.N. (2000)

An economic and environmental evaluation of the opportunities for substituting phosphorus recovered from wastewater treatment works in existing UK fertilizer markets. *Environ. Technol.* 21, 1067-84.

Ghosh G.K. Mohan K.S. Sarkar A.K. (1996)

Characterization of soil fertilizer phosphorus reaction products and their evaluation as sources of phosphorus (Ciser Arietinum L). *Nutr. Cycling Agroecosyst.* 46, 71-79.

González-Ponce R., López de Sa E.G., Plaza C. (2009)

Lettuce response to phosphorus fertilization with struvite recovered from municipal wastewater. *Hort. Sci.* 44, 1-5.

Greaves J., Hobbes P., Chadwick D., Haygarth phosphorus. (1999)

Prospects for the recovery of phosphorus from animal manures: a review. *Environ. Technol.* 20, 697-708.

Harris W.G., Wilkie A.C., Cao X., Sirengo R. (2008)

Bench-scale recovery of phosphorus from flushed dairy manure wastewater. *Bioresour. Technol.* 99, 3036-3043.

Hauck R.D. (1985)

Slow release and bioinhibitor-amended nitrogen fertilizers. In: *Fertilizer Technology and Use* (3rd Edition). Soil Science of America, Madison WI, pp. 293-322.

Huang H., Mavinic D.S., Lo K.V., Koch F.A. (2006)

Production and basic morphology of struvite crystals from a pilot scale crystallization process. *Environ. Technol.* 27, 233-245.

Jaffer Y., Clark T.A., Pearce P., Parsons S.A. (2002)

Potential phosphorus recovery by struvite formation. *Wat. Res.* 36, 1834-1842.

Le Corre K.S., Valsami-Jones E., Hobbs P., Parsons S.A. (2005)

Impact of calcium on struvite crystal size, shape and purity. *J. Crystal Growth* 283, 514-522.

Le Corre S.K., Valsami-Jones E., Hobbs P., Jefferson B., Parson S.A. (2007)

Agglomeration of struvite crystals. *Wat. Res* 41, 419-425.

Lind B. B., Ban Z., Byden S. (2000)

Nutrient recovery from human urine by struvite crystallization with ammonia adsorption on zeolite and wollastonite. *Bioresour. Technol.* 73, 169-174.

Liu Z., Zhao Q., Lee D.-J., Yang N. (2008)

Enhancing phosphorus recovery by a new internal recycle seeding MAP reactor. *Bioresour. Technol.* 99, 6488-6493.

Mamais D., Pitt P.A., Cheng Y.W., Loiacono J., Jenkins D. (1994)

Determination of ferric chloride dose to control struvite precipitation in anaerobic sludge digesters. *Wat. Environ. Res.* 66, 912-918.

Matsumiya Y., Yamasita T., Nawamura Y. (2000)

Removal from sidestreams by crystallization of magnesium-ammonium-phosphate using seawater. *Wat. Environ. Manag.* 14, 291-296.

Molinari R., Cerminara A., Argurio fósforo. (2004)

Phosphorus and nitrogen removal from waters and recovery as struvite by using hybrid and integrated membrane operations. In: International Conference on struvite, June 17. Cranfield University, UK.

Munch E.V., Barr K. (2001)

Controlled struvite crystallisation for removing phosphorus from anaerobic digester sidestream. *Wat. Res.* 35, 151-159.

Muramatsu K., Yasui A., Suzuki T., Kiuchi K. (2000)

Factors involved in struvite formation by natto bacilli. *Biocontrol Sci.* 51, 57-60.

Musvoto E.V., Wentzel M.C., Ekama G.A. (2000)

Integrated chemical-physical processes modelling- II simulating aeration treatment of anaerobic digestion supernatants. *Process Biochem.* 34, 1868-1880.

Nelson N.O., Mikkelsen R.L., Hesterberg D.L. (2003)

Struvite precipitation in anaerobic swine lagoon liquid: effect of pH and Mg:P ratio and determination of rate constant. *Bioresour. Technol.* 89, 229-236.

Neethling J.B., Benisch M. (2004)

Struvite control through process and facility design as well as operation strategy. *Wat. Sci. Technol.* 49, 191-199.

Ohlinger K.N., Young T.M., Schroeder E.D. (2000)

Post digestion struvite precipitation using a fluidized bed reactor. *J. Environ. Eng.* 126, 361-368.

Pastor L., Mangin D., Barat R., Seco A. (2008)

A pilot-scale study of struvite precipitation in a stirred tank reactor: Conditions influencing the process. *Bioresour. Technol.* 99, 6285-6291.

Plaza C., Sanz R., Clemente C., Fernández J.M., González R., Polo A., Colmenarejo M.F. (2007)

Greenhouse evaluation of struvite and sludges from municipal wastewater treatment works as phosphorus sources for plants. *J. Agric. Food Chem.* 85, 8206-8212.

Quintana M., Colmenarejo M.F., Barrera J., García G., García E., Bustos A. (2004)

Use of byproduct of magnesium oxide production to precipitate phosphorus and nitrogen as struvite from wastewater treatment liquors. *J. Agric. Food Chem.* 52, 294-299.

Quintana M., Sánchez E., Colmenarejo M.F., Barrera J., García G., Borja R. (2005)

Kinetics of phosphorus removal and struvite formation by the utilization of by-product of magnesium oxide production. *Chem. Eng. J.* 111, 45-52.

Quintana M., Colmenarejo M.F., Barrera J., García G., Travieso L., Borja R. (2008)

Removal of phosphorus through struvite precipitation using a by-product of magnesium oxide production (BMP): Effect of the mode of BMP preparation. *Chem. Eng. J.* 136, 204-209.

Saidou H., Korchef A., Ben Moussa S., Ben Amor M. (2009)

Struvite precipitation by the dissolve CO<sub>2</sub> degasification technique: Impact of airflow rate and pH. *Chemosphere* 74, 338-343.

Schuiling R.D., Andrade A. (1999)

Recovery of struvite from calf manure. *Env. Tech.* 20, 765-768.

Shipper W., Verhoek A. (2004)

Struvite as an alternative feedstock for elemental phosphorus production. International Conference on Struvite: Its Role in Phosphorous Recovery and Reuse. Cranfield University, UK.

Siegrist H., Gajcy D., Sulzer S., Roeleveld P., Oswald R., Frischknecht H., Pfund D., Morgeli B., Hugerbuhler E.

Nitrogen elimination from digester supernatant with magnesium-ammonium-phosphate. In Proceedings of the Fifth Gothenburg Symposium, September 28-30. Berlin: Springer, 1992.

Somiya I., Tsuno H., Yoshio M. (1989)

Study of phosphorous and ammonia removal by struvite recovery. In: Proc. 26th Ann. Conf. On Sewerage Research. Fulouka, Japan, 400.

Sugimori N., Ito T., Nakamura T. (1995)

Phosphorous removal from dewatering filtrate. In Proc. 31st Ann. Conf. on Sewerage Research. Kobe, Japan, 505.

Suschka J., Poplawski S. (2000)

Phosphorous recovery laboratory scale experiments. Polish-Swedish seminar, May, 8 pp.

Suzuki K., Tanaka Y., Kuroda K., Hanajima D., Fukumoto Y. (2005)

Recovery of phosphorus from swine wastewater through crystallization. *Bioresour. Technol.* 96, 1544-1550.

Taylor A.W., Frazier A.W., Gurney E.L. (1963)

Solubility products of magnesium ammonium and magnesium potassium phosphates. *Trans Faraday Soc.* 59, 1580-1584.

Ueno Y., Fujii M. (2001)

Three years of operating and selling recovered struvite from full-scale plant. *J. Environ. Technol.*, 22(11), 1373-1381

UWWTD. (1991)

Council of the European Communities, Directive concerning the collection, treatment and discharge of urban wastewater from certain industrial sectors (91/271/EEC) Official J L, 135/40.

Waki N., Kondo H., Nishida M. (1987)

Study of phosphorous removal from digester supernatant by aeration. *J. Wat. Wastewater* 29, 10-14.

Wang J., Burke J.G., Zhang X.Q. (2006)

Effect of seeding materials and mixing strength on struvite precipitation. *Water Environ. Res.* 78, 125-132.

Webb K.M., Ho G.E. (1992)

Struvite (Mg NH<sub>4</sub> PO<sub>4</sub>·6H<sub>2</sub>O). *Wat. Sci. Technol.* 26, 2229-2232.

Wu Q.Z., Bishop P.L. (2004)

Enhancing struvite crystallization from anaerobic supernatant. *J. Environ. Eng. Sci.* 3, 21-29.

Yoshino M., Yao M., Tsuno H., Solmya I., (2003)

Removal and recovery of phosphate and ammonium as estruvita from supernatant in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Technol.* 48, 171-178.

Zheng F., Huang C.H., Norton L.D. (2004)

Effects of near-surface hydraulic gradients on nitrate and phosphorus losses in surface runoff. *J. Environ. Qual.* 33, 2174-2182

## Anexo 2

## Índice de figuras

Figura 1	Esquema del proceso	Pág. 12
Figura 2	Planta piloto	Pág. 13
Figura 3	Valor neto actual, EDAR Arroyo de la Vega	Pág. 14
Figura 4	Tasa interna de retorno y periodo de recuperación de la inversión	Pág. 14
Figura 5	Vista al microscopio de cristales de estruvita	Pág. 32
Figura 6	Precipitado obtenido de estruvita	Pág. 33
Figura 7	Efecto del pH sobre la precipitación de estruvita en términos del valor de pKSO y la relación IAP/KSO	Pág. 34
Figura 8	Lechos fluidizados empleados experimentalmente	Pág. 38
Figura 9	Esquema de un lecho fluidizado a escala de laboratorio	Pág. 39
Figura 10	Reactor de mezcla completa para la producción de estruvita	Pág. 40
Figura 11	Esquema de la planta demostrativa en operación desde 2005 en Gifhorn, Alemania	Pág. 41
Figura 12	Esquema de recuperación de metales pesados y nutrientes a partir de lodo digerido	Pág. 42
Figura 13	Variación de la concentración de fósforo en función del tiempo y de la relación molar para el óxido de magnesio y la magnesita PC	Pág. 49
Figura 14	Efecto de la concentración de fósforo sobre la velocidad de reacción para la magnesita PC y para el MgO a una relación molar 1,5:1	Pág. 50
Figura 15	Efecto de la concentración de fósforo sobre la velocidad de reacción para diferentes tamaños de partícula de la magnesita PC y una relación molar de 2	Pág. 50
Figura 16	Efecto del modo de preparación del producto sobre la producción de estruvita	Pág. 51
Figura 17	Apariencia de la estruvita obtenida en los experimentos	Pág. 52
Figura 18	Esquema de la Planta Piloto, diagrama de bloques	Pág. 56
Figura 19	Ubicación de la Planta Piloto	Pág. 60
Figura 20	Diagrama de flujo	Pág. 61
Figura 21	Localización de los puntos de muestreo para cada ensayo	Pág. 67

Figura 22	Variación del pH en muestras de rebose de deshidratación RC durante el estudio	Pág. 78	Figura 47	Efecto del TRH sobre la velocidad de incremento del pH a diferentes valores de R	Pág. 105
Figura 23	Variación de la temperatura en muestras de rebose de deshidratación RC en el estudio	Pág. 79	Figura 48	Efecto del TRH y de R sobre la concentración de CO <sub>2</sub> en el efluente de la columna de desorción	Pág. 105
Figura 24	Concentración de calcio y magnesio en las muestras de reboses RC	Pág. 80	Figura 49	Efecto del TRH y de R sobre la concentración de P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	Pág. 106
Figura 25	Concentración de P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> en las muestras de reboses RC	Pág. 81	Figura 50	Efecto del TRH y R sobre la concentración de N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Pág. 107
Figura 26	Concentración de N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> en las muestras de reboses RC	Pág. 82	Figura 51	Esquema de la Planta Piloto sección de proceso 1	Pág. 111
Figura 27	Valores de DQO en las muestras de reboses RC	Pág. 83	Figura 52	Esquema de la Planta Piloto sección de preparación de reactivo, sección de proceso 2	Pág. 111
Figura 28	Sólidos en suspensión totales (S.S.T.), Sólidos Sedimentables y Sólidos Flotantes en las muestras de reboses RC	Pág. 83	Figura 53	Equipo ORSAT	Pág. 113
Figura 29	Pruebas para la determinación de los sólidos sedimentables y flotantes, por cono Imhoff	Pág. 84	Figura 54	Perfil de SST dentro de los decantadores	Pág. 115
Figura 30	Valores de alcalinidad total en las muestras de reboses RC	Pág. 85	Figura 55	Variación de la concentración de P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	Pág. 117
Figura 31	Unidad de preparación de reactivo	Pág. 86	Figura 56	Concentración de N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> a la entrada y a la salida del reactor	Pág. 118
Figura 32	Efecto del TRH y el caudal de gas sobre el pH	Pág. 88	Figura 57	Eliminación de CO <sub>2</sub> durante la preparación de reactivo	Pág. 126
Figura 33	Rotámetro en operación durante las pruebas de preparación de reactivo	Pág. 89	Figura 58	Efecto de la concentración de P-PO <sub>4</sub> a la entrada, sobre la concentración a la salida del reactor para un caudal constante de 1200 l/h	Pág. 130
Figura 34	Efecto del TRH y el caudal de gas sobre la concentración de CO <sub>2</sub> disuelto	Pág. 90	Figura 59	Efecto de la concentración de P-PO <sub>4</sub> a la entrada, sobre la concentración a la salida para un caudal constante de 1600 l/h	Pág. 131
Figura 35	Efecto del TRH y del caudal de gas sobre la concentración de magnesio disuelto	Pág. 91	Figura 60	Efecto de la concentración sobre la eficiencia de eliminación de P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> para un caudal fijo de 1200 l/h y TRH de 30 minutos	Pág. 132
Figura 36	Correlación entre las concentraciones de CO <sub>2</sub> y magnesio disuelto	Pág. 92	Figura 61	Efecto de la concentración sobre la eficiencia de eliminación de P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	Pág. 132
Figura 37	Efecto del TRH y el caudal de gas sobre la alcalinidad	Pág. 93	Figura 62	Efecto de la concentración de SST en el efluente del reactor sobre la eficiencia del decantador de finos	Pág. 136
Figura 38	Correlación lineal entre la alcalinidad y la concentración de CO <sub>2</sub> en solución	Pág. 94	Figura 63	Efecto de la recirculación sobre la eficiencia de eliminación de P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	Pág. 147
Figura 39	Efecto de la velocidad de agitación (VA) sobre las concentraciones de CO <sub>2</sub> , magnesio, alcalinidad y el pH	Pág. 95			
Figura 40	Efecto del TRH sobre la eficiencia de eliminación de SST	Pág. 97			
Figura 41	Apariencia del líquido sobrenadante después de la decantación a TRH de 2,5 h	Pág. 98			
Figura 42	Columna de desorción de CO <sub>2</sub>	Pág. 100			
Figura 43	Bomba de alimentación a la columna de desorción	Pág. 100			
Figura 44	Imagen de las bombas de trasvase de rebose, a pH adecuado, hacia el lecho fluidizado. En color azul la bomba de recirculación de la columna de desorción	Pág. 101			
Figura 45	Imagen de la columna de desorción de CO <sub>2</sub> en funcionamiento y la entrada de la recirculación	Pág. 102			
Figura 46	Efecto del TRH y la relación R sobre el pH	Pág. 104			



Figura 64	Precipitado seco del lecho fluidizado para un caudal de 1200 l/h sin recirculación	Pág. 149	Figura 86	Diagrama de flujo de la Planta	Pág. 194
Figura 65	Precipitado obtenido cuando se efectúa la recirculación	Pág. 150	Figura 87	Valor neto actual de la inversión	Pág. 198
Figura 66	Curvas típicas de DRX para diferentes estructuras	Pág. 161	Figura 88	Tasa interna de retorno (TIR ) y Periodo de recuperación de la inversión (PRI)	Pág. 199
Figura 67	Distribución del tamaño de partícula en los precipitados EST 5, EST 6, EST 7, EST 8, EST 9 y EST 10	Pág. 162	Figura 89	Consumo de energía eléctrica	Pag. 203
Figura 68	Distribución del tamaño de partícula en los precipitados EST 10, EST 11, EST 12, EST 13, EST 14 y EST 15	Pág. 162			
Figura 69	Relación entre la pureza del precipitado y la eficiencia de eliminación de $P-PO_4^{3-}$	Pág. 168			
Figura 70	Imagen por microscopia electrónica de muestra de estruvita 1	Pág. 169			
Figura 71	Imagen por microscopia electrónica de muestra de estruvita 2	Pág. 169			
Figura 72	Imagen por microscopia electrónica de muestra de estruvita 3	Pág. 170			
Figura 73	Imagen por microscopia electrónica de muestra de estruvita 4	Pág. 170			
Figura 74	Diagrama de bloques	Pág. 181			
Figura 75	Vista superior del decantador	Pág. 183			
Figura 76	Vista lateral del decantador	Pág. 183			
Figura 77	Vista superior de la columna de desorción	Pág. 184			
Figura 78	Vista lateral de la columna de desorción	Pág. 185			
Figura 79	Vista superior del reactor	Pág. 187			
Figura 80	Vista lateral del reactor	Pág. 188			
Figura 81	Vista superior del decantador de finos	Pág. 189			
Figura 82	Vista superior del decantador de finos	Pág. 190			
Figura 83	Vista superior de uno de los depósitos de preparación de reactivo, con la configuración de los difusores de gas	Pág. 191			
Figura 84	Vista lateral de uno de los depósitos de preparación de reactivo	Pág. 192			
Figura 85	Ejemplo de lecho de secado	Pág. 193			

### Anexo 3 Índice de tablas

Tabla 1	Valores de P en EDAR	Pág. 15	Tabla 20	Parámetros de caracterización de la calidad de la estruvita	Pág. 75
Tabla 2	Características del fertilizante obtenido	Pág. 41	Tabla 21	Parámetros medidos en el efluente final y frecuencia de muestreo	Pág. 75
Tabla 3	Distribución del tamaño de partícula del subproducto de calcinación utilizado como fuente de Mg	Pág. 46	Tabla 22	Parámetros óptimos de preparación de reactivo	Pág. 86
Tabla 4	Composición química de la magnesita PC	Pág. 46	Tabla 23	Resultados de las pruebas de sedimentación	Pág. 96
Tabla 5	Características de rebose de deshidratación RC, EDAR Arroyo del Soto	Pág. 46	Tabla 24	Correspondencia entre la altura y el TRH para un caudal de 5 m <sup>3</sup> /h	Pág. 101
Tabla 6	Composición del precipitado obtenido para agua sintética	Pág. 47	Tabla 25	Resultados obtenidos en los ensayos	Pág. 103
Tabla 7	Composición de la estruvita obtenida en muestras reales	Pág. 47	Tabla 26	Características del rebose RC después de la decantación	Pág. 114
Tabla 8	Características de los productos empleados como fertilizante. Valores medios de muestras efectuadas por triplicado y con un error <5%	Pág. 52	Tabla 27	Características del reactivo empleado en las pruebas	Pág. 116
Tabla 9	Características físico-químicas del rebose RC utilizadas para el diseño de la Planta Piloto	Pág. 58	Tabla 28	Valores de alcalinidad total, el calcio y SST	Pág. 118
Tabla 10	Cronograma de los ensayos	Pág. 68	Tabla 29	Muestras tomadas durante el ensayo	Pág. 120
Tabla 11	Parámetros medidos en el rebose RC y frecuencia de muestreo	Pág. 69	Tabla 30	Características del rebose de deshidratación RC decantado	Pág. 122
Tabla 12	Parámetros medidos en el rebose RC y frecuencia de muestreo en los ensayos de sedimentación	Pág. 70	Tabla 31	Características de ALF	Pág. 124
Tabla 13	Parámetros medidos en el rebose RC y frecuencia de muestreo en los ensayos de desorción de CO <sub>2</sub>	Pág. 71	Tabla 32	Eliminación de CO <sub>2</sub> en el proceso de preparación de reactivo	Pág. 126
Tabla 14	Parámetros medidos en el depósito de preparación de reactivo	Pág. 72	Tabla 33	Valores de pH y magnesio soluble en el depósito de reactivo	Pág. 127
Tabla 15	Parámetros medidos durante el ajuste de la Planta Piloto a régimen continuo de operación	Pág. 73	Tabla 34	Características del efluente de lecho fluidizado	Pág. 128
Tabla 16	Parámetros medidos en el reactor de lecho fluidizado y frecuencia de muestreo en los ensayos de obtención de estruvita en función del TRH	Pág. 73	Tabla 35	Eficiencias promedio de eliminación de fósforo alcanzadas a diferentes tiempos de retención hidráulico y diferentes concentraciones de fósforo a la entrada del reactor	Pág. 133
Tabla 17	Parámetros medidos en el reactor de lecho fluidizado y frecuencia de muestreo. Efecto del tamaño de partícula	Pág. 74	Tabla 36	Características del sobrenadante del decantador de finos	Pág. 134
Tabla 18	Parámetros medidos en los ensayos de funcionamiento del decantador de finos	Pág. 74	Tabla 37	Resultados de la determinación de la concentración de P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> cristalizado que pasa del reactor al decantador de finos	Pág. 137
Tabla 19	Parámetros medidos en los ensayos de cristalización	Pág. 75	Tabla 38	Cantidades estimadas de estruvita que pasan al decantador de finos	Pág. 137
			Tabla 39	Cantidad de estruvita producida (g/h)	Pág. 138

Tabla 40	Muestras tomadas durante el ensayo	Pág.140	Tabla 60	Características del efluente durante la etapa (EST 7)	Pág. 156
Tabla 41	Características del sobrenadante del decantador de finos	Pág. 141	Tabla 61	Características de la alimentación durante la etapa (EST 9)	Pág. 156
Tabla 42	Características de ALF	Pág. 142	Tabla 62	Características del efluente durante la etapa (EST 9)	Pág. 156
Tabla 43	Características de la preparación de reactivo	Pág. 143	Tabla 63	Características de la alimentación durante la etapa (EST 11)	Pág. 157
Tabla 44	Características del efluente del lecho fluidizado	Pág. 144	Tabla 64	Características del efluente durante la etapa (EST 11)	Pág. 157
Tabla 45	Características del sobrenadante del decantador de finos	Pág. 146	Tabla 65	Características de la alimentación durante la etapa (EST 12)	Pág. 158
Tabla 46	Concentración de estruvita en el precipitado del decantador de finos	Pág. 147	Tabla 66	Características del efluente durante la etapa (EST 12)	Pág. 158
Tabla 47	Eficiencia de eliminación de SST en el decantador de finos	Pág. 147	Tabla 67	Características de la alimentación durante la etapa (EST 13)	Pág. 158
Tabla 48	Producciones de estruvita obtenidas	Pág. 148	Tabla 68	Características del efluente durante la etapa (EST 13)	Pág. 158
Tabla 49	Características de la alimentación durante la etapa (EST 2)	Pág. 151	Tabla 69	Características de la alimentación durante la etapa (EST 15)	Pág. 159
Tabla 50	Características del efluente durante la etapa (EST 2)	Pág. 152	Tabla 70	Características del efluente durante la etapa (EST 15)	Pág. 159
Tabla 51	Características de la alimentación durante la etapa (EST 3)	Pág. 152	Tabla 71	Distribución del tamaño de partículas muestras (EST 5 - EST10)	Pág. 163
Tabla 52	Características del efluente durante la etapa (EST 3)	Pág. 153	Tabla 72	Distribución de tamaño de partícula (EST10 - EST 15)	Pág. 164
Tabla 53	Características de la alimentación durante la etapa (EST 4)	Pág. 153	Tabla 73	Composición semicuantitativa de las especies cristalinas (% en peso)	Pág. 166
Tabla 54	Características del efluente durante la etapa (EST 4)	Pág. 154	Tabla 74	Concentración de magnesio, fósforo y de metales pesados en mg/kg	Pág. 167
Tabla 55	Características de la alimentación durante la etapa (EST 5)	Pág. 154	Tabla 75	Porcentaje de estruvita en los precipitados	Pág. 168
Tabla 56	Características del efluente durante la etapa (EST 5)	Pág. 154	Tabla 76	Plan de negocio	Pág. 200
Tabla 57	Características de la alimentación durante la etapa (EST 6)	Pág. 155	Tabla 77	Consumo eléctrico	Pág. 201
Tabla 58	Características del efluente durante la etapa (EST 6)	Pág. 155	Tabla 78	Consumo de energía eléctrica en Planta Piloto	Pág. 204
Tabla 59	Características de la alimentación durante la etapa (EST 7)	Pág. 156	Tabla 79	Deshidratación de fangos digeridos por vía anaerobia en EDAR	Pág. 210

Canal de  Isabel II

Canal de  Isabel II

[www.cyii.es](http://www.cyii.es)

Canal de Isabel II  
Santa Engracia, 125. 28003 Madrid