

ÍNDICE

CAPÍTULOS

1	INTRODUCCIÓN	3
1.1	EL FÓSFORO COMO CONTAMINANTE	4
1.2	LA PRECIPITACIÓN QUÍMICA	5
1.3	LA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO	6
1.4	EVOLUCIÓN HISTÓRICA DE LAS TÉCNICAS APLICADAS	10
1.4.1	PRIMERAS TEORIAS Y PROCESOS DE TRATAMIENTO.....	10
1.4.2	DESARROLLO DE MODELOS BIOLÓGICOS	16
1.4.3	FORMACIÓN DE PRECIPITADOS	21
1.4.4	MODELOS MATEMÁTICOS DE PRECIPITACIÓN	22
1.4.5	RECUPERACIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO	23
2	DESCRIPCIÓN DE LOS PROBLEMAS DE PRECIPITACIÓN	31
2.1	PROCESOS DE PRECIPITACIÓN.....	32
2.2	PRINCIPALES PRECIPITADOS.....	33
3	OBJETIVOS DEL ESTUDIO	39
4	METODOLOGÍA.....	43
5	DESCRIPCIÓN DE LA EDAR MURCIA-ESTE	47
5.1	DESBASTE Y PRETRATAMIENTO	48
5.2	DESARENADOR Y DESENGRASE	48
5.3	AJUSTE DE PH	49
5.4	DECANTACIÓN PRIMARIA.....	49
5.5	TRATAMIENTO BIOLÓGICO	49
5.6	DECANTACIÓN SECUNDARIA.....	50
5.7	LÍNEA DE FANGOS.....	50
5.8	LÍNEA DE GAS.....	52

6	ANTECEDENTES	55
6.1	CAMPAÑA DE MUESTREO	55
6.1.1	DIGESTOR ANAEROBIO.....	56
6.1.2	ESPEADORES.....	61
6.1.3	FLOTADOR	63
7	SIMULACIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA.....	67
7.1	MODELACIÓN DE LA LÍNEA DE FANGOS.....	67
7.1.1	CARACTERIZACIÓN DEL FANGO PRIMARIO.....	69
7.1.2	CARACTERIZACIÓN DEL FANGO BIOLÓGICO	73
7.1.3	RESULTADOS	77
8	ESTUDIO DE LAS ALTERNATIVAS DE GESTIÓN	85
8.1	ELUTRIACIÓN DEL FANGO	86
8.2	AUMENTO DEL VOLUMEN DE LA CAMARA DE MEZCLA	98
8.3	DESHIDRATACIÓN DEL FANGO MEDIANTE CENTRIFUGACIÓN	110
8.4	DISCUSIÓN DE RESULTADOS	136
9	CONCLUSIONES	149
10	BIBLIOGRAFÍA	157
11	ANEJO	167
11.1	MODELO MATEMÁTICO	167
11.1.1	COMPONENTES SOLUBLES.....	168
11.1.2	COMPONENTES SUSPENDIDOS	170
11.2	PROCESOS BIOLÓGICOS	172
11.2.1	PROCESOS DE LOS MICROORGANISMOS HETERÓTROFOS.....	173
11.2.2	PROCESOS DE LOS MICROORGANISMOS ACUMULADORES DE POLIFOSFATO	179
11.2.3	PROCESOS DE LOS MICROORGANISMOS AUTÓTROFOS	184

11.2.4 PROCESOS ANAEROBIOS	186
11.3 PROCESOS QUÍMICOS	190
11.4 MODELO DE SEDIMENTACIÓN	192
11.4.1 SEDIMENTACIÓN FLOCULADA	194
11.4.2 ZONA DE COMPRESIÓN.....	197

FIGURAS

Figura 1. Acumulación de fosfato en la fase mineral en proceso. (Arvin et al.1983).....	8
Figura 2. Esquema Ludzack-Ettinger, desarrollado en 1962.....	11
Figura 3. Sistema PhoStrip desarrollado por Levin y Shaheen (1967).	12
Figura 4. Esquema Bardenpho (Barnard, 1975).	13
Figura 5. Esquema A ² /O (Spector, 1976).....	14
Figura 6. Esquema del proceso UCT (1980).	15
Figura 7. Secuencia del proceso SBR.....	15
Figura 8. Diferentes conceptos de modelos posibles para el diseño de la configuración de un reactor.	17
Figura 9. Esquema del proceso BCFS, desarrollado para la EDAR de Holten en 1999.....	24
Figura 10. Procesos de fijación-liberación de fósforo durante la digestión anaerobia del fango (Wild y col., 1997).....	32
Figura 11. Comparativa esquematizada de las dos situaciones planteadas.....	43
Figura 12. Esquema de la situación óptima.	44
Figura 13. Esquema general de la planta.	48
Figura 14. Puntos de muestreo.	56
Figura 15. Modelo de la línea de fangos aguas arriba del digestor.	67
Figura 16. Balance de fósforo en condiciones anaerobias y aerobias.	73
Figura 17. Esquema del modelo empleado para la simulación de la línea de fangos.	77
Figura 18. Esquema de la línea de fangos con digestión anaerobia.	80
Figura 19. Esquema con propuesta de solución mediante elutriación del fango.....	86
Figura 20. Esquema con elutriación del fango, introducido en Desass.	88
Figura 21. Introducción de los parámetros del espesador en el modelo de simulación.	89

Figura 22. Evolución del amonio y del nitrógeno total para distintos caudales de elutriación.	91
Figura 23. Evolución del fosfato y del fósforo total para distintos caudales de elutriación....	92
Figura 24. Evolución del magnesio soluble y total para distintos caudales de elutriación.	92
Figura 25. Evolución del calcio soluble y total para distintos caudales de elutriación.....	93
Figura 26. Evolución de los SS totales, SSV y DQO total para distintos caudales de elutriación.	93
Figura 27. Reducción de la carga a digestión por elutriación del fango.	94
Figura 28. Evolución de los SS totales, en el sobrenadante, para distintos caudales de elutriación.	95
Figura 29. Perfil de fangos en un espesado, obtenido con Desass.	96
Figura 30. Esquema de la planta de tratamiento con la solución propuesta.	98
Figura 31. Datos de proyecto para la cámara mezcla.	99
Figura 32. Esquema del sistema simulado con las corrientes analizadas.	100
Figura 33. Procesos llevados a cabo en la cámara de mezcla en condiciones anaerobias....	102
Figura 34. Evolución de los componentes solubles (S_A , S_{PRO} y S_F).	103
Figura 35. Evolución de los componentes suspendidos (X_{PP} , X_{PHA} y X_{ACID}), junto con el S_{PO4}	103
Figura 36. Evolución de los componentes solubles (S_{NH4} , S_{PO4} , S_{Mg} y S_{Ca}) en la corriente de elutriación.	104
Figura 37. Evolución de los sólidos suspendidos totales en la corriente de elutriación.	105
Figura 38. Perfil de SST en el fango del espesador y del flotador.	106
Figura 39. Evolución del S_{PO4} en las corrientes de sobrenadante y digestión para diferentes volúmenes de cámara mezcla.	107
Figura 40. Evolución de X_{PAO} en la corriente de digestión para diferentes volúmenes de cámara mezcla.	107
Figura 41. Evolución del X_{PHA} en la corriente de digestión para diferentes volúmenes de cámara mezcla.	108
Figura 42. Evolución de S_{NH4} en las corrientes de elutriación, sobrenadante y digestión para diferentes volúmenes de cámara mezcla.	108
Figura 43. Porcentaje de disminución de la carga de los diferentes componentes en la corriente de digestión.	109

Figura 44. Esquema del sistema con centrifugación.....	110
Figura 45. Esquema de corrientes en el flotador.....	111
Figura 46. Esquema de montaje de simulación para la deshidratación del fango.....	117
Figura 47. Ventana de propiedades de la cámara de mezcla original de la planta.....	119
Figura 48. Evolución de la concentración de Poly-P en la salida de la cámara de mezcla.....	121
Figura 49. Evolución de la concentración de PO_4 , a la salida de la cámara de mezcla.....	121
Figura 50. Evolución de la concentración de S_F , a la salida de la cámara de mezcla.....	122
Figura 51. Evolución del contenido en S_A , en la salida de la cámara de mezcla.....	123
Figura 52. Evolución del contenido en PHA en la salida de la cámara de mezcla.....	123
Figura 53. Evolución de X_{PAO} a la salida de la cámara de mezcla.....	124
Figura 54. Evolución de X_H a la salida de la cámara de mezcla.....	124
Figura 55. Evolución de S_{NH_4} y de X_I a la salida de la cámara de mezcla.....	125
Figura 56. Evolución de X_S a la salida de la cámara de mezcla.....	125
Figura 57. Evolución del fósforo en la salida de la cámara mezcla.....	126
Figura 58. Evolución de las fracciones solubles de Mg, Ca, y K en la salida de la cámara mezcla.....	126
Figura 59. Representación gráfica de la reducción de carga contaminante llevada a digestión.....	128
Figura 60. Ventana de diseño de deshidratación mecánica en Desass.....	131
Figura 61. Porcentaje de reducción de carga contaminante, para diferentes TRC.....	132
Figura 62. Esquema de montaje de la deshidratación del fango con centrifugación.....	133
Figura 63. Esquema del sistema con deshidratación y con el digester anaerobio.....	135
Figura 64. Esquema de la situación inicial de la línea de fangos.....	137
Figura 65. Esquema con la primera de las soluciones propuestas para la línea de fangos... ..	137
Figura 66. Esquema con la segunda de las soluciones propuestas para la línea de fangos.. ..	138
Figura 67. Esquema con la tercera de las soluciones propuestas para la línea de fangos.... ..	138
Figura 68. Comparativa de la reducción de nitrógeno total en la corriente de entrada a digestión.....	139
Figura 69. Comparativa de la reducción de carga de fosfatos en la corriente de entrada a digestión.....	140

Figura 70. Comparativa de la reducción de fósforo total en la corriente de entrada a la digestión.....	140
Figura 71. Comparativa de la reducción de calcio y magnesio soluble en la corriente de entrada a la digestión.....	141
Figura 72. Comparativa de la reducción de calcio y magnesio total, en la corriente de entrada a la digestión.	142
Figura 73. Comparativa de la reducción de SST en la corriente de entrada a la digestión. .	143
Figura 74. Comparativa para fósforo y nitrógeno en el sobrenadante.	144
Figura 75. Comparativa para calcio y magnesio en el sobrenadante.	145
Figura 76. Comparativa de sólidos suspendidos totales en el sobrenadante.	145
Figura 77. Comparativa de la DQO _{SOL} en el sobrenadante.	146
Figura 78. Esquema de la planta con su configuración definitiva.....	152
Figura 79. Metabolismo de las bacterias heterótrofas en condiciones aerobias y anóxicas.	174
Figura 80. Metabolismo de las bacterias heterótrofas en condiciones anaerobias.....	174
Figura 81. Metabolismo de los microorganismos acumuladores de polifosfato en condiciones anaerobias.....	179
Figura 82. Metabolismo de los microorganismos acumuladores de polifosfato en condiciones aerobias/anóxicas.	180
Figura 83. Metabolismo de los microorganismos autótrofos.....	184
Figura 84. Metabolismo de los microorganismos que participan en los procesos anaerobios.	187
Figura 85. Esquema de un decantador.	193
Figura 86. Velocidad de sedimentación considerando la sedimentabilidad de sólidos dispersos y floculados (Ekama et al., 1997).	195
Figura 87. Factor de corrección de la sedimentación para una alimentación al decantador a 1'8 m del fondo del decantador.....	198

TABLAS

Tabla 1. Ejemplos del impacto de la formación de estruvita en tuberías y procesos asociados.	9
Tabla 2. Ventajas y desventajas de las diferentes configuraciones EBPR (Metcalf & Eddy, 1991).....	16
Tabla 3. Concentraciones de las corrientes circulantes en la digestión anaerobia.	57
Tabla 4. Liberación de P y precipitados formados.	60
Tabla 5. Porcentaje de precipitados formados.	60
Tabla 6. Concentraciones de las corrientes de entrada y salida a los espesadores.	62
Tabla 7. Concentraciones de las corrientes de entrada y salida al flotador.	63
Tabla 8. Parámetros de diseño del espesador del fango primario.	68
Tabla 9. Caracterización del fango primario (corriente número 11).	71
Tabla 10. Factores estequiométricos utilizados para el fango primario.....	72
Tabla 11. Caracterización del fango biológico (corriente número 17).	75
Tabla 12. Factores estequiométricos utilizados para el fango biológico.	76
Tabla 13. Comparativa de resultados experimentales y simulados en el espesador de fango primario.	78
Tabla 14. Comparativa de resultados experimentales y simulados en la entrada a la digestión.	79
Tabla 15. Parámetros obtenidos en la salida de gas.	81
Tabla 16. Composición del fango a digestión y del sobrenadante, para distintos caudales de elutriación.	90
Tabla 17. SST en sobrenadante de espesadores y flotador para los diferentes caudales de elutriación.	97
Tabla 18. Reducción de carga a digestión.	97
Tabla 19. Dimensiones de la cámara de mezcla para la simulación.	100
Tabla 20. Resultados de las simulaciones realizadas para los diferentes volúmenes de cámara mezcla.....	101
Tabla 21. Resultados una cámara mezcla de 360 m ³ y $Q_{ext}/Q_{ent}=0,55$	105
Tabla 22. Concentraciones de X_H , X_{PAO} , X_{PP} y X_{PHA} en la corriente 5.	114
Tabla 23. Parámetros de la corriente 5 y forma de obtención.	117

Tabla 24. Porcentaje de sólidos en el fango en la deshidratación, según volumen de cámara de mezcla.....	119
Tabla 25. Resultados de la simulación en la salida de la cámara de mezcla.	120
Tabla 26. Valores de los parámetros obtenidos en la salida de la deshidratación.....	127
Tabla 27. Porcentaje de reducción de carga contaminante llevada a digestión.	128
Tabla 28. Valores de los parámetros obtenidos en el sobrenadante de la deshidratación.	129
Tabla 29. Carga contaminante en la salida de la deshidratación.....	131
Tabla 30. Contenido en PO ₄ y porcentaje de reducción.	132
Tabla 31. Valores de los principales parámetros, para la resolución con deshidratación.....	134
Tabla 32. Salida de gas en el digester anaerobio.	135
Tabla 33. Comparativa de resultados para el fango llevado a digestión.	139
Tabla 34. Resumen de resultados de principales parámetros en el sobrenadante.	143
Tabla 35. Matriz estequiométrica de los procesos relacionados con la hidrólisis debida a bacterias heterótrofas.....	176
Tabla 36. Matriz estequiométrica de los procesos relacionados con la lisis y el crecimiento de bacterias heterótrofas a partir de S _A , S _{PRO} Y S _F	177
Tabla 37. Velocidades de reacción para los procesos relacionados con los microorganismos heterótrofos.	179
Tabla 38. Matriz estequiométrica para los procesos relacionados con los microorganismos acumuladores de polifosfato.	182
Tabla 39. Velocidades de reacción para los procesos relacionados con los microorganismos acumuladores de polifosfato.	184
Tabla 40. Matriz estequiométrica para los procesos relacionados con los microorganismos autótrofos.....	185
Tabla 41. Velocidades de reacción para los procesos relacionadas con los microorganismos autótrofos.....	186
Tabla 42. Matriz estequiométrica de los procesos anaerobios llevados a cabo por las bacterias acidogénicas.	188
Tabla 43. Matriz estequiométrica de los procesos anaerobios llevados a cabo por las bacterias acetogénicas.	188

Tabla 44. Matriz estequiométrica de los procesos anaerobios llevados a cabo por las bacterias metanogénicas acetotróficas.	188
Tabla 45. Matriz estequiométrica de los procesos anaerobios llevados a cabo por las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas.....	188
Tabla 46. Matriz estequiométrica de los procesos anaerobios relacionados con los gases formados.	189
Tabla 47. Velocidades de reacción de los procesos anaerobios.....	189
Tabla 48. Velocidades de los procesos de precipitación y redisolución	191
Tabla 49. Valores de los parámetros de sedimentación utilizados en el diseño de la solución variante.	197

IMÁGENES

Imagen 1. Depósito de estruvita en una tubería.	35
Imagen 2. Depósito de estruvita en una tubería.	35
Imagen 3. Depósito de estruvita en un codo.	35
Imagen 4. Línea de fangos de la EDAR Murcia-Este.....	52

INTRODUCCIÓN

1 INTRODUCCIÓN

Las actividades humanas ejercen un significativo impacto sobre los recursos hídricos, produciendo como consecuencia inevitable, la generación de aguas residuales. Los ríos y lagos son muy vulnerables a la contaminación urbana e industrial que puede llegar a invalidar el posterior uso de sus aguas.

El vertido de aguas residuales sin depurar ocasiona el agotamiento del contenido en oxígeno presente en las aguas que por debajo de unos determinados valores acabará afectando al desarrollo de la vida acuática. Además, una vez agotado el oxígeno se iniciarán los procesos de degradación por vía anaerobia que son los causantes de la aparición de olores desagradables. Por otro lado los vertidos de aguas residuales sin tratar a cauces públicos, fomentan los procesos de eutrofización y la aparición de organismos patógenos para el ser humano que provocan la propagación de enfermedades como tifus, cólera, disentería o hepatitis A, que suponen un riesgo para la salud pública. Estos hechos han originado un profundo cambio en las estrategias de control de la calidad de las aguas.

Podemos decir que las estaciones de tratamiento son un complemento artificial de los procesos naturales compensando la insuficiente capacidad de autodepuración de las masas de agua.

En el tratamiento de aguas residuales, éstas se someten a una serie de procesos físicos, químicos y biológicos que tienen por objeto reducir la concentración de los contaminantes y permitir el vertido de los efluentes depurados, minimizando los riesgos, tanto para el medio ambiente, como para las poblaciones.

Los principales contaminantes que aparecen en las aguas residuales urbanas son: objetos gruesos, arenas, grasas y aceites, sólidos en suspensión, sustancias con requerimiento de oxígeno (compuestos orgánicos e inorgánicos), nutrientes (nitrógeno y fósforo), agentes patógenos (bacterias, protozoos y virus) y contaminantes emergentes (productos de higiene personal, de limpieza doméstica o farmacéuticos).

Mientras que durante décadas los procesos biológicos en el tratamiento de aguas residuales iban dirigidos a la eliminación de materia orgánica y sólidos, en los últimos veinte años, debido a los problemas de eutrofización, se ha prestado especial atención a los efectos negativos causados en los cuerpos receptores, por elementos como el nitrógeno y el fósforo.

1.1 EL FÓSFORO COMO CONTAMINANTE

El fósforo es un macro-nutriente, necesario para todas las células vivas. Su presencia en las aguas superficiales es debida principalmente a la aportación que realizan las aguas residuales y las aguas procedentes de la agricultura y ganadería, donde aparece en un gran número de fertilizantes. Cuando se emplean altas dosis de fertilizantes, el fósforo en forma de ortofosfato, se acumulará en las capas superiores del terreno, para finalmente llegar a las aguas subterráneas. En el caso de tener altas concentraciones de fósforo en los acuíferos, éste contenido puede llegar a trasladarse a las aguas superficiales.

El fósforo es, junto con el nitrógeno el nutriente limitante para el crecimiento de muchos ecosistemas como los de las algas y plantas, en lagos. En condiciones naturales la concentración de fósforo en el agua está equilibrada, pero la descarga incontrolada de fosfatos en las aguas superficiales puede producir su asimilación por parte de los organismos vivos, generando un problema comúnmente denominado eutrofización. La eutrofización es el enriquecimiento de las aguas mediante nutrientes inorgánicos que provocan cambios sintomáticos en su estructura. Estos cambios incluyen la rápida producción de algas y otras plantas acuáticas (blooms), afectando a la calidad de las aguas y perjudicando el balance de organismos presentes. Los procesos relacionados con la eutrofización, pueden resultar indeseables interfiriendo en los usos previstos para las aguas. Por ello es esencial el control de las emisiones de fosfatos, de acuerdo a la Directiva Europea 91/271 que define unas determinadas zonas sensibles fijando unos niveles máximos de vertido en los efluentes.

El ortofosfato, es la especie de fósforo más abundante en las aguas residuales y actúa como reactivo en multitud de reacciones químicas. Tradicionalmente se han empleado procesos físico-químicos para eliminar el fósforo de las aguas residuales, puesto que el ortofosfato es

un reactivo presente en muchas reacciones químicas. También el polifosfato reacciona con sales de metales, mientras que el fósforo orgánico puede ser convertido tanto a ortofosfato como a polifosfato. Por todo ello, el método más utilizado, tradicionalmente, ha sido la precipitación química, que se lleva a cabo mediante la adición al agua residual de sales de aluminio, calcio o hierro.

1.2 LA PRECIPITACIÓN QUÍMICA

El mecanismo de eliminación mediante precipitación química consiste en la interacción del ion metálico de la sal con el ortofosfato para formar un precipitado insoluble. Este precipitado se eliminará del agua residual por sedimentación. Los aditivos principalmente utilizados son sales de aluminio y de hierro.

La adición química puede realizarse en diversos momentos del tratamiento:

- Antes del decantador primario y sin tratamiento biológico (precipitación directa).
- Antes del decantador primario con tratamiento biológico (pre-precipitación).
- Antes, durante y después del tratamiento biológico (precipitación simultánea).
- Después del decantador secundario (post-precipitación).

La mayor eficiencia en la eliminación de fósforo se logra con la adición de las sales de hierro o aluminio después del tratamiento secundario cuando los polifosfatos y el fosfato orgánico han sido transformados a ortofosfatos (Metcalf & Eddy, 1991).

Con la precipitación química se pueden obtener buenos resultados de eliminación de fósforo, pero este proceso lleva implícito una serie de inconvenientes importantes:

- La adición de compuestos químicos al agua, supone un mayor coste económico.
- Se genera mayor cantidad de fangos, que necesitarán ser gestionados.
- La calidad del fango generado no será la adecuada para su posible utilización en agricultura.
- Las sales de aluminio, hierro y magnesio dificultan la deshidratación, con el consiguiente aumento en los costes de bombeo y estabilización del fango.

- La calidad del fango producido, afecta a los procesos de digestión anaerobia, incrementando el pH, reduciendo la fracción orgánica o introduciendo sulfatos.
- En los casos en los que la precipitación química se realiza antes o durante el tratamiento biológico, habrá que controlar los niveles de eliminación de fósforo soluble, puesto que sin esta fracción en el agua, se puede llegar a inhibir el proceso biológico por falta de nutrientes.

En la actualidad, como tanto los ortofosfatos como los polifosfatos pueden ser consumidos en procesos de crecimiento biológico, se han desarrollado diversos procesos orientados a la eliminación biológica de fósforo, que como en el caso de la EDAR Murcia-Este, se simultanean con la eliminación de materia orgánica y nitrógeno. Estos procesos de eliminación conjunta de materia orgánica y nutrientes son más complejos, porque requieren de al menos tres etapas (anaerobia, anóxica y aerobia), en el tratamiento biológico.

1.3 LA ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO

La eliminación biológica del fósforo, es un proceso denominado EBPR (Enhanced Biological Phosphorus Removal), que se caracteriza por someter al fango a una alternancia de condiciones anaerobias y aerobias en las cuales las bacterias acumuladoras de polifosfatos (PAO), sueltan y toman fósforo respectivamente. En este proceso son importantes como nutrientes algunos cationes metálicos como el magnesio, potasio y calcio. Además el potasio y el magnesio son necesarios porque mantienen la neutralidad de los polifosfatos en el interior de las bacterias PAO, sin ellos se inhibiría el proceso de eliminación biológica de fósforo.

Dentro de estos procesos existe una doble vía de eliminación de fósforo, la debida a un mecanismo biológico y la debida a un mecanismo químico, inducido biológicamente.

El mecanismo biológico engloba la eliminación debida a los requerimientos nutricionales de los microorganismos y la eliminación por acumulación de fósforo intracelular en forma de polifosfatos.

El mecanismo químico es una eliminación de fósforo inducida, puesto que se produce de forma natural en algunas etapas del proceso, debido a las condiciones alcanzadas: pH, concentración de fosfatos, concentración de cationes metálicos, etc, que favorecen la formación de distintas especies sólidas.

En la precipitación de fosfatos inducida biológicamente se distinguen principalmente tres procesos (Baetens, D. 2000):

- Proceso debido a la actividad microbiológica en la fase aerobia.
- Proceso causado por las condiciones de desnitrificación en la biopelícula.
- Proceso debido a la elevada concentración de ortofosfato en los procesos EBPR.

La precipitación de fosfato y su eliminación del agua residual, es debida a la actividad biológica que se produce en el tanque aireado de los procesos de fangos activados.

En la cámara inicial de un tanque aireado tipo flujo-pistón, la actividad biológica está inducida por pHs bajos que producen la solubilización de compuestos con fosfatos. Por su parte en la cámara final del tanque, el proceso biológico incrementa el pH, produciendo la precipitación del fosfato y la incorporación al fango (Menar y Jenkins, 1970). En consecuencia, Lan (1983) señaló la correlación entre la alcalinidad y la eliminación de fósforo, proporcionando evidencias de la precipitación de compuestos de calcio y fosfato debido al incremento de pH en la fase aerobia.

La precipitación del fosfato inducida biológicamente, también se produce dentro de la biopelícula desnitrificada. La desnitrificación produce un incremento en el pH dentro de la biopelícula y la posterior precipitación de fosfato de calcio (Arvin y Kristensen, 1983).

Los propios Arvin y Kristensen en 1985, expusieron que la alta concentración de fósforo en el sistema, aceleraba los procesos de precipitación. Así la precipitación de fósforo puede ser inducida por el incremento de la concentración de fosfato, resultado de la liberación del fosforo presente en el polifosfato bajo condiciones anaerobias.

Podemos decir que la precipitación solo ocurre si existen concentraciones relativamente altas de fósforo, estas condiciones son típicas de la liberación anaerobia de fósforo en los sistemas EBPR (Maurer et al. 1999).

Con el fin de conseguir la eliminación de fósforo, el pH, la actividad del calcio y otros factores deben ser controlados para evitar que el fósforo precipitado se re-disuelva bajo condiciones aerobias.

En la Figura 1 se muestra el ciclo del fósforo, se observa la acumulación de fosfato por vía química (precipitación) y por vía biológica (toma por parte de las bacterias PAO).

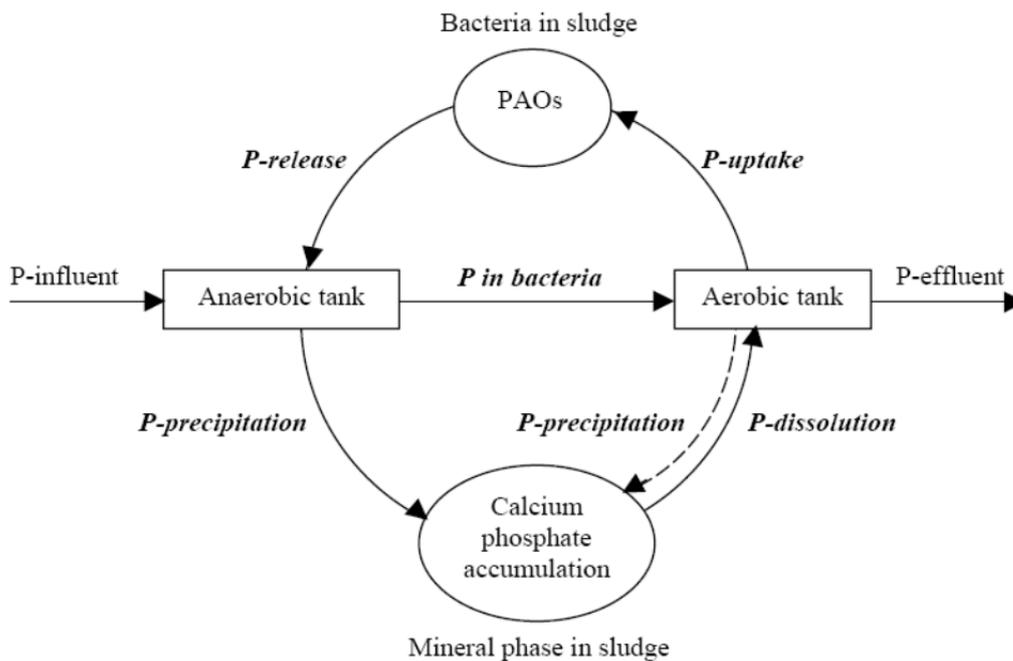


Figura 1. Acumulación de fosfato en la fase mineral en proceso. (Arvin et al.1983).

Los procesos EBPR favorecen la precipitación de fósforo inducida biológicamente en la línea de fangos de una estación depuradora, que se produce de forma espontánea y lleva asociados una gran cantidad de inconvenientes, como la formación de precipitados en las conducciones de circulación de fangos. Estas obstrucciones provocan importantes problemas funcionales en las plantas de depuración.

Parsons et al. (2001), relacionaron los procesos afectados por la precipitación de estruvita con los daños causados en elementos tipo que forman el sistema (Tabla 1).

PROCESO AFECTADO	RESULTADO
Sistema del sobrenadante de la línea de fangos	La estruvita obstruye tuberías, bombas aireadores y pantallas
Sistema de tuberías de la digestión de fangos	Diámetro de la tubería reducido por acumulación de estruvita entre 150 y 300 mm
Tuberías entre los depósitos de aguas residuales y las centrífugas	Diámetro de la tubería reducido por acumulación de estruvita entre 50 y 100 mm
Tubería vertical de 150 mm de diámetro de PVC para el efluente del digestor	Diámetro de la tubería reducido por acumulación de estruvita 10 mm
Tubería horizontal de 150 mm de diámetro de PMMA para el efluente del digestor	Formación de estruvita despreciable
Codo a 90 ° de 150 mm de diámetro de PVC para el efluente del digestor	Diámetro de la tubería reducido por acumulación de estruvita en 30 mm
Tubería de Teflon de 150 mm de diámetro para la línea de descarga concentrada	Diámetro de la tubería reducido por acumulación de estruvita a 60 mm en 12 semanas

Tabla 1. Ejemplos del impacto de la formación de estruvita en tuberías y procesos asociados.

Por otra parte la precipitación en la línea de fangos, determina la concentración de fósforo en el sobrenadante que, tras la deshidratación del fango, se recircula a cabecera de planta. En este caso si dicha concentración es elevada puede provocar un empeoramiento en el rendimiento de la planta referido a la eliminación de fósforo (Doyle y Parsons. 2002).

1.4 EVOLUCIÓN HISTÓRICA DE LAS TÉCNICAS APLICADAS

Desde mediados del siglo XX se han desarrollado procedimientos destinados a mejorar la eficiencia del tratamiento de aguas residuales en estaciones depuradoras, tratando de evolucionar principalmente los tratamientos biológicos. Los primeros estudios fueron realizados por Clair N. Sawyer (*"Ingeniería biológica en tratamientos de aguas residuales"*, 1944) y por Willem Rudolfs (*"Fosfatos en tratamientos de aguas residuales"*, 1947).

1.4.1 PRIMERAS TEORIAS Y PROCESOS DE TRATAMIENTO

El almacenamiento intracelular de grandes cantidades de fosfatos inorgánicos en forma de polifosfatos, realizado por las bacterias PAO, fue observado por primera vez en la Universidad de California (Greenberg et al. 1955) y publicado en *Sewage and Industrial Wastes*. En este estudio se recogían los ensayos de laboratorio realizados a un agua residual sintética para evaluar los efectos de diversas concentraciones de fósforo en los procesos de fangos activados.

El primer esquema de tratamiento fue desarrollado por Wuhrmann en 1957 y tenía como objetivo la eliminación exclusivamente de nitrógeno, para ello se propuso la colocación de dos reactores, el primero aerobio y el segundo anóxico, para realizar los procesos de nitrificación-desnitrificación.

Ludzack y Ettinger en 1962, cambiaron esta configuración (Figura 2), colocando primero la etapa anóxica y después la etapa aerobia, de esta forma se empleaba la materia orgánica biodegradable en el influente, para desnitrificar. Los resultados obtenidos en la desnitrificación eran muy variables, probablemente por la falta de control en el intercambio entre los dos reactores. Años después Barnard modificaría este esquema separando los dos reactores.

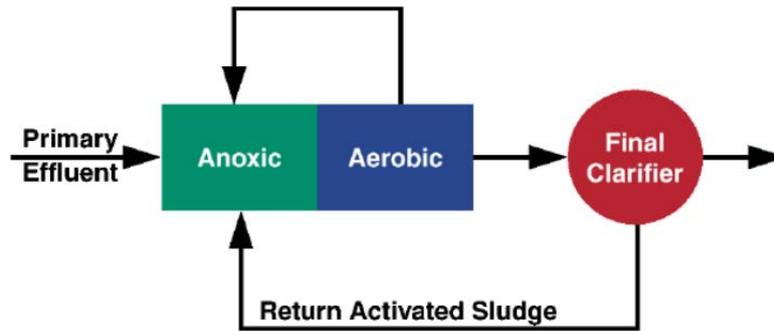


Figura 2. Esquema Ludzack-Ettinger, desarrollado en 1962.

El artículo *“Consumo Metabólico del Fósforo por los Organismos Presentes en las Aguas Residuales”* (Levin y Shapiro. 1965), publicado por la Universidad Johns Hopkins de Baltimore, recoge la problemática de la creciente eutrofización en las aguas naturales por la incidencia combinada de diversos factores: crecimiento exponencial de la población, adición de detergentes sintéticos a las aguas residuales o aumento del uso de fertilizantes inorgánicos, en la agricultura.

Estos factores son los causantes del vertido de grandes cantidades de minerales a las aguas residuales, que junto con el incremento de los tratamientos del agua, concentrados además, en pequeñas áreas geográficas, producen una mineralización de los constituyentes orgánicos del agua residual. La luz solar que penetra rápidamente en el agua clara y los minerales que han sido liberados hacen que los organismos fotosintéticos crezcan rápidamente, provocando blooms de algas.

La opinión de los especialistas indica que la alta concentración de fósforo en el agua residual puede ser el principal factor de estas formaciones, por tanto la investigación reflejada en este artículo está dirigida a la eliminación del fósforo, modificando los procesos de tratamientos del agua residual aireada, para producir efluentes con bajo contenido en fósforo.

El fenómeno de eliminación biológica de fosfatos en los sistemas de fangos activados fue tratado en la Planta Municipal de Tratamiento de Aguas Residuales de San Antonio, Texas (Vacker et al. 1967). El ensayo que realizaron los investigadores, tenía como finalidad,

comparar la efectividad en la eliminación de fósforo a través de diversos tipos y grados de tratamiento, para posteriormente observar que parámetros se podían relacionar con la eliminación efectiva de fósforo.

Ese mismo año, se patenta el proceso PhoStrip (Levin y Shaheen, 1967), el primer sistema que contempla la eliminación biológica de fósforo, en contraposición a los sistemas utilizados hasta esa fecha que eliminaban el fosforo por vía química. El proceso PhoStrip aprovecha la acción de los microorganismos existentes en los fangos activados del agua residual para tomar el fosfato del licor mezcla de la cámara aireada y liberarlo de forma más concentrada cuando el fango espesado está sujeto a condiciones anaerobias (Figura 3).

Este sistema combina los dos tipos de eliminación de fósforo: por precipitación del fósforo desde el tanque separador del sobrenadante y por extracción junto con los fangos purgados en el decantador secundario.

Pese a ser el sistema más importante durante muchos años, sus creadores no llegaron a conocer la relación entre el almacenamiento anaerobio del sustrato y la liberación de fósforo producida. Tampoco se tuvo en cuenta los efectos perjudiciales del nitrato que penetra en la fase anaerobia.

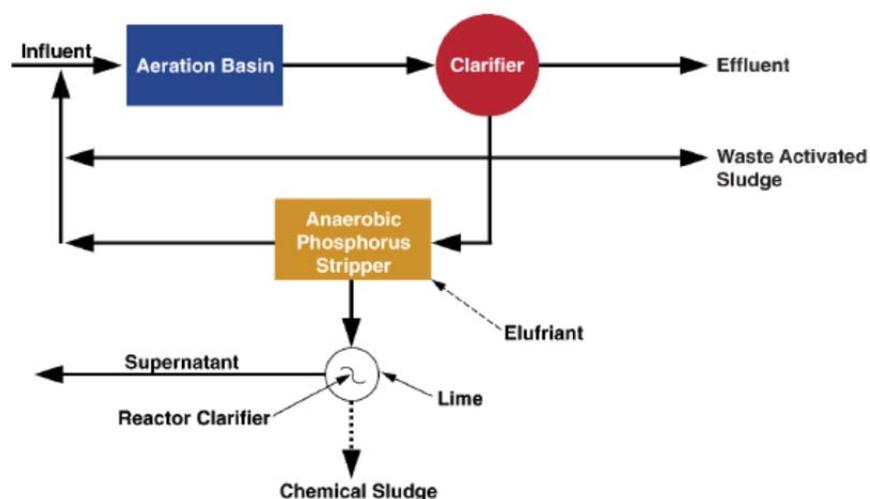


Figura 3. Sistema PhoStrip desarrollado por Levin y Shaheen (1967).

En el estudio *“Bases Microbiológicas de la Eliminación de Fosfatos en los Procesos de Fangos Activados de los Tratamientos de Aguas Residuales”* (Fuhs y Chen, 1975) publicado en la revista *Microbial Ecology* se incide en la importancia de la eliminación de los fosfatos de las aguas residuales como medida de protección de lagos y otras aguas naturales. En este trabajo se remarca la necesidad de aumentar la eliminación de un 50 a un 90% de fósforo, para ello se proponen tratamientos químicos o físico-químicos dentro de los procesos de fangos activados. En este artículo también se recoge la controversia suscitada, sobre si la acumulación del fósforo en los fangos es un fenómeno biológico o un efecto químico. Menar y Jenkins creen que es un proceso químico al formarse un fosfato cálcico insoluble en el agua dura. En contraposición Levin y Shapiro avanzan la teoría de que la liberación del fosfato es debido a la acción de las bacterias en los fangos activados en condiciones anaerobias.

En 1976 se presenta en el Institute of Water Pollution Control de Johannesburgo, *“La Eliminación Biológica del Fósforo en los Procesos de Fangos Activados”* (Barnard, 1976), y se desarrolla un nuevo sistema llamado Bardenpho. Con la finalidad de superar los problemas de eliminación de nitratos de anteriores esquemas, propone la inclusión de una segunda cámara anóxica, puesto que considera que la pequeña concentración de nitratos que son producidos en el reactor aerobio y posteriormente son descargados en el anóxico, serán desnitrificados, produciéndose un efluente relativamente libre de nitratos. Por último incluye un segundo reactor de re-aireación para extraer el nitrógeno gas y nitrificar el amonio residual (Figura 4).

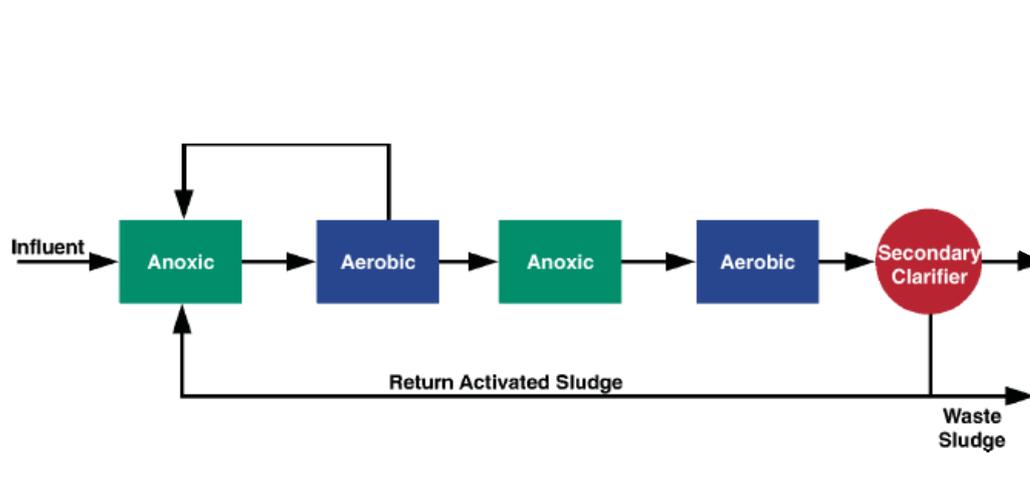


Figura 4. Esquema Bardenpho (Barnard, 1975).

Posteriormente sería modificado para su comercialización, incluyendo un reactor anaerobio, al principio del tratamiento, donde se producirá la descarga de la recirculación de fangos.

También en 1976, se patenta el esquema A²/O (Spector, 1976). Este proceso se caracteriza por la utilización de tres zonas de tratamiento: anaerobia, aerobia y anóxica (Figura 5). Este esquema será el que emplearán un gran número de plantas en el futuro en tratamientos conjuntos de eliminación de materia orgánica y nutrientes. La EDAR Murcia-Este, objeto de este trabajo, cuenta con este sistema de tratamiento.

En este sistema, el influente y el fango re-circulado son mezclados en la primera zona de tratamiento, que se encuentra en condiciones anaerobias, para conseguir la eliminación de fósforo. A la zona anaerobia, le sigue el reactor anóxico. A continuación, la tercera zona de tratamiento es la aerobia, donde se logra la nitrificación del licor mezcla. El licor mezcla nitrificado es re-circulado al reactor anóxico, donde el nitrito y el nitrato son reducidos a nitrógeno gas por los organismos desnitrificantes. El sistema A²/O consigue porcentajes elevados de eliminación de nitrógeno, pero para ello necesita recircular una importante cantidad de licor mezcla.

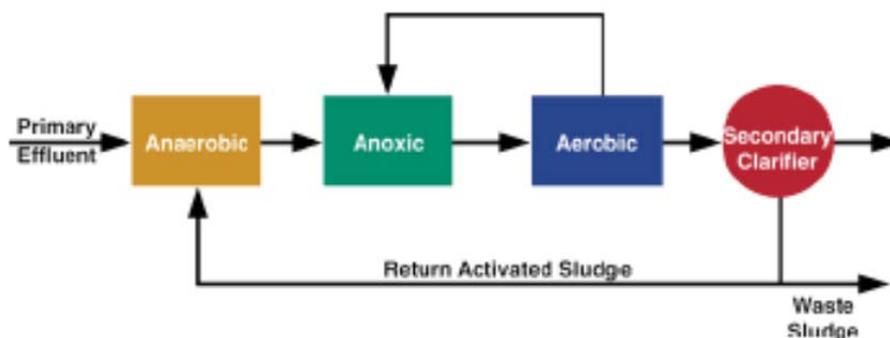


Figura 5. Esquema A²/O (Spector, 1976).

En 1980 la Universidad de Ciudad El Cabo publica “Eliminación Química y Biológica de Fósforo en los Procesos de Fangos Activados” (Rabinowitz y Marais, 1980) y desarrolla otro de los esquemas más importantes en cuanto a eliminación de fósforo se refiere, el Proceso UCT (University Cape Town).

Se trata de una evolución del Bardenpho Modificado donde tanto el fango que proviene del decantador secundario, como el contenido del reactor aerobio son recirculados a tanques anóxicos (Figura 6).

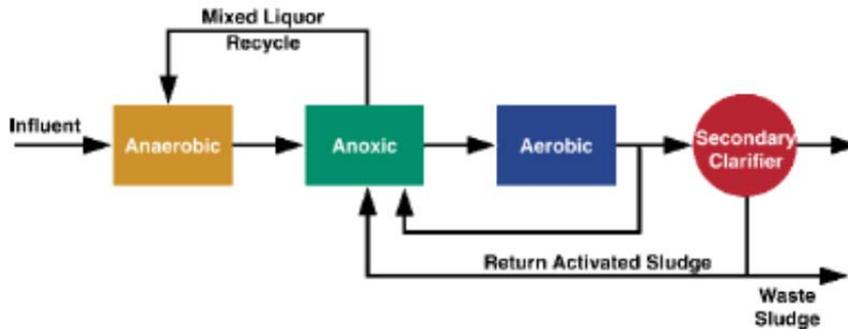


Figura 6. Esquema del proceso UCT (1980).

El último de los sistemas habitualmente empleados en los tratamientos biológicos, también apareció a principio de los años 80 y se denominó SBR (Secuencing Batch Reactor), su utilización tiene la ventaja de la flexibilidad operacional, puesto que consiste en un único tanque que se llena del agua residual a tratar, se mezcla sin airear para proporcionar la fermentación anaerobia, que libere el fósforo y haga que se consuman los productos solubles. El siguiente paso es el periodo de aireación, seguido de un tiempo de sedimentación. A partir de ese momento el efluente es retirado (Figura 7).

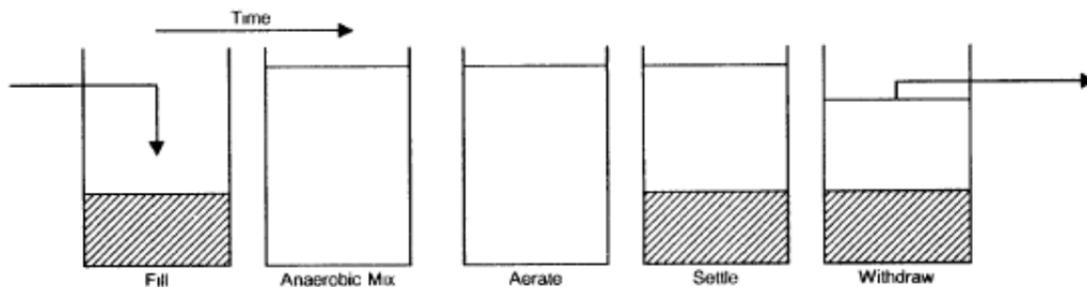


Figura 7. Secuencia del proceso SBR.

De esta manera, en los primeros años de la década de los 80, ya se disponía de los procesos más importantes de eliminación biológica de fósforo. Estos sistemas siguen estando vigentes y se utilizan principalmente, en plantas con requerimientos de niveles de fósforo en el efluente, aunque también son empleados en eliminación de nitrógeno.

En la Tabla 2 se recoge una comparación entre las distintas configuraciones, basada en aplicaciones a escala real y en plantas piloto.

PROCESOS	VENTAJAS	DESVENTAJAS
BARDENPHO	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Produce la menor cantidad de fango. ✓ Fango válido como fertilizante (tiene alto contenido en P). 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ Incremento de energía de bombeo y mantenimiento . ✗ Requiere altas relaciones DBO/P.
PHOSTRIP	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Fácilmente incorporable a los sistemas existentes. ✓ Proceso flexible. ✓ La eliminación de P no depende de la relación DBO/P. 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ Necesidad de adición de productos químicos. ✗ Necesita un reactor para el stripping. ✗ Ajuste de cal puede suponer un problema de mantenimiento.
A ² /O	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Fango válido como fertilizante (tiene alto contenido en P). 	
UCT	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Mejora la actividad de EBPR en combinación con nitrificación. 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ Incremento de energía de bombeo y mantenimiento (altos ciclos internos).
SBR	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Eliminación superior al 95% de P, N y DQO. 	

Tabla 2. Ventajas y desventajas de las diferentes configuraciones EBPR (Metcalf & Eddy, 1991).

1.4.2 DESARROLLO DE MODELOS BIOLÓGICOS

A partir de la segunda mitad de la década de los ochenta se desarrollan los principales modelos que emplean los procesos EBPR (Enhanced Biological Phosphorus Removal), basados principalmente en una serie de reacciones biológicas en las fases aerobia y anaerobia.

Mientras los investigadores e ingenieros se enfrentaban al reto de diseñar nuevos sistemas, se desarrollaron nuevos tipos de reactores basados en la observación experimental y en los conocimientos teóricos de los procesos.

El modelo conceptual, derivado de las observaciones experimentales, dio lugar a un modelo físico, determinado por la imagen obtenida a partir del modelo conceptual. Alcanzando un conocimiento más teórico y experimental, los investigadores expandieron su conocimiento y de esta forma se pudo desarrollar ampliamente el modelo conceptual.

Mientras que se presentaban las principales configuraciones EBPR y se probaban en plantas piloto o en laboratorio, los investigadores se enfrentaban a la problemática de la escasez de tiempo y dinero, lo que limitaba el número de modelos físicos que podían ser probados. De tal forma que la información obtenida de los modelos físicos y conceptuales fue reunida en modelos matemáticos mecanicistas y empíricos que facilitaban la evaluación de posibles configuraciones EBPR.

En la Figura 8 se muestran los conceptos de los diferentes modelos posibles en el diseño de la configuración de un reactor.

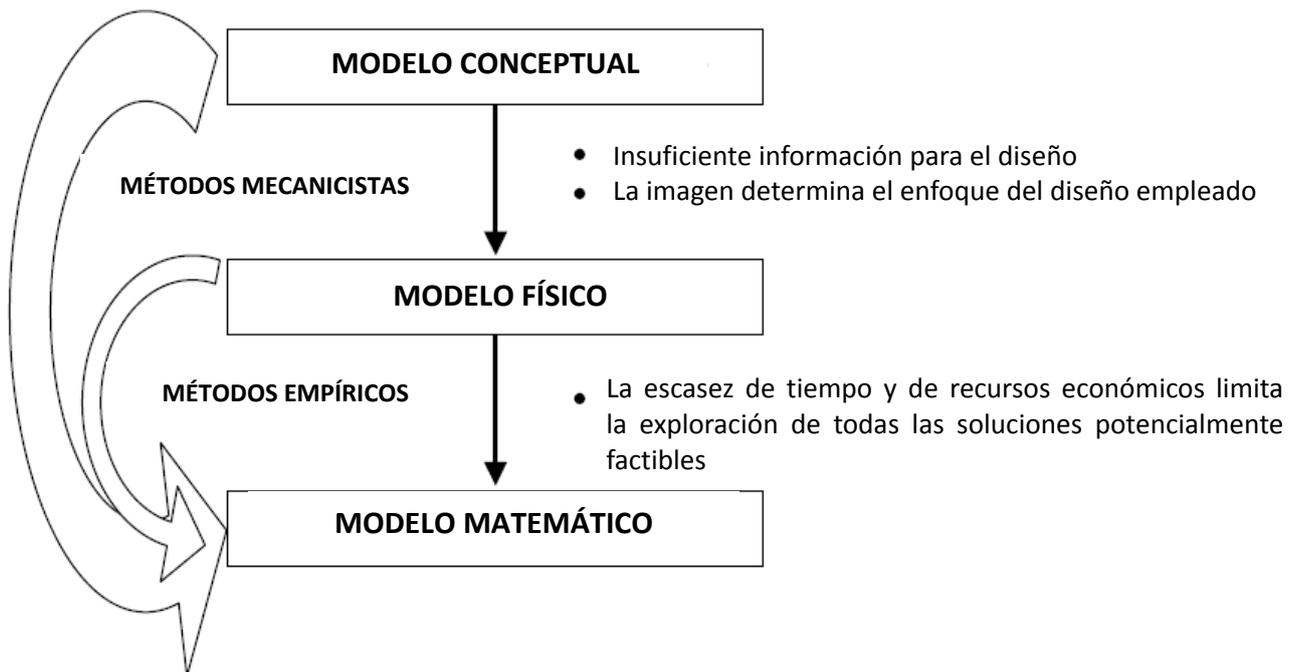


Figura 8. Diferentes conceptos de modelos posibles para el diseño de la configuración de un reactor.

Cuando se presenta de esta forma, se hace evidente que la modelación, en general, es también una parte inherente del diseño de una estación depuradora, independientemente del método utilizado.

Con sus limitaciones, tanto el modelo conceptual como el físico resultan ser importantes para el desarrollo de un modelo matemático que defina el espacio de diseño factible.

El modelo conceptual se basa en suposiciones acerca de la naturaleza tanto de los fenómenos que esos conceptos representan como de sus relaciones, conllevando un alto nivel de abstracción. Estos modelos utilizan métodos mecanicistas que consideran que la relación entre causa y efecto en los procesos producidos, es la influencia física entre las entidades que conforman el sistema.

Si el conocimiento conceptual se desarrolla lo suficiente, los métodos mecanicistas que se pueden formular son muy potentes porque permiten hacer una extrapolación del espacio de diseño.

Por su parte el modelo físico representa o copia, generalmente a escala, los procesos llevados a cabo, permitiendo su examen en diferentes circunstancias. Con métodos empíricos, que utilizan la observación y la experimentación de los fenómenos producidos, se pueden realizar análisis estadísticos, que sirvan para imitar los resultados finales obtenidos por estudios sobre el modelo físico.

Ambos modelos conformarían el modelo matemático más completo. El modelo matemático se define como un conjunto de diferentes tipos de ecuaciones, que sirven para relacionar las entradas, salidas y las características de un sistema (Jeppsson, 1996).

La modelación matemática sirve para que tanto el científico como el ingeniero adquieran conocimientos sobre los procesos implicados y mejoren la actividad en plantas a escala real. Pero mientras que para el científico, el modelo debe ser lo suficientemente complejo como para describir los procesos de acuerdo a los últimos avances realizados, el ingeniero necesita un modelo matemático simplificado que le permita realizar predicciones reales.

En ocasiones los modelos matemáticos abarcan tal número de reacciones que su complejidad va mucho más allá del conocimiento práctico de los usuarios. Aunque por otro lado los ingenieros que usan esos modelos para diseñar plantas de tratamiento obtienen el máximo beneficio de los modelos matemáticos.

Por tanto los modelos deben ser divididos en modelos aplicables para un amplio rango de condiciones de operación, no demasiado complejos y modelos avanzados destinados a científicos e ingenieros experimentados.

En general los modelos matemáticos en una estación depuradora son necesarios para:

- Facilitar el diseño y operación.
- Predecir el impacto de cambios de las características del agua residual.
- Desarrollar estrategias de control, comprobando la respuesta del sistema a diferentes tipos de entradas, sin poner en peligro la planta real.
- Analizar rendimientos, por ejemplo para la evaluación del impacto de la implantación de nuevos requerimientos del efluente en el diseño y coste operativo de la planta.
- Sensibilizar a los operadores, indicándoles la influencia de los cambios de las condiciones de operación.
- Para ampliar la base de conocimientos, dando lugar a nuevos modelos basados en la experiencia adquirida

En 1982, la International Water Association (IWA), colectivo de profesionales relacionados con la depuración del agua, a través del grupo de trabajo denominado International Association on Water Pollution Research and Control (IAWPRC), establece una modelación matemática para el diseño y operación de procesos de fangos activados. Durante 15 años el profesor G.v.R. Marais dirigió, en la Universidad de Ciudad del Cabo, unas investigaciones que han servido para desarrollar varios modelos matemáticos.

En los modelos biológicos más importantes, comúnmente aceptados por la comunidad científica, (Comeau et al. 1986 y Mino et al. 1987), se explica la fuente del poder reductor necesario para la síntesis de PHA (polihidroxialcanoato) por parte de las bacterias PAO.

Ambos modelos asumen que la alternancia de las fases anaerobia/aerobia es esencial para el crecimiento de las bacterias que acumulan fosfato en forma de poly-P (polifosfato).

En 1987 se publicó Activated Sludge Model No. 1 (ASM1), donde se modelaban conjuntamente los procesos de eliminación biológica de materia orgánica, nitrificación y desnitrificación.

ASM1 no fue solo un modelo, también era una guía para la caracterización del agua residual que permitiría desarrollar herramientas informáticas destinadas a conseguir modelos más reales con un menor número de cambios en los valores de los parámetros. Especialmente permitió introducir la notación matricial que facilitó la elaboración de modelos complejos.

Este modelo tuvo una nueva versión (ASM3) desarrollada por Henze en 1999, basado en los recientes avances en el conocimiento de los procesos de fangos activados, incidía en el almacenamiento interno de los compuestos, que juega un papel importante en el metabolismo de los organismos.

Pero antes, en 1995, otro grupo de trabajo perteneciente a la IWA (IAWQ), elabora el Activated Sludge Model No. 2 (ASM2), ampliación del ASM1 pero incluyendo los procesos de eliminación biológica de fósforo, cuya utilización en las plantas de tratamiento era cada vez más extendida.

A la vez que se desarrollan los modelos matemáticos, se elabora el tratado "*Microbiología y Bioquímica de los Procesos EBPR*" (Mino et al. 1998), donde se recogen todos los aspectos relacionados con la materia: microorganismos responsables de los procesos EBPR, aislamiento de los organismos acumuladores de polifosfato (PAOs), diversidad microbiológica del fango de los tratamientos EBPR, metabolismo de las bacterias PAOs, transmisión de energía en el metabolismo de las bacterias PAOs, desnitrificación realizada por las bacterias PAOs, acumulación de glicógeno por las bacterias GAOs, etc.

En 1999, la IWA publica el ASM2d, modificación del modelo ASM2, en el que se incluye el proceso de desnitrificación llevado a cabo por las bacterias PAO.

Aunque los modelos no eran muy necesarios para los procesos de eliminación de nitrógeno, la complejidad de la combinación de los procesos de eliminación de fósforo y nitrógeno hicieron necesario el uso de estos modelos para el diseño y control de estaciones depuradoras.

La gran aceptación de la familia de modelos ASM ha sido debida a tres factores:

- La utilización del mismo lenguaje cuando se usan los conceptos, la nomenclatura y la notación matricial, ha creado un modelo fuertemente desarrollado a lo largo de 15 años, que no ha sido igualado por otros modelos elaborados en esa época.
- El efecto de la organización del trabajo con un modelo, ha ayudado a los investigadores a lograr diseños experimentalmente más eficientes, así como a los operadores de planta a tener un mayor conocimiento de la información disponible de sus plantas.
- Los modelos han servido de guía para la investigación, de ciertos apartados como la caracterización del agua residual.

En 2004 en España, el grupo de investigación CALAGUA, presentó un modelo basado en el ASM2d. El modelo BNRM1 (Biological Nutrient Removal Model No 1) integra la mayor parte de los procesos físicos, químicos y biológicos que tienen lugar en una estación depuradora. Este modelo es la base de cálculo del software Desass, utilizado en las simulaciones realizadas en el presente trabajo. Desass también tiene implementados modelos de fermentación y digestión anaerobia de los fangos y de sedimentación, basados en modelos propuestos por Siegrist et al. (1993) y Takács et al. (1991), respectivamente.

1.4.3 FORMACIÓN DE PRECIPITADOS

El estudio de la formación de precipitados fue iniciado por el padre de la química analítica, Izaak Kolthoff, quién en 1932 publicó el tratado *“La Teoría de la Co-precipitación, Formación y Propiedades de Precipitados Cristalinos”*. En la década de los 60 aparecen los primeros trabajos que tratan los productos de precipitación más frecuentes en las estaciones depuradoras. En 1962 el científico Hillar Rootare publicó varios artículos sobre los fenómenos que afectan a las aguas con hidroxapatita (HAP), el fosfato cálcico más estable termodinámicamente. En 1963, Transactions of the Faraday Society publica *“Productos de Solubilidad de los Fosfatos de Amonio y Magnesio y de Potasio y Magnesio”* (Taylor et al.,

1963), donde se trataba sobre los productos de solubilidad de los precipitados con magnesio como la estruvita, la newberita o los fosfatos de trimagnesio.

En la década de los setenta se publican un gran número de ensayos donde se relaciona la precipitación y la formación de depósitos en tratamientos de aguas residuales:

- Profundización en el efecto del carbonato en la precipitación de fosfato cálcico (Ferguson y McCarty, 1971)
- Estudio de los depósitos de fosfatos en los sistemas de digestión (Borgerding, 1972).
- Investigación de la conversión de fosfato de calcio amorfo en hidroxiapatita microcristalina (Boskey y Posner, 1973).
- Precipitación de fosfatos en tratamientos anaerobios (Booram et al. 1975).
- Estabilización del fosfato de calcio amorfo Blumenthal et al. 1977).

Durante la década de los ochenta se suceden los tratados sobre la formación de fosfatos de calcio, hierro y magnesio.

En el año 1991 aparece la primera aplicación informática, de libre distribución y en entorno MS-DOS. MINTEQA2, es un programa desarrollado por la U.S.E.P.A. (United States Environmental Protection Agency), que incorpora un modelo geoquímico capaz de calcular el equilibrio entre las fases disuelta, adsorbida, sólida y gaseosa en determinadas condiciones. Este software se aplica en el cálculo de productos de solubilidad de precipitados y sirve para predecir la formación de hidroxiapatita y estruvita.

1.4.4 MODELOS MATEMÁTICOS DE PRECIPITACIÓN

A partir de la segunda mitad de la década de los años 90, se desarrollan modelos centrados en los procesos físico-químicos, como la precipitación y el intercambio de CO₂ con la atmosfera, reproduciendo adecuadamente situaciones de variación importante de pH, sobre todo en plantas con digestión anaerobia de fangos. Los modelos más importantes son:

- Modelo matemático para el estudio de los procesos de liberación y fijación del fósforo durante la digestión anaerobia del fango (Wild et al, 1997).
- Modelo cinético para la precipitación del fosfato de calcio en aguas residuales (Maurer et al, 1999).
- Modelo cinético para el cálculo de la composición de los sistemas ácido-base y de los procesos de precipitación (Musvoto et al, 2000).
- Modelo para el estudio de los factores que afectan a la precipitación del carbonato de calcio (Van Langerak et al, 2000).
- Estudio de la precipitación de la estruvita y del fosfato de calcio en la red separativa de orina (Udert et al, 2003).
- Modelo de precipitación de fósforo y calcio (Barat et al, 2011).
- Modelo BNRM2, que cuenta con el cálculo del pH (Barat et al, 2012).

1.4.5 RECUPERACIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO

Resulta de especial interés, la técnica de eliminación biológica de fósforo desarrollada por Mino en 1998, empleando una variante de los procesos PhoStrip, creada por Van Loosdrecht ese mismo año. Los procesos BCFS (Biological-chemical Phosphorus and Nitrogen Removal), combinan los métodos EBPR con la eliminación química de fósforo por precipitación y está especialmente diseñado para optimizar la actividad de las bacterias PAO (Figura 9).

La cuestión clave en este método es donde se lleva a cabo la precipitación química. La precipitación de altas concentraciones de fosfato (al final de la fase anaerobia), se produce cuando se minimiza la co-precipitación de otros minerales. Si la dosificación de productos químicos se realiza en el reactor de fangos, la acumulación de precipitados se producirá en el fango activado, esto conllevará una menor edad del fango y en consecuencia, mayor producción de lodos y menor eficiencia en la eliminación de nitrógeno. Por lo tanto los fosfatos serán precipitados en un reactor independiente (Stripper en línea), después de la separación de agua y lodos por decantación simple en la zona anaerobia.

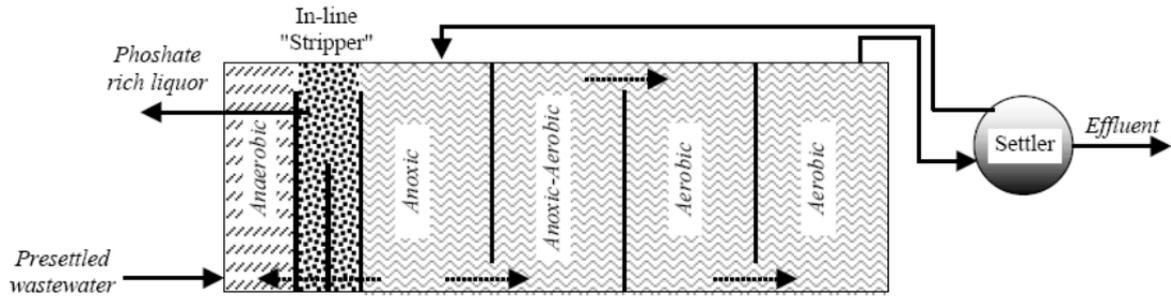


Figura 9. Esquema del proceso BCFS, desarrollado para la EDAR de Holten en 1999.

Este procedimiento abre un nuevo campo, poco estudiado hasta la fecha y recogido por Doyle y Parsons en 2002, la posibilidad de recuperación del fósforo de las aguas residuales, sin perjudicar la obtención de los niveles de fosfato requeridos en el efluente.

En 2003 se desarrollaron en Canadá dos experimentos en plantas piloto con técnicas distintas en las que se empleaba tanto el sobrenadante del fango digerido como el concentrado como reactores influentes. El primero de ellos se realizó en la Planta de Penticton (Forrest, 2004) y consistía en una planta piloto con dos reactores a escala con un volumen de diseño cuatro veces mayor que las plantas piloto diseñadas hasta esa fecha. El segundo experimento se llevó a cabo en la Planta de Richmond (Fattah, 2004) y constaba de un reactor de características similares al anterior. La principal diferencia entre ambos proyectos residía en que en el segundo se utilizaba el fango concentrado como fluido del proceso, en comparación con el primero que utilizaba el sobrenadante del digestor. El primer objetivo cumplido por ambos proyectos fue demostrar que la recuperación del fósforo era posible utilizando esta tecnología en plantas a escala real. Un segundo objetivo era mejorar el control sobre el tamaño y la morfología de los productos cristalizados obtenidos. Además la estruvita recogida era muy pura y de gran calidad para su utilización como fertilizante.

En la actualidad, uno de los objetivos principales en las estaciones depuradoras con corrientes ricas en fósforo, operadas mediante procesos de eliminación biológica de nutrientes, es la recuperación del fósforo en el sobrenadante de la digestión anaerobia mediante la precipitación controlada, principalmente, de fosfato cálcico o estruvita.

Durante siglos ha existido un verdadero ciclo del fósforo, el hombre y los animales consumían los cultivos, devolviendo a la tierra en forma de estiércol y residuos, los nutrientes necesarios.

En los primeros años de aplicación de los tratamientos de depuración de las aguas, este ciclo del fósforo fue modificado: los fosfatos se extraían de un recurso no renovable (roca fosfórica), pasaban a través de los cultivos (en forma de fertilizantes) al hombre y a los animales y terminaban en un vertedero (después de ser depurados), un pequeño porcentaje se reciclaba para la agricultura.

Los estudios que se llevan a cabo hoy en día intentan revertir este ciclo, haciendo un uso sostenible del fosfato, basado en su recuperación, ya sea aplicándolo de nuevo en las plantaciones agrícolas, o en otros usos industriales.

Para ello se hace necesario profundizar en las investigaciones sobre los principales precipitados: fosfato de calcio, fosfato de magnesio y amonio o fosfato de amonio y potasio. Aunque los procesos de recuperación ya se están operando a escala completa, mediante aplicaciones como DHV Crystalactor (Giesen, 1998), Kurita Process (Brett et al. 1997) o Pearl Process (Ostara, 2011) todavía existen procesos complementarios que no son del todo conocidos. Por ejemplo, el conocimiento de la dinámica de los procesos puede ayudar a mejorar el manejo de los sistemas de reacción. También se debe profundizar en los estudios de los sistemas de eliminación combinada de fosfatos y de metales pesados puesto que buena parte de la industria que no emplea el fosfato como fertilizante, demanda sales de fosfato o ácidos fosfóricos que hayan sido sustancialmente purificados.

En el caso del precipitado principal que tratamos en este estudio, la estruvita (fosfato de amonio y magnesio), resulta un excelente material para eliminar fósforo de las aguas residuales o de los lodos. La estruvita, en condiciones específicas muestra excelentes cualidades como fertilizante en comparación con fertilizantes tradicionales.

Gracias a su relativa insolubilidad en agua, actúa de forma que libera lentamente los fosfatos, lo que limita mucho el riesgo de que se produzca lixiviación.

La recuperación de fósforo en forma de estruvita es más ventajosa para la agricultura, que el fosfato mineral puro que extrae la industria del fertilizante, debido al bajo contenido en metales pesados que tiene.

También es más beneficioso que los compuestos utilizados habitualmente en la precipitación química. El hierro y aluminio, se unen rápida y firmemente a los fosfatos haciéndolos insolubles. Esto que puede parecer una ventaja hace que estos precipitados sean poco accesibles para los cultivos agrícolas. El fósforo ha sido el componente clave que ha hecho que la estruvita genere un gran interés gracias a sus posibilidades de recuperación y reutilización. Además como la cantidad y la calidad de la roca natural de fosfato se está reduciendo, se convierte en una atractiva oportunidad (Doyle y Parsons, 2002).

En definitiva se puede decir que la tecnología desarrollada para la recuperación de fósforo que en el año 2000 estaba en fase experimental, es hoy en día una realidad apoyada por la industria de los fosfatos.

La recuperación de estruvita depende de los procesos que preceden al tratamiento de fangos. Algunos investigadores consideran que existen un gran número de procesos que eliminan el fósforo biológicamente de las aguas residuales, generando corrientes de fango ricas en fósforo, que provocan la precipitación de estruvita (Stratful et al. 1999).

Es posible ajustar deliberadamente los constituyentes químicos del fango, de tal forma que se consiga que la precipitación de estruvita se produzca en un lugar determinado y de esta forma recuperar el fósforo con facilidad. Para esta aplicación se han desarrollado un gran número de procesos específicos para la precipitación y recuperación de estruvita.

Uno de los diseños más comunes incorpora un reactor de lecho fluidificado, consistente en un reactor estándar en columna con un material granular sobre el que precipita la estruvita. La precipitación se logra mediante cambios en el pH o en la concentración del fango.

Según algunos expertos, este material granular puede ser: arena de cuarzo o sílice (Battistoni et al., 2000), minerales como la antracita (The DHV Crystallactor, Greaves et al., 1999), clinker de magnesia, pumita (Stratful et al., 1999) y arcilla (Pérez Rodríguez et al., 1992). Estos materiales sirven como soporte para el crecimiento y proliferación de los cristales de estruvita. Algunas técnicas emplean el propio material a recuperar (fosfatos de calcio o estruvita), como base para la precipitación, de esta forma se consiguen diversos beneficios: no disminuye la pureza del material obtenido, el tratamiento del material base no supone un problema a la hora de procesarlo, la utilización del propio precipitado mejora la cinética del proceso, que requiere menos energía y por último se reduce el coste al reutilizar el propio material obtenido en el tratamiento (Durrant et al. 1999).

DESCRIPCIÓN DE LOS PROBLEMAS DE PRECIPITACIÓN

2 DESCRIPCIÓN DE LOS PROBLEMAS DE PRECIPITACIÓN

Como hemos adelantado en la introducción, la configuración de la planta de Murcia-Este está enfocada a la eliminación de materia orgánica y nutrientes (N y P) y cuenta con digestión anaerobia. En los procesos con eliminación biológica de nutrientes los fosfatos y los cationes metálicos son tomados y almacenados en forma de polifosfatos (Poly-P) dentro de las células de las bacterias PAO. Durante el tratamiento anaerobio del fango, especialmente durante la digestión, ese Poly-P es liberado a la fase líquida, incrementado la concentración de fosfato en el sistema. La concentración de otros iones también aumenta en el digestor: el magnesio soluble aumenta debido a la hidrólisis del Poly-P y el amonio aumenta por la degradación de las proteínas. La dureza del agua residual influye en los procesos de precipitación de fósforo en el interior del digestor, ya que determina las concentraciones de los iones Ca^{2+} y Mg^{2+} . Tanto el aumento de las concentraciones de los componentes disueltos como el aumento del pH durante la digestión anaerobia aumentan el riesgo potencial de precipitación de fósforo en esta fase de tratamiento.

Este estudio se centrará en los problemas de acumulación de estruvita ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) en la digestión anaerobia, afectando a elementos como tuberías, codos, impulsiones de bombas, filtros banda, en el bombeo del sobrenadante de las centrifugas y en general, a todos los equipos donde existe reducción de presión (se libera CO_2 y aumenta el pH).

La consecuencia es la obstrucción, a veces completa, de las tuberías, provocando problemas operacionales o la acumulación en el digestor, donde, al no poder realizarse una agitación energética se va llenando, reduciendo el volumen útil.

2.1 PROCESOS DE PRECIPITACIÓN

La precipitación está asociada a la eliminación biológica del fósforo, por medio de las bacterias acumuladoras de polifosfatos (PAOS). Estos microorganismos en la etapa aerobia retiran fósforo del medio y lo acumulan en forma de polifosfato, pero para poder hacerlo, necesitan antes, en la etapa anaerobia almacenar polihidroxialcanoatos (PHA) y polihidroxibutiratos (PHB) a partir de los ácidos volátiles existentes en el fango. En esta etapa se produce la suelta de fósforo y de grandes cantidades de potasio (K) y magnesio (Mg) que van asociados a la estructura de los polifosfatos $(K_{0,33}Mg_{0,33}PO_3)_n$. El aumento de fósforo y magnesio, junto con el elevado contenido en amonio (NH_4^+) del fango digerido, provoca a pHs básicos la formación de un fosfato de amonio y magnesio llamado estruvita ($MgNHPO_4 \cdot 6H_2O$).

Además de la precipitación con amonio y magnesio, el fósforo puede precipitar con otros cationes metálicos como el calcio, hierro y aluminio. En la Figura 10 se muestran las transformaciones que pueden sufrir las fracciones del fósforo durante la digestión anaerobia del fango.

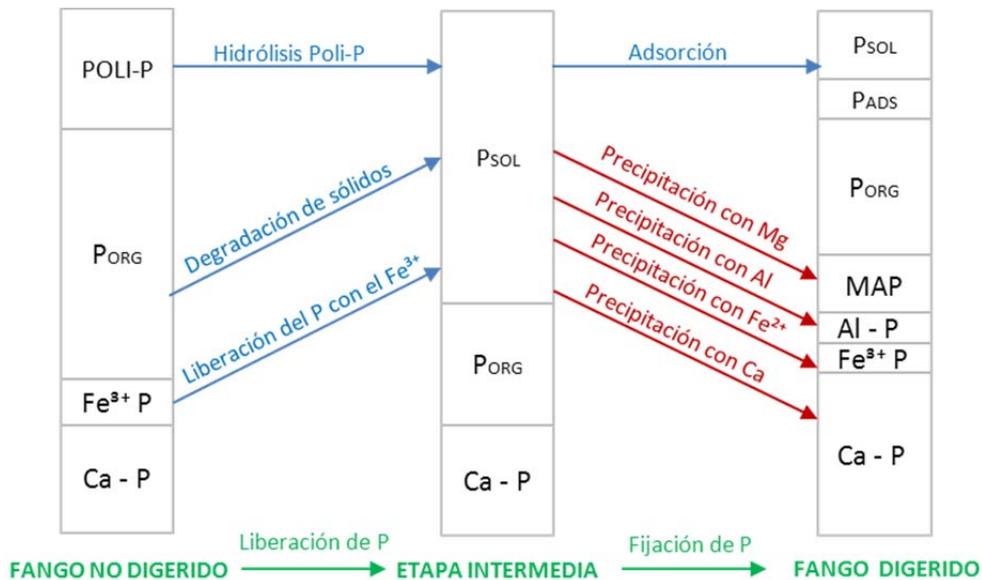


Figura 10. Procesos de fijación-liberación de fósforo durante la digestión anaerobia del fango (Wild y col., 1997).

En la etapa de liberación del fósforo se produce la suelta del polifosfato intracelular y la posterior hidrólisis. El fósforo orgánico pasa a fósforo soluble y el fósforo unido al hierro se liberará al pasar de Fe^{3+} a Fe^{2+} . Por su parte el fósforo unido al calcio formando hidroxiapatita es un compuesto muy estable y permanece como tal.

En la etapa de fijación del fósforo se produce la adsorción de parte del fósforo soluble y la formación de fósforo precipitado con iones magnesio, aluminio, hierro y calcio.

2.2 PRINCIPALES PRECIPITADOS

En sistemas con eliminación biológica de fósforo, los precipitados más frecuentes son los fosfatos cálcicos, carbonatos cálcicos y los precipitados con aluminio, hierro y magnesio.

Fosfato cálcico.

La forma más estable termodinámicamente es la hidroxiapatita (HAP), $Ca_5(PO_4)_3OH$, que depende de la temperatura y precipita a pHs comprendidos entre 6 y 7,4. También es habitual la formación de fosfato cálcico amorfo (ACP), $Ca_5(PO_4)_2xH_2O$, que precipita con un pH de 7,4.

Carbonato cálcico.

Da lugar a tres estructuras cristalinas diferentes: calcita, aragonita y vaterita. El principal precipitado es la calcita que disminuye al aumenta la concentración de los iones de magnesio, hierro, ortofosfato o de compuestos orgánicos disueltos.

Precipitados con aluminio.

La precipitación del fósforo con aluminio se produce por adición de iones de aluminio o porque las aguas residuales contengan elevadas concentraciones de aluminio. La formación más habitual es la variscita ($AlPO_4$), aunque se pueden formar numerosos productos dependiendo principalmente del pH.

Precipitados con hierro.

La vivianita ($\text{Fe}_3(\text{PO}_4)_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$) es un precipitado que aparece en la digestión anaerobia de fango donde, previamente, se ha producido floculación mediante la adición de hierro (II). Se forma en el sobrenadante de la digestión anaerobia por el paso de Fe^{3+} a Fe^{2+} .

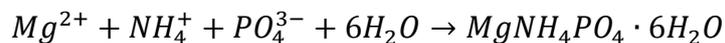
La estrengita (FePO_4), precipita en condiciones aerobias donde todo el hierro se encuentra en su forma oxidada como Fe^{3+} , para ello requiere altas temperaturas y elevadas concentraciones de P y Fe (III).

Precipitados con magnesio.

Las especies con mayor probabilidad de formarse a partir de una disolución que contenga Mg, NH_4 y PO_4 son la estruvita y la newberita.

La newberita ($\text{MgHPO}_4 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$) precipita solo a pHs relativamente bajos (inferiores a 6) y con altas concentraciones de Mg y P.

La estruvita ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) es la forma (junto con el fosfato de calcio), más importante de precipitación de fósforo durante la digestión de fangos procedentes de un sistema de tratamiento EBPR. Su reacción de formación es:



La estruvita es un fosfato de amonio y magnesio, que en presencia de concentraciones elevadas de sustancias inorgánicas disueltas en el agua y con pHs comprendidos entre 7 y 11, precipita de forma cristalizada. El aumento de la turbulencia de la mezcla favorece la formación del precipitado, puesto que se libera CO_2 disuelto, produciéndose el aumento del pH. Otro factor que induce a la precipitación es la temperatura, que al aumentar provoca una reducción en los tiempos de precipitación. En la Imagen 1 y en la Imagen 2 se aprecian los daños causados por los depósitos de estruvita en las tuberías, mientras que en la Imagen 3, se muestra la obstrucción producida en un codo.



Imagen 1. Depósito de estruvita en una tubería.



Imagen 2. Depósito de estruvita en una tubería.



Imagen 3. Depósito de estruvita en un codo.

OBJETIVOS DEL ESTUDIO

3 OBJETIVOS DEL ESTUDIO

La EDAR Murcia-Este, es la planta de tratamiento de aguas residuales más importante de la Comunidad Autónoma de Murcia y en ella se están produciendo problemas de acumulación de sólidos en forma de precipitación incontrolada en distintos puntos de la línea de fangos (durante la digestión anaerobia y en los procesos posteriores), dando lugar a dificultades en la explotación y en el mantenimiento. En este trabajo se va a proceder a estudiar el problema y a plantear las posibles soluciones del mismo.

El estudio de las posibles soluciones se realizará mediante la simulación de la línea de fangos de la estación depuradora, utilizando las herramientas informáticas desarrolladas por el grupo de investigación CALAGUA. Con estas simulaciones se pretende modificar las condiciones de funcionamiento de la planta, reduciendo el contenido de los componentes que producen las precipitaciones incontroladas en la actualidad.

Las modificaciones a introducir en la planta pueden ser de dos tipos:

- Funcionales: manteniendo los procesos existentes, se cambiará la gestión de la planta, para mejorar rendimientos e impedir la formación de precipitados en puntos críticos. Los costes relacionados con esta resolución del problema serán mínimos.
- Estructurales: se realizarán modificaciones en los elementos que componen la planta. La elección de esta alternativa llevará asociado un coste importante debido a los cambios en la infraestructura actual.

Introduciendo pequeños cambios estructurales en la planta y realizando las simulaciones necesarias se podrán comparar unos modelos de funcionamiento que una vez comparados, nos permitan elegir de la solución más adecuada.

Los modelos de simulación son mecanismos útiles para poder estimar el comportamiento de los elementos del sistema (en este caso de la línea de fangos), ante diferentes cambios a los que son sometidos.

Aunque existen tratamientos más sencillos que pueden combatir directamente los problemas de precipitación, por ejemplo, la adición de sales como el cloruro férrico, tienen desventajas importantes, puesto que, además de aumentar la producción de fangos, resultan caros y no permiten la recuperación del fósforo.

Mientras que la precipitación incontrolada, provoca la inutilización de instalaciones y la disminución de la eficiencia de los procesos, la precipitación controlada tiene enormes ventajas:

- Recuperación del fósforo en forma de sólido.
- Reutilización como fertilizante y utilización en la fabricación de detergentes, cosméticos y piensos para animales.
- Reducción de la concentración de fósforo recirculado con el sobrenadante a cabecera de planta, que si es muy alta afecta al rendimiento del proceso de eliminación biológica de fósforo.
- Reducción de la cantidad de fangos generados al llevarse a cabo un proceso biológico, frente a la gran producción de fangos generada por la eliminación química.

Las alternativas que se van a proponer en este estudio además de ayudar a reducir las precipitaciones incontroladas, irán orientadas a mejorar los procesos de recuperación de fósforo.

METODOLOGÍA

4 METODOLOGÍA

Una vez analizados los objetivos del proyecto será necesario concretar las zonas de actuación y como se van a ver modificados los elementos que forman el sistema. En la Figura 11 se esquematiza el proceso de tratamiento de la estación depuradora, comparando a grandes rasgos lo que ocurre sin eliminación biológica de fósforo (caso 1) y con EBPR (caso 2). En el primer caso el tratamiento biológico elimina materia orgánica y nutrientes, mientras que los fosfatos son eliminados por precipitación química añadiendo sales de hierro. Se genera una mayor cantidad de fangos, que hace necesario tener unas instalaciones para la digestión y para la deshidratación de mayores dimensiones. El fango obtenido tiene un alto contenido en fósforo y no es apto para su utilización en agricultura. Por otro lado el efluente tiene una alta salinidad debido a las sales añadidas.

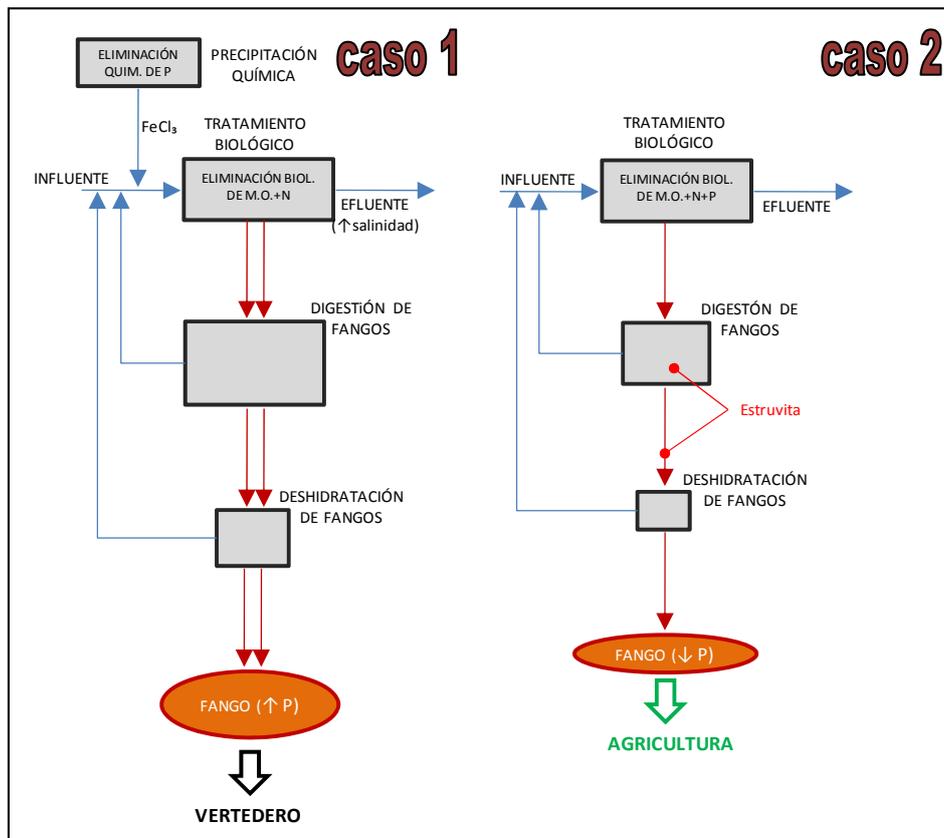


Figura 11. Comparativa esquematizada de las dos situaciones planteadas.

Centrándonos en el segundo caso (Figura 12, caso 2.a), el tratamiento biológico elimina materia orgánica, nitrógeno y fósforo, generándose menor cantidad de fangos que además al tener un bajo contenido en fosfatos es válido para agricultura. Otra ventaja importante son las dimensiones más reducidas de las instalaciones necesarias.

El principal inconveniente de este sistema, es la formación de estruvita. Este será el objetivo, reducir el contenido de estruvita para que este segundo caso sea completamente ventajoso.

En la figura 12 (caso 2.b) se muestra la zona de actuación para conseguir la reducción de precipitación incontrolada y poder de esta forma optimizar las condiciones de tratamiento.

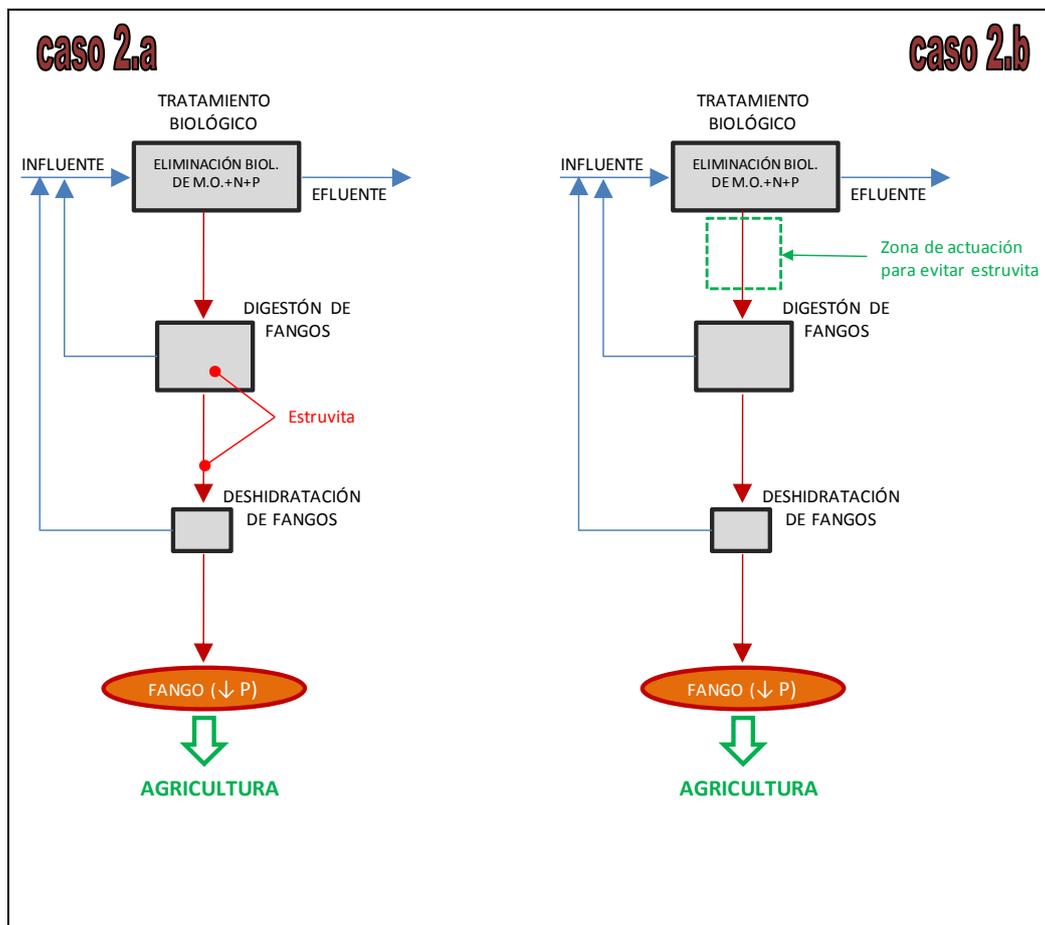


Figura 12. Esquema de la situación óptima.

DESCRIPCIÓN DE LA EDAR MURCIA-ESTE

5 DESCRIPCIÓN DE LA EDAR MURCIA-ESTE

La Estación Depuradora de Aguas Residuales Murcia-Este es una planta de tratamiento de las aguas residuales urbanas generadas en los sistemas de colectores de saneamiento de la ciudad de Murcia. Fue construida en el año 2000, ocupa una parcela de 12,5 Hectáreas y está situada en la margen izquierda del Río Segura, aguas abajo de Murcia y a unos 500 metros de la confluencia con el río Guadalentín.

La planta está proyectada para un caudal de 100.000 m³/d, equivalente a una población de 980.000 habitantes, con unas cargas contaminantes, en temporada alta, de 588 mg/l de DBO₅ y 548 mg/l de Sólidos en Suspensión.

La EDAR Murcia-Este es una planta de tratamiento mediante proceso biológico de fangos activados, con esquema tipo A²/O, que incorpora a la zona aireada tradicional, selectores anóxicos y anaerobios en cabecera de tratamiento, permitiendo una significativa eliminación de nutrientes (N y P) en el agua tratada.

La línea de fangos está formada por dos líneas de espesamiento de gravedad, flotación y tambores espesadores con posterior digestión anaerobia. Finalmente los lodos son deshidratados mediante centrífugas con adición de polielectrolito. La instalación se completa con un sistema de desodorización por vía química de los principales focos de emisión de olores.

Las aguas depuradas son devueltas al Río Segura colaborando activamente a la regeneración y conservación del mismo.

En la Figura 13 se puede observar el esquema de tratamiento de la estación depuradora para el tratamiento primario y para el tratamiento secundario de la línea de aguas, así como para el tratamiento completo de la línea de fangos.

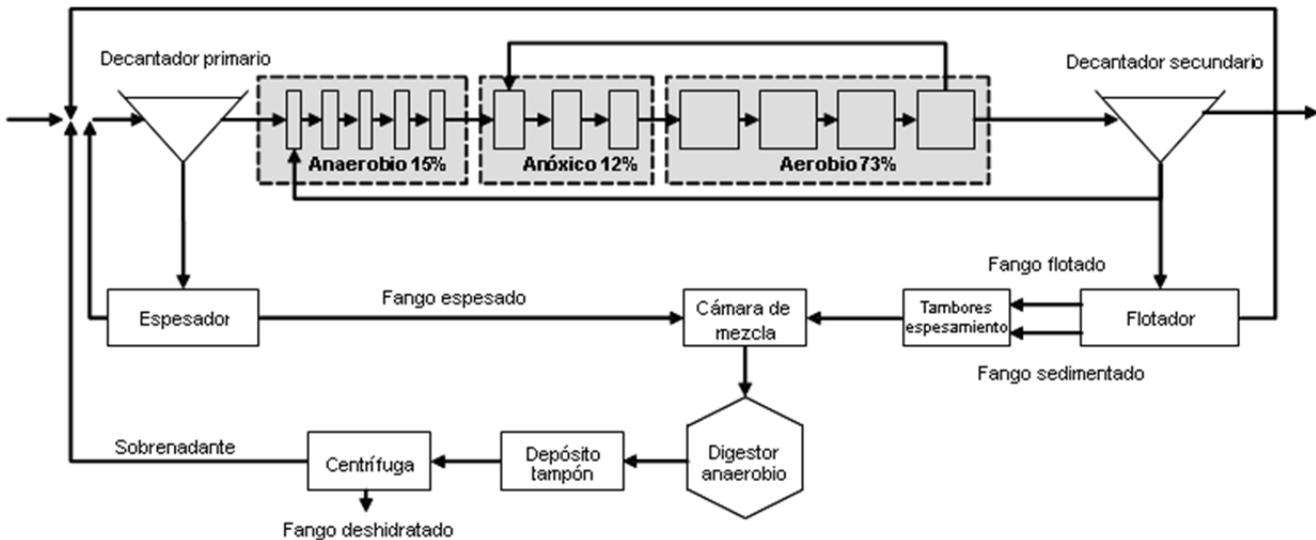


Figura 13. Esquema general de la planta.

5.1 DESBASTE Y PRETRATAMIENTO

La llegada de agua bruta procedente de los colectores de Beniaján y Zarandona, pasa a través de dos pozos de gruesos que permiten la sedimentación de los sólidos más pesados, realizándose la extracción de los mismos mediante cuchara bivalva hidráulica.

Una vez elevada el agua a través de dos cámaras de bombas a distinta cota, se realiza un primer desbaste de sólidos gruesos en cuatro canales dotados de rejillas automáticas de 20 mm. Posteriormente se eliminan los finos mediante tamices autolimpiantes de 3 mm. Los residuos sólidos vierten a un tornillo transportador-compactador que, a su vez, descarga en un contenedor.

5.2 DESARENADOR Y DESENGRASE

A la salida de los canales de desbaste el agua pasa a unos depósitos rectangulares donde, tras un súbito aumento de sección, se fuerza la sedimentación de las arenas que transporta

el agua al disminuir la velocidad lineal. Igualmente en este punto se provoca la emulsión de grasas mediante la aireación con cuatro motosoplantes.

5.3 AJUSTE DE PH

Para poder actuar con medidas correctoras adecuadas frente a vertidos ocasionales que puedan ocasionar variaciones significativas de pH, la planta cuenta con dos líneas de ajuste de pH, formadas, cada una de ellas, por dos cámaras con electro-agitadores verticales y bombas dosificadoras de hidróxido sódico y ácido sulfúrico.

5.4 DECANTACIÓN PRIMARIA

La decantación primaria está formada por cuatro decantadores lamelares de 37,45 metros de longitud por cinco de anchura, proporcionando un volumen unitario de 875 m³. Cada uno de ellos está compuesto por cuatro filas de lamelas de 35 metros de longitud, separadas 80 mm e inclinadas 60° respecto a la horizontal. Están provistos de purgas independientes mediante válvulas, que conducen el fango a una cámara con bombas centrífugas horizontales que lo impulsan a los espesadores de gravedad.

5.5 TRATAMIENTO BIOLÓGICO

El agua decantada pasa a continuación a las tres cubas de aireación con las que cuenta la instalación. El volumen total de los reactores biológicos es de 41.405 m³.

El tipo de tratamiento biológico utilizado es el A²/O modificado, consistente en tres reactores rectangulares. Cada unidad está formada por varias zonas anóxicas (12% del volumen total), anaerobias (15 %) y aerobias (73%), con las que se consiguen excelentes resultados en la reducción de la DBO, nitrógeno y fósforo.

El oxígeno requerido para el proceso es aportado por cuatro turbocompresores, que inyectan el aire mediante difusores de membrana elástica.

Para mantener en suspensión a los sólidos se instalan 16 agitadores por línea. Completan el tratamiento los bombeos de recirculación interna y externa de fangos.

5.6 DECANTACIÓN SECUNDARIA

La decantación secundaria está formada por cuatro elementos circulares de gravedad de 47 m de diámetro y 3,70 m de altura útil, proporcionando un volumen unitario de 6.419 m³.

Mediante válvulas automáticas se conducen los fangos a la cámara de bombas donde son impulsados a la recirculación del tratamiento biológico y a los espesadores por flotación.

El agua tratada es almacenada en una arqueta de salida de 71 m³, donde se le adiciona hipoclorito sódico y es vertida al río Segura.

5.7 LÍNEA DE FANGOS

La línea de fangos para el tratamiento primario está formada por dos espesadores de gravedad, de forma circular, de 15 m de diámetro y 4 m de altura útil, que proporcionan un volumen total de 1.603 m³. Van cubiertos con una cúpula de poliéster reforzado con fibra de vidrio, para lograr una buena desodorización.

El fango espesado es extraído por medio de bombas de tornillo helicoidal, que lo impulsan a la cámara de mezcla.

La línea de fangos para el tratamiento secundario la forman dos espesadores por flotación de 15 m de diámetro y 3 m de altura útil. En principio, uno de los dos flotadores es utilizado como reserva. Por tanto el volumen útil es de 530 m³.

El material flotado vierte por gravedad a un depósito de almacenamiento de donde pasará por bombeo a dos tambores de espesamiento. Estos, a su vez, lo descargarán en la cámara de mezcla que tiene un volumen de 79 m³.

La cámara de mezcla, que recibe tanto el fango primario, como el fango secundario, cuenta con un agitador sumergido que tiene la función de homogeneizar los caudales de entrada e impedir que se produzcan decantaciones. De esta cámara se aspira el producto mediante bombas de tornillo helicoidal, impulsándolo a la digestión anaerobia.

Para la digestión anaerobia se emplean tres digestores primarios, cilíndricos verticales de 26 m de diámetro y 11,50 m de altura útil, con un volumen total de 18.317 m³.

La agitación del fango, para romper la costra formada se efectúa con cuatro compresores abastecidos por el gas metano producido por la planta.

El sistema de calentamiento del digestor utiliza dos calderas de 1.000.000 Kcal/h, un intercambiador de calor y bombas de recirculación en los circuitos de agua y fango.

El material digerido es concentrado en dos espesadores de 18 m de diámetro y 4,5 m de altura útil, que proporcionan un volumen total de 2.621 m³.

Ambas unidades están cubiertas con campanas de poliéster, para impedir la propagación de olores.

La deshidratación es efectuada por medio de tres centrifugas de 21 m³/h de caudal unitario, que debe ser acondicionado con la adición de polielectrolito.

El fango deshidratado es almacenado en dos tolvas de donde es retirado mediante el correspondiente transporte, mientras que el sobrenadante generado es recirculado a la cabecera de la planta.

5.8 LÍNEA DE GAS

El biogás generado en los digestores primarios es conducido a dos gasómetros esféricos de doble membrana de 14,8 m de diámetro. El volumen útil es de 2.700 m³ y sirve para alimentar las calderas de calefacción del fango. El exceso de gas es quemado en una antorcha de 1829 Nm³/h de capacidad.

En la Imagen 4 podemos observar la línea de fangos de la Estación Depuradora de Murcia-Este.



Imagen 4. Línea de fangos de la EDAR Murcia-Este.

ANTECEDENTES

6 ANTECEDENTES

Para la realización del estudio de las posibles soluciones al problema de precipitación incontrolada, se desarrolló una campaña analítica exhaustiva en la línea de fangos, con la finalidad de obtener datos para la simulación y calibración de un modelo tipo BNRM1 mediante el software Desass.

6.1 CAMPAÑA DE MUESTREO

La campaña de muestreo tenía como objetivo identificar los problemas de precipitación y para ello se realizaron análisis en diferentes puntos de la planta, en dos periodos de tiempo distintos: verano (funcionamiento normal) y otoño (funcionamiento con baja carga).

La Figura 14 muestra la configuración de la planta con los puntos de muestreo marcados. La campaña estaba compuesta por cuatro tomas de datos en dos semanas consecutivas (dos días consecutivos de cada semana). Siendo los resultados obtenidos los valores promedio de los cuatro muestreos.

Los parámetros determinados fueron: Caudal, pH, temperatura, conductividad, alcalinidad y las concentraciones de sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV), DQO total, DQO soluble, ácido acético, fosfatos (PO_4), alcalinidad, amonio (NH_4), y calcio, potasio, magnesio, fósforo y nitrógeno, en su componente soluble y en el valor total. Todos los análisis fueron llevados a cabo de acuerdo a los Métodos Estándar (APHA, 1998).

Para detectar posibles incoherencias en los resultados obtenidos en el muestreo, se realizaron balances en cada uno de los elementos del sistema entre las corrientes de entrada y de salida.

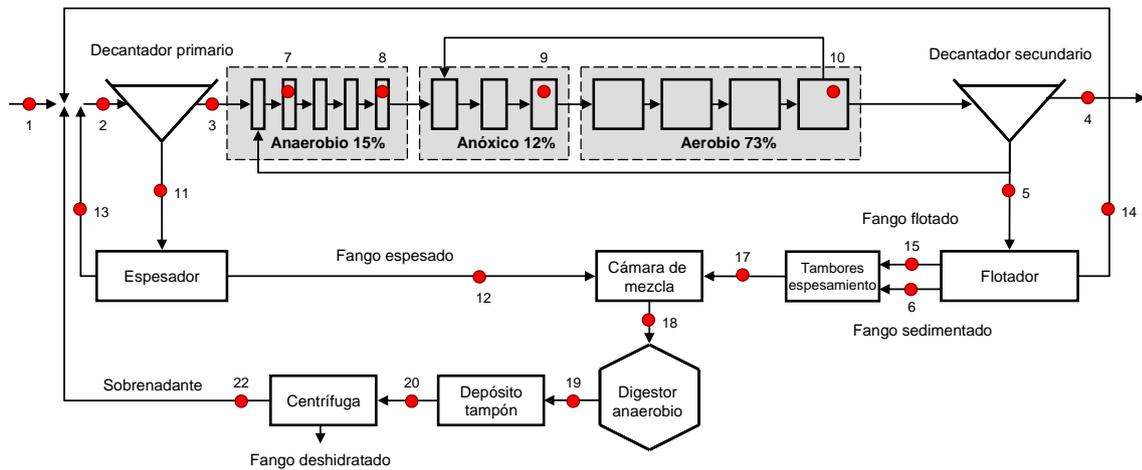


Figura 14. Puntos de muestreo.

Como el estudio pretende reducir la precipitación de fósforo en la digestión anaerobia y en los elementos situados aguas debajo de la digestión, nos centraremos en el análisis de la línea de fango y los puntos de muestreo escogidos serán los relativos a los dos elementos aguas arriba de la digestión anaerobia: el espesador y el flotador y en el propio digestor.

6.1.1 DIGESTOR ANAEROBIO

Aunque las medidas que se van a proponer, afectarán sobre todo a los elementos de la línea de fangos previos a la digestión, resulta de especial interés conocer los datos del muestreo referente a la digestión anaerobia, puesto que en ella se producirán los principales procesos de precipitación.

En la Tabla 3 aparecen, las corrientes que forman el balance en el digestor: las entradas a la cámara de mezcla desde los espesadores (nº12) y desde el flotador (nº17), la salida de la cámara mezcla (nº18) y la salida del digestor (nº19).

Parámetro	Unidades	corriente 12	corriente 17	corriente 18	corriente 19
Caudal	m ³ /d	275	477	752	752
pH		7.1	6.9	7.0	7.7
Temperatura	°C	23	23	23	35
Conductividad	µs/cm	691.8	541.8	596.6	1035.7
SS	mg/l	55500	39750	45510	33750
SSV	mg/l	41250	31750	35224	21750
DQO total	mg O ₂ /l	66000	44883	52606	33363
DQO sol.	mg O ₂ /l	7210	2015	3915	2390
PO₄	mgP-PO ₄ /l	52.4	84.9	73.0	121.8
ALK	mg CaCO ₃ /l	5162.1	2130.4	3239.1	7565.5
NH₄	mg N-NH ₄ /l	179.1	28.6	83.6	865.1
Ca total	mg Ca/l	3107	1061.5	1809.5	2234.9
Ca sol.	mg Ca/l	612.4	220.3	363.7	142.9
K total	mg K/l	77.6	423.0	296.7	372.7
K sol.	mg K/l	43.3	194.7	139.3	270.2
Mg total	mg Mg/l	333.0	443.9	403.3	395.9
Mg sol.	mg Mg/l	132.7	163.4	152.2	94.6
P total	mg P/l	747.8	1032	928.1	614.5
N total	mg N/l	2011.7	2947.6	2605.4	2133.0
N sol.	mg N/l	640.5	355.5	459.7	890.6

Tabla 3. Concentraciones de las corrientes circulantes en la digestión anaerobia.

Podemos ver como las concentraciones totales de potasio, calcio y fósforo no se conservan en el digestor (corrientes 18 y 19), esto puede ser debido a errores en las determinaciones analíticas.

Para poder saber realmente el fósforo precipitado en el digestor anaerobio, habrá que realizar algunas estimaciones.

Sabemos que la digestión es la fase del tratamiento donde se produce la mayor liberación de fósforo, por tanto en el digestor podemos encontrar la máxima concentración de fósforo soluble disponible para precipitar (P_{libTOT}). La liberación total de fósforo ocurre por dos vías: hidrólisis de polifosfatos y degradación de los sólidos orgánicos.

El fósforo almacenado intracelularmente por las bacterias PAO en forma de Poly-P, en condiciones anaerobias, es totalmente hidrolizado durante la digestión anaerobia. Junto con el fósforo liberado se produce suelta de magnesio y potasio. Según Jardin y Popel (1994), la

relación del magnesio y el potasio con el fósforo es la misma que la observada durante la absorción de fósforo en el proceso EBPR. Estas relaciones utilizadas para los cálculos son: 0.354 g K/ g P y 0.282 g Mg/g P (Barat et al., 2005).

También la degradación de los sólidos orgánicos lleva asociada la liberación del magnesio y potasio, (además del calcio), contenido en la materia orgánica. Estas concentraciones pueden calcularse a partir de la DQO suspendida, degradada durante la digestión anaerobia:

$$K_{libDQO} = i_{K_DQOsusp} \cdot (DQO_{SUSP_infl} - DQO_{SUSP_efl})$$

$$Mg_{libDQO} = i_{Mg_DQOsusp} \cdot (DQO_{SUSP_infl} - DQO_{SUSP_efl})$$

$$Ca_{libDQO} = i_{Ca_DQOsusp} \cdot (DQO_{SUSP_infl} - DQO_{SUSP_efl})$$

El potasio no precipita con ningún otro elemento, es conservativo y permite estimar el fósforo liberado por las bacterias PAO (P_{libPAO}) a partir de los análisis del potasio soluble del influente y del efluente del digestor, así como del potasio liberado en la degradación de los sólidos:

$$P_{libPAO} = \frac{1}{0.354} \cdot K_{libPAO} = \frac{1}{0.354} \cdot (K_{efl} - K_{infl} - K_{libDQO})$$

En cuanto al fósforo liberado por la degradación de los sólidos orgánicos (P_{libORG}), se puede estimar en un 2% de los SSV eliminados.

El fósforo precipitado durante el proceso de digestión se calcula como:

$$P_{prec} = P_{infl} + P_{libORG} + P_{LIBPAO} - P_{efl} = P_{infl} + P_{libTOT} - P_{efl}$$

El porcentaje de fósforo precipitado, respecto al fósforo soluble disponible será:

$$\%P_{prec} = \frac{P_{prec}}{P_{infl} + P_{libTOT}} \cdot 100$$

El magnesio que precipita en forma de estruvita, interviene en los procesos de liberación de Poly-P por las bacterias PAO y la degradación de los sólidos, por tanto su concentración puede calcularse de la siguiente forma:

$$Mg_{prec} = Mg_{infl} + Mg_{libDQO} + Mg_{LIBPAO} - Mg_{efl}$$

En cuanto al calcio soluble precipitado, su concentración se puede calcular a partir del único proceso en el que participa, la degradación de los sólidos:

$$Ca_{prec} = Ca_{infl} + Ca_{libDQO} - Ca_{efl}$$

Por último y de forma análoga al fósforo se obtienen los porcentajes de magnesio y calcio precipitado en función, respectivamente del magnesio y calcio soluble disponible:

$$\%Mg_{prec} = \frac{Mg_{prec}}{Mg_{infl} + Mg_{libDQO} + Mg_{LIBPAO}} \cdot 100$$

$$\%Ca_{prec} = \frac{Ca_{prec}}{Ca_{infl} + Ca_{libDQO}} \cdot 100$$

Siguiendo la teoría de Seckler et al. (1991), asumiremos que la estruvita es el precipitado de magnesio con mayor posibilidad de formarse en presencia de amonio y fosfatos, en un digestor anaerobio. Por tanto en el proceso estudiado se considerará que todo el magnesio precipitado, lo hace en forma de estruvita (MAP).

Por su parte el calcio, aparece habitualmente en los digestores anaerobios en forma de fosfatos cálcicos. De los fosfatos cálcicos existentes, la hidroxiapatita (HAP), es la más habitual y la más fácilmente distinguible mediante balance.

El resto de fósforo fijado se puede atribuir a fenómenos de precipitación con el hierro que se adiciona en la cámara de mezcla y a fenómenos de adsorción sobre la superficie de los sólidos.

Con estas consideraciones, se obtienen los valores de fósforo liberado y precipitados formados, que figuran en la Tabla 4.

parámetro	kg /d	%
P_{libPAO}	178.9	
P_{libORG}	202.7	
P_{prec}	344.8	79.0
Mg_{prec}	143.9	66.9
Ca_{prec}	212.6	77.7

Tabla 4. Liberación de P y precipitados formados.

Considerando que todo el Poly-P es hidrolizado durante la digestión anaerobia, la mayor parte del fósforo almacenado por las bacterias PAO, es liberado en el espesado del fango secundario. Sin embargo los resultados obtenidos tanto en el balance del flotador como del digestor, que mientras que en la etapa de flotación se liberan 36,7 Kg P/d, en la digestión anaerobia se liberan 178,9 Kg P/d debido a la acción de las bacterias PAO. Estas contradicciones son debidas a problemas en la toma de muestras y a la acumulación de Polifosfato que se produce en el interior del digestor anaerobio.

En la Tabla 5 se indica la proporción de los diferentes precipitados formados. El porcentaje de fósforo precipitado como estruvita se puede estimar teniendo en cuenta su fórmula química: $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$. El porcentaje de fósforo fijado como fosfato cálcico, se obtiene a partir de los moles de calcio precipitados y considerando que la relación Ca/P de la hidroxiapatita (HAP, $Ca_5(PO_4)_3OH$) es de 1.67. El fósforo restante se ha atribuido a fenómenos de precipitación relacionados con el hierro.

parámetro	%
P_{Prec} Estruvita	53.2
P_{Prec} HAP	28.6
$P_{PrecFe+Adsorbido}$ superficie sólidos	18.2

Tabla 5. Porcentaje de precipitados formados.

Observando los resultados obtenidos se puede concluir que los procesos de precipitación incontrolada se producen principalmente durante la digestión anaerobia, debido a las siguientes causas:

- Importante aumento en la concentración de amonio (pasa de 83.6 mg N-NH₄/l a la entrada del digestor a 865.1 mg N-NH₄/l a la salida).
- Aumento en la concentración de PO₄³⁻ por suelta de Poly-P e hidrólisis (pasando de 73 mg P-PO₄/l a la entrada del digestor a 121.8 mg P-PO₄/l a la salida).
- Aumento en la concentración de Mg²⁺ por suelta de Poly-P e hidrólisis (aunque en la salida no se incrementa la concentración respecto a la de la entrada, porque las especies formadas serán Mg_{libPAO} y Mg_{libDQO}).
- Aumento del pH (pasa de 7.0 antes de la digestión a 7.7 a la salida del digestor). En realidad el incremento de pH es el causante del aumento de las especies solubles de P, K, Mg, NH₄ y Ca, en el digestor.

En definitiva como se indica en la Tabla 4 y en la Tabla 5, el 79% del fósforo disponible precipita en el interior del digestor, en forma de estruvita (53.2%), hidroxiapatita (28.6%) y hierro junto con el fósforo adsorbido en la superficie de los sólidos (18.2%).

6.1.2 ESPESADORES

Para calcular las concentraciones de la corriente de entrada, se han hecho las siguientes consideraciones:

- Las concentraciones totales de fósforo, nitrógeno, calcio, magnesio y potasio se conservan, por tanto la concentración total de entrada será igual a las concentraciones totales de salida.
- La DQO total también se conserva, en este caso se desprecia la variación de DQO producida por el crecimiento de bacterias metanogénicas y acidogénicas.
- La concentración de sólidos suspendidos y sólidos suspendidos volátiles, se calculan asumiendo una disminución por hidrólisis, estimada a partir del incremento de la DQO soluble en el espesador y el contenido en sólidos de la DQO suspendida ($i_{TSS_DQOsusp}$). Las expresiones serán:

$$SST_{11} = \frac{SST_{12} \cdot Q_{12} + SST_{13} \cdot Q_{13} + \Delta DQO_{SOL} \cdot i_{TSS_DQO_{susp}}}{Q_{11}}$$

$$SSV_{11} = \frac{SSV_{12} \cdot Q_{12} + SSV_{13} \cdot Q_{13} + \Delta DQO_{SOL} \cdot i_{TSS_DQO_{susp}}}{Q_{11}}$$

En la Tabla 6 se presentan los resultados obtenidos, para la corriente de entrada al espesador desde el tratamiento primario (nº 11), para la corriente de salida del fango espesado (nº12) y para el sobrenadante recirculado a cabecera de planta ((nº13).

Parámetro	Unidades	Corriente 11	Corriente 12	Corriente 13
Caudal	m3/d	5100	275	4825
pH		7.7	7.1	7.7
Temp.	°C	23	23	23
Conduct.	µs/cm 20°C	2716.3	691.8	2756.3
SS	mg/l	2167	55500	260
SSV	mg/l	1533	41250	167
DQO tot.	mg O ₂ /l	1420	66000	812
DQO sol.	mg O ₂ /l	313	7210	561
Ác. Acético	mg O ₂ /l	93.8	2000	161.9
PO₄	mgP-PO ₄ /l	10	52.4	10
ALK	mg CaCO ₃ /l	765.6	5162.1	744.8
NH₄	mg N-NH ₄ /l	54.7	179.1	54.7
Ca tot	mg Ca/l	148.7	3107	141.9
Ca sol.	mg Ca/l	115.1	612.4	122.4
K tot	mg K/l	28.1	77.6	28.4
K sol.	mg K/l	25.4	43.3	24.6
Mg tot	mg Mg/l	71.6	333	67.5
Mg sol.	mg Mg/l	64.2	132.7	59.4
P tot	mg P/l	18.7	747.8	15.7
N tot	mg N/l	177.5	2011.7	104.3
N sol.	mg N/l	81.9	640.5	86.1

Tabla 6. Concentraciones de las corrientes de entrada y salida a los espesadores.

6.1.3 FLOTADOR

El balance de corrientes en el flotador se realiza con la corriente de entrada al mismo (nº 5), con la recirculación (nº14) y con la corriente de salida al digestor anaerobio (nº 17).

En este caso se va a realizar una modificación respecto a los datos obtenidos. La concentración del ácido acético, que se asumirá como nula, puesto que lo habitual en un fango que proviene de un tratamiento biológico es que el acetato se consuma rápidamente.

En la Tabla 7 se muestran los resultados obtenidos.

Parámetro	Unidades	Corriente 5	Corriente 17	Corriente 14
Caudal	m ³ /d	2526	477	2049
pH		7	6.9	7.7
Temp.	°C	23	23	23
Conduct.	µs/cm 20°C	2416.3	541.8	2302.5
SS	mg/l	7675	39750	58
SSV	mg/l	5600	31750	46
DQO tot.	mg O ₂ /l	7295	44883	71
DQO sol.	mg O ₂ /l	698	2015	31
Ác. Acético	mg O ₂ /l	0	0	0
PO₄	mgP-PO ₄ /l	9.5	84.9	5
ALK	mg CaCO ₃ /l	607.9	2130.4	393.2
NH₄	mg N-NH ₄ /l	2	28.6	0.6
Ca tot	mg Ca/l	267.9	1061.5	117
Ca sol.	mg Ca/l	97.5	220.3	102.6
K tot	mg K/l	120.2	423	25.7
K sol.	mg K/l	54.1	194.7	22.2
Mg tot	mg Mg/l	125.1	443.9	61.3
Mg sol.	mg Mg/l	78.8	163.4	54.6
P tot	mg P/l	240.3	1032	8
N tot	mg N/l	526.2	2947.6	42.4
N sol.	mg N/l	58.6	355.5	25

Tabla 7. Concentraciones de las corrientes de entrada y salida al flotador.

SIMULACIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA

7 SIMULACIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA

Como hemos dicho anteriormente, el objetivo de este estudio es minimizar las precipitaciones incontroladas, que generan los problemas de mantenimiento en la estación depuradora. Estos problemas de precipitación afectan principalmente a la línea de fangos y más concretamente al digester y a los elementos situados aguas abajo de la digestión. Para poder valorar consecuencias provocadas y proponer las soluciones más adecuadas, el análisis debe centrarse en los elementos de la línea de fangos situados aguas arriba de la digestión, para así de esta manera impedir que se produzcan las condiciones favorables a la formación de precipitados a partir de la digestión.

La simulación de los elementos de la línea de fangos situados aguas arriba de la digestión tendrá por objeto calibrar el modelo matemático (descrito en el anejo) y de esta forma evaluar el funcionamiento de la EDAR Murcia-Este en la actualidad.

7.1 MODELACIÓN DE LA LÍNEA DE FANGOS

Para poder realizar la calibración del modelo matemático implementado en el software de Desass, se simuló el sistema espesador-flotador-cámara de mezcla (Figura 15) puesto que estos son los elementos que intervienen en el tratamiento de fangos aguas arriba de la digestión anaerobia.

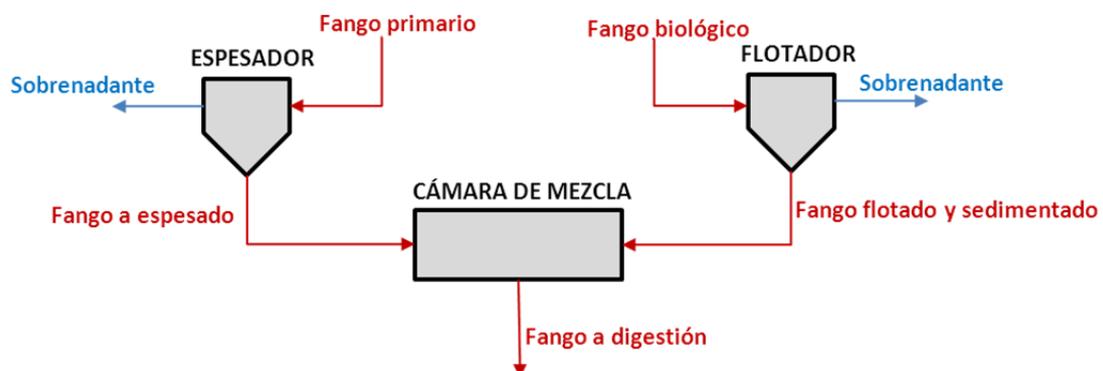


Figura 15. Modelo de la línea de fangos aguas arriba del digester.

Para simular el espesado del fango primario será necesario diseñar dos espesadores de forma prefijada, con los parámetros relativos a sus dimensiones reales, recogidos en la Tabla 8.

Parámetro	Unidades	Valor
Diámetro	m	15
Calado	m	4.0
Pendiente	%	15
$Q_{\text{extracción fangos}}/Q_{\text{entrada}}$		0.054

Tabla 8. Parámetros de diseño del espesador del fango primario.

Con la relación entre el caudal de entrada y el caudal de extracción de fangos se regula el caudal que se envía a la digestión, haciéndolo coincidir con los caudales reales de la planta.

Puesto que Desass no cuenta con elemento flotador y la solución propuesta no conlleva ninguna modificación del sistema de flotación de fangos secundarios, se decidió no modelizar el proceso de flotación, tomando como dato de entrada al modelo la caracterización realizada del fango flotado (punto de muestreo nº 17, Figura 14, página 56).

Como cámara mezcla de fango primario y secundario se utilizó en la simulación de Desass un fermentador de volumen fijo de 79,2 m³.

Para la modelación de la línea de fangos se han utilizado los datos obtenidos en la campaña de otoño debido a que en ese periodo la carga de sólidos en la línea de fangos es superior a la de la campaña de verano. Por ello se simulará en las condiciones más desfavorables de funcionamiento de los espesadores, que será el elemento crítico en la solución que vamos a desarrollar posteriormente.

7.1.1 CARACTERIZACIÓN DEL FANGO PRIMARIO

El modelo que se empleará en la simulación de la línea de fangos necesita las concentraciones de los distintos componentes que componen el fango primario. Estas concentraciones han sido obtenidas a partir de las analíticas realizadas y ajustadas en las corriente nº 11 (Figura 14, página 56).

Será necesario conocer el contenido en sólidos de los componentes suspendidos y la composición en fósforo, nitrógeno, magnesio, potasio y calcio, para asegurar la conservación de dichos elementos en el modelo.

Debido a que, a partir de los datos analíticos, no se conocen todos los parámetros necesarios para la completa caracterización de los componentes del modelo, se han tenido que realizar una serie de hipótesis en base a los resultados obtenidos en las simulaciones de cada uno de los elementos.

Partiendo de la consideración de que la materia orgánica suspendida del fango primario está formada principalmente por X_S , X_I y X_{ACID} , estas últimas por crecimiento por fermentación en el fondo del decantador primario, las ecuaciones utilizadas para el cálculo de las concentraciones de la materia orgánica suspendida y soluble son:

$$DQO_{susp} = X_S + X_I + X_{ACID}$$

$$DQO_{sol} = S_F + S_I + S_A$$

Se ha asumido que el calcio suspendido está en forma de carbonato cálcico precipitado y el potasio y magnesio suspendido están en la materia orgánica suspendida.

En la Tabla 9 se muestran los valores de las concentraciones de los componentes del fango primario utilizados en las simulaciones.

Se observan diferencias en el contenido en SS, P, N, Ca, Mg y K, entre los valores de la campaña de muestreo y los calculados en la simulación. Estos últimos se han obtenido ajustando el modelo para reproducir las concentraciones totales medidas en el fango primario.

Este ajuste se ha realizado modificando los valores de las constantes estequiométricas que aparecen en la Tabla 10. Las constantes estequiométricas son factores de conversión que se utilizan en las ecuaciones de continuidad empleadas por el modelo matemático BNRM1.

Los valores del contenido en potasio y magnesio de la materia orgánica suspendida lentamente biodegradable e inerte (i_{MgXS} , i_{KXS} , i_{MgXI} , i_{KXI}) de la Tabla 10, han sido obtenidos a partir la caracterización del fango de entrada al espesador (fango primario) y el de salida (fango espesado).

$$i_{KXS} = i_{KXI} = \text{promedio} \left(\frac{K_{susp11}}{DQO_{susp11}}; \frac{K_{susp12}}{DQO_{susp12}} \right)$$

$$i_{MgXS} = i_{MgXI} = \text{promedio} \left(\frac{Mg_{susp11}}{DQO_{susp11}}; \frac{Mg_{susp12}}{DQO_{susp12}} \right)$$

Este cálculo tan solo se puede realizar en el fango primario debido a que el único proceso que afecta a la variación de K y Mg soluble es la hidrólisis de la DQO suspendida.

Parámetro	Unidades	Fango primario (corriente 11)	
		Experimental	Simulación
pH		7,70	7,70
X _{TSS}	mg/l	3239,00	3666,56
SSV	mg/l	2382,00	2809,66
DQO total	mg O ₂ /l	4327,00	4326,90
DQO sol.	mg O ₂ /l	313,00	313,10
S _{PO₄}	mgP-PO ₄ /l	10,00	10,00
S _{NH₄}	mg N-NH ₄ /l	54,70	54,70
Ca total	mg Ca/l	301,80	301,82
S _{Ca}	mg Ca/l	115,10	115,10
K total	mg K/l	31,00	29,46
S _K	mg K/l	25,40	25,40
Mg total	mg Mg/l	81,80	80,67
S _{Mg}	mg Mg/l	64,20	64,22
P total	mg P/l	55,20	55,21
N total	mg N/l	207,20	203,21
N sol.	mg N/l	81,90	62,38
S _F	mg DQO/l	167,00	167,00
S _A	mg DQO/l	93,80	93,80
S _I	mg DQO/l	52,30	52,30
X _I	mg DQO/l	1999,50	1999,50
X _S	mg DQO/l	2004,30	2004,30
X _{NV}	mg SS/l	425,70	425,70
X _{ACID}	mg DQO/l	10,00	10,00
X _{Calcita}	mg SS/l	431,20	431,20

Tabla 9. Caracterización del fango primario (corriente número 11).

Factores estequiométricos	Unidades	Valores
i_{NSI}	g N/ g DQO	0,035
i_{NSF}	g N/ g DQO	0,035
i_{NXI}	g N/ g DQO	0,035
i_{NXS}	g N/ g DQO	0,035
i_{NBM}	g N/ g DQO	0,07
i_{PSI}	g P/ g DQO	0
i_{PSF}	g P/ g DQO	0,001
i_{PXI}	g P/ g DQO	0,011
i_{PXS}	g P/ g DQO	0,011
i_{PBM}	g P/ g DQO	0,02
i_{TSSXI}	g TSS/ g DQO	0,7
i_{TSSXS}	g TSS/ g DQO	0,7
i_{TSSBM}	g TSS/ g DQO	0,7
i_{MgSI}	g Mg/ g DQO	0,0001
i_{MgSF}	g Mg/ g DQO	0,0001
i_{MgXI}	g Mg/ g DQO	0,0041
i_{MgXS}	g Mg/ g DQO	0,0041
i_{MgBM}	g Mg/ g DQO	0,0035
i_{MgXPP}	g Mg/ g DQO	0,28
i_{KSI}	g K/ g DQO	0,0001
i_{KSF}	g K/ g DQO	0,0001
i_{KXI}	g K/ g DQO	0,001
i_{KXS}	g K/ g DQO	0,001
i_{KBM}	g K/ g DQO	0,006
i_{KXPP}	g K/ g DQO	0,35
i_{CaSI}	g Ca/ g DQO	0
i_{CaSF}	g Ca/ g DQO	0
i_{CaXI}	g Ca/ g DQO	0,0035
i_{CaXS}	g Ca/ g DQO	0,0035
i_{CaBM}	g Ca/ g DQO	0,0035

Tabla 10. Factores estequiométricos utilizados para el fango primario.

7.1.2 CARACTERIZACIÓN DEL FANGO BIOLÓGICO

La EDAR Murcia-Este está diseñada con el propósito de eliminar biológicamente el fósforo mediante el desarrollo de las bacterias acumuladoras de polifosfatos (PAOs). Como se indica en el anexo 1, en la descripción de los procesos biológicos, estas bacterias se desarrollan por la alternancia de condiciones aerobias-anaerobias, en presencia de ácidos grasos volátiles (AGV). En condiciones anaerobias almacenan intracelularmente AGV en forma de polihidroxialcanoatos (PHA), liberando fosfatos. En condiciones aerobias crecen a partir de las reservas de PHA, tomando el fósforo disuelto para almacenarlo intracelularmente en forma de polifosfatos (Poly-P).

El balance final descarga-absorción, como se aprecia en la Figura 16, es favorable a la eliminación de fósforo en condiciones aerobias.

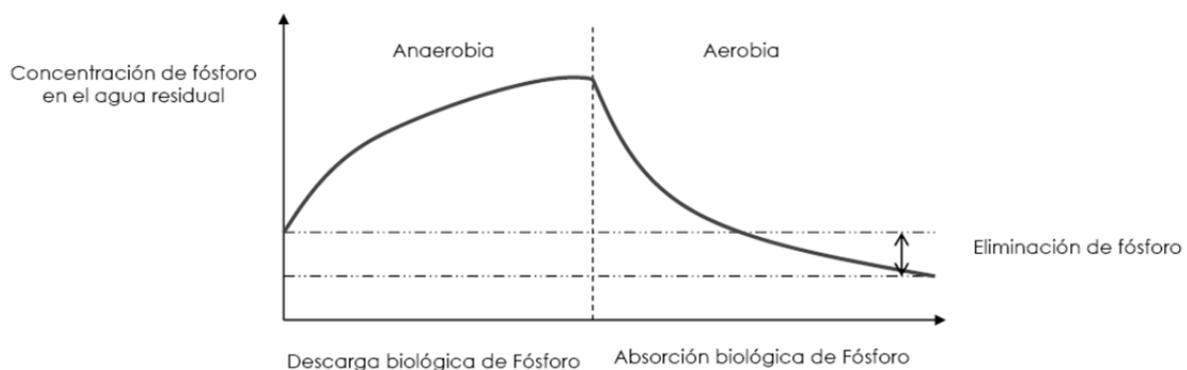


Figura 16. Balance de fósforo en condiciones anaerobias y aerobias.

Los resultados obtenidos en cuanto al fósforo disuelto en la línea de aguas confirman una importante actividad de las bacterias PAO en la estación depuradora de Murcia-Este.

Por tanto para el fango biológico consideraremos que la biomasa está formada principalmente por las bacterias heterótrofas (X_H) y las bacterias acumuladoras de polifosfatos (X_{PAO}).

La ecuación utilizada, en este caso, para el cálculo de las concentraciones de la materia orgánica suspendida será:

$$DQO_{SUSP} = X_S + X_I + X_H + X_{PAO} + X_{PHA}$$

Para la ecuación de la materia orgánica soluble, se despreciará el contenido en ácido acético (S_A) puesto que al ser un fango que proviene del tratamiento biológico, lo normal, es que se consuma rápidamente.

$$DQO_{SOL} = S_F + S_I$$

Dado que se desconocen las proporciones relativas de los distintos componentes que forman la DQO del fango biológico, mediante simulaciones de la línea de aguas a partir de la caracterización del agua influente (punto de muestreo nº 1, Figura 14, página 56), caudales, características del reactor biológico y tiempo de retención celular del sistema de fangos activos, es posible estimar el porcentaje de DQO_{SUSP} que está en forma de X_S , X_I y biomasa.

De esta forma se concluyó que aproximadamente el 15% de la DQO_{SUSP} está en forma de X_S , el 25% en forma de X_I y el resto (60%) en forma de biomasa ($X_H + X_{PAO} + X_{PHA}$).

Para la obtención de la concentración del X_{PP} en el fango biológico se ha partido del potasio suspendido (K_{SUSP}) en dicho fango, del contenido en potasio de la DQO suspendida y del contenido en potasio del Poly-P.

$$X_{PP} = \frac{K_{XPP}}{i_{KPP}} = \frac{K_{SUSP} - K_{DQOSUSP}}{i_{KPP}} = \frac{K_{SUSP} - [(X_H + X_{PAO}) \cdot i_{KBM} + X_I \cdot i_{KXI} + X_S \cdot i_{KXS}]}{i_{KPP}}$$

La estimación de la población de bacterias acumuladoras de Poly-P (X_{PAO}) se ha realizado a partir del contenido en Poly-P (X_{PP}). La máxima concentración de Poly-P por unidad de bacteria PAO (K_{MAX}) es de 0.34 gP/gDQO (Henze et al. 1999).

A partir de este valor y considerando que las bacterias PAO están a un 60% de su capacidad máxima de almacenamiento de Poly-P a la salida del reactor aerobio, se puede estimar la concentración de X_{PAO} , mediante la ecuación:

$$X_{PAO} = \frac{X_{PP}}{0.6 \cdot K_{MAX}}$$

Con este sistema de ecuaciones linealmente dependientes, la resolución se puede llevar a cabo, mediante algoritmos de aproximación como el Método de Newton-Raphson.

La Tabla 11 muestra los valores de las concentraciones de los componentes del modelo para el fango biológico.

Parámetro	Unidades	Fango flotado (corriente 17)	
		Experimental	Simulación
pH		6,90	6,90
X_{TSS}	mg SS/l	39750,00	38517,11
SSV	mg/l	31750,00	29987,39
DQO total	mg O ₂ /l	44883,00	44682,40
DQO sol.	mg O ₂ /l	2015,00	2014,70
S_{PO_4}	mgP-PO ₄ /l	84,90	84,90
S_{NH_4}	mg N-NH ₄ /l	28,60	28,60
Ca total	mg Ca/l	1051,50	1061,46
S_{Ca}	mg Ca/l	220,30	220,30
K total	mg K/l	423,00	422,37
S_K	mg K/l	194,70	194,70
Mg total	mg Mg/l	443,90	365,52
S_{Mg}	mg Mg/l	163,40	163,40
P total	mg P/l	1032,00	1104,19
N total	mg N/l	2947,60	2944,60
N sol.	mg N/l	355,50	129,34
S_F	mg DQO/l	1940,70	1940,70
S_I	mg DQO/l	74,00	74,00
X_I	mg DQO/l	10717,20	10717,20
X_S	mg DQO/l	6430,30	6430,30
X_{NV}	mg SS/l	6272,40	6272,40
X_H	mg DQO/l	24716,10	24716,10
X_{PAO}	mg DQO/l	804,10	804,10
X_{PP}	mg P/l	164,00	164,00
X_{PHA}	mg DQO/l	200,00	200,00
$X_{Calcita}$	mg SS/l	1727,60	1727,60

Tabla 11. Caracterización del fango biológico (corriente número 17).

Al igual que en el caso del fango primario, el contenido en SS, P, N, Ca, Mg y K, de los componentes del modelo, se ha ajustado mediante los factores estequiométricos (tabla 12).

Factores estequiométricos	Unidades	Valores
i_{NSI}	g N/ g DQO	0,035
i_{NSF}	g N/ g DQO	0,035
i_{NXI}	g N/ g DQO	0,07
i_{NXS}	g N/ g DQO	0,07
i_{NBM}	g N/ g DQO	0,07
i_{PSI}	g P/ g DQO	0
i_{PSF}	g P/ g DQO	0,001
i_{PXI}	g P/ g DQO	0,02
i_{PXS}	g P/ g DQO	0,02
i_{PBM}	g P/ g DQO	0,02
i_{TSSXI}	g TSS/ g DQO	0,7
i_{TSSXS}	g TSS/ g DQO	0,7
i_{TSSBM}	g TSS/ g DQO	0,7
i_{MgSI}	g Mg/ g DQO	0,0001
i_{MgSF}	g Mg/ g DQO	0,0001
i_{MgXI}	g Mg/ g DQO	0,0039
i_{MgXS}	g Mg/ g DQO	0,0039
i_{MgBM}	g Mg/ g DQO	0,0035
i_{MgXPP}	g Mg/ g DQO	0,28
i_{KSI}	g K/ g DQO	0,0001
i_{KSF}	g K/ g DQO	0,0001
i_{KXI}	g K/ g DQO	0,001
i_{KXS}	g K/ g DQO	0,001
i_{KBM}	g K/ g DQO	0,006
i_{KXPP}	g K/ g DQO	0,35
i_{CaSI}	g Ca/ g DQO	0
i_{CaSF}	g Ca/ g DQO	0
i_{CaXI}	g Ca/ g DQO	0,0035
i_{CaXS}	g Ca/ g DQO	0,0035
i_{CaBM}	g Ca/ g DQO	0,0035

Tabla 12. Factores estequiométricos utilizados para el fango biológico.

7.1.3 RESULTADOS

Una vez caracterizadas las entradas al sistema que se pretende simular, se procederá al montaje del esquema con el software Desass.

En la Figura 17 se recogen los elementos que conforman el modelo realizado para la simulación. Los nudos son elementos auxiliares que permiten la distribución de las diferentes corrientes. Como se indico con anterioridad, la cámara de mezcla no existe como tal en el simulador y por esta razón se ha empleado un fermentador.

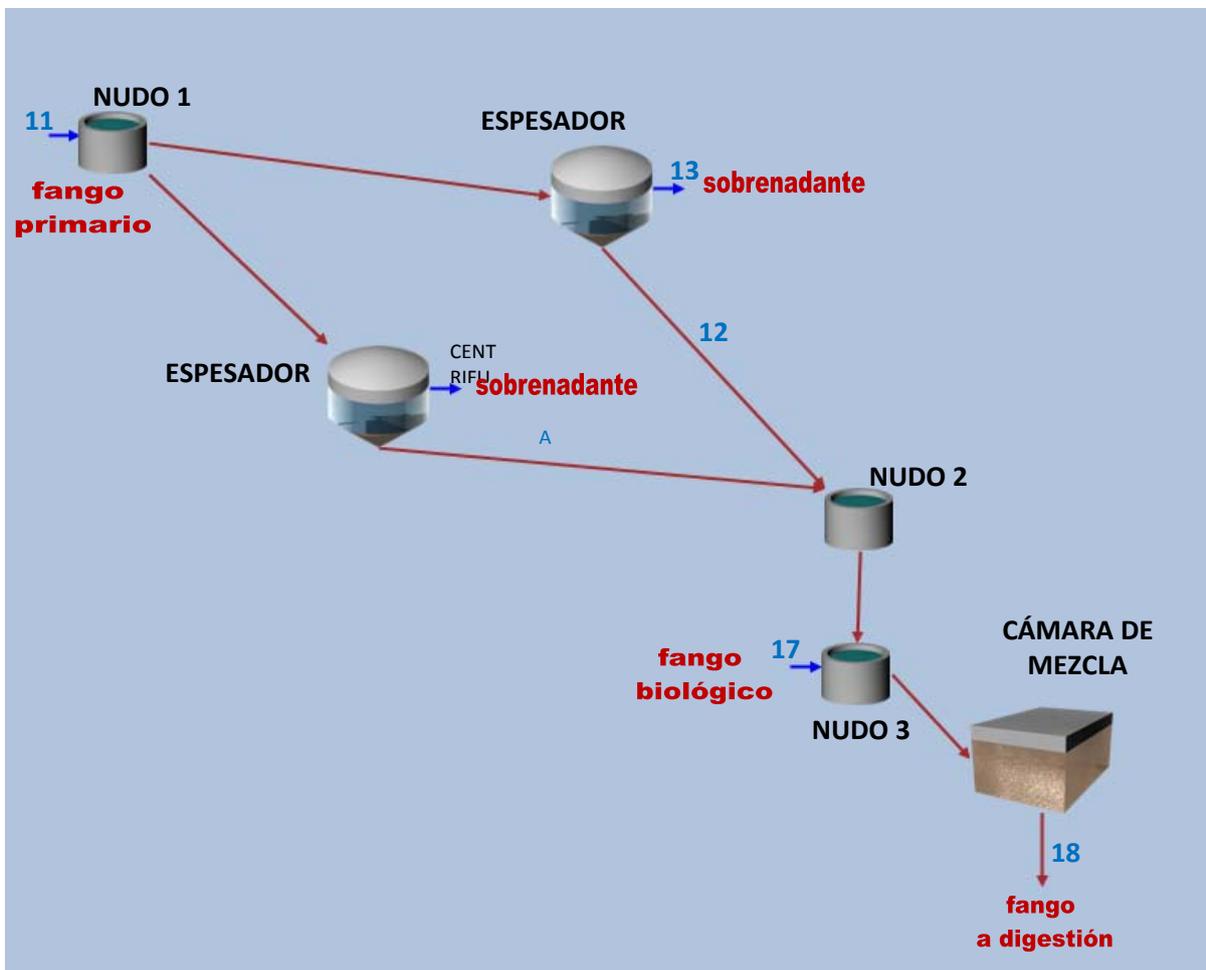


Figura 17. Esquema del modelo empleado para la simulación de la línea de fangos.

Por lo que respecta a los caudales de la figura 17, la entrada al nudo 1 se corresponde con la corriente número 11, que proviene del decantador primario (fango primario), mientras que la entrada al nudo 3 es la corriente 17 que proviene del flotador (fango biológico). La corriente 12 representa al fango espesado por gravedad, mientras que la corriente número 13 es el sobrenadante que se recircula a la cabecera de planta. Finalmente, de la cámara de mezcla sale la corriente número 18, que es la entrada al digestor anaerobio.

En la Tabla 13 se muestra la comparación entre los resultados experimentales y los resultados simulados, obtenidos en las corrientes de salida de los espesadores.

Parámetro	Unidades	Fango espesado (corriente 12)		Sobrenadante (corriente 13)	
		Experimental	Simulado	Experimental	Simulado
pH		7,1	6,96	7,7	7,69
SS	mg/l	55500	54615,57	260	472,56
SSV	mg/l	41250	41021,1	167	342,75
DQO total	mg O ₂ /l	66000	65650,42	812	826,4
DQO sol.	mg O ₂ /l	7210	7048,85	561	336,76
PO ₄	mgP-PO ₄ /l	52,4	81,51	10	10,25
NH ₄	mg N-NH ₄ /l	179,1	88,8	54,7	55,05
Ca total	mg Ca/l	3107	2997,63	141,9	147,94
Ca sol.	mg Ca/l	612,4	138,68	122,4	115,18
K total	mg K/l	77,6	91,66	28,4	25,92
K sol.	mg K/l	43,3	32,22	24,6	25,42
Mg total	mg Mg/l	333	332	67,5	66,33
Mg sol.	mg Mg/l	132,7	91,83	59,4	64,32
P total	mg P/l	747,8	743,51	15,7	15,92
N total	mg N/l	2011,7	2355,64	104,3	80,34
N sol.	mg N/l	640,5	298,71	86,1	63,16

Tabla 13. Comparativa de resultados experimentales y simulados en el espesador de fango primario.

Como se observa en los resultados de la simulación, el modelo utilizado es capaz de reproducir el proceso físico de espesado y los procesos biológicos que tienen lugar en los espesadores. No obstante existen discrepancias en la determinación de algunos parámetros de forma experimental o simulada. Estas discrepancias pueden ser debidas a problemas relacionados con la toma de datos, puesto que el muestreo es siempre puntual y en corrientes operadas de forma discontinua, dando lugar a una variabilidad en función del instante de la toma de muestra.

Una vez mezclado el fango procedente del tratamiento primario que ha sido espesado por gravedad y el fango procedente del tratamiento secundario que ha sido espesado por flotación, se mezclan y se obtiene la corriente número 18, que será la entrada a la digestión anaerobia.

En la Tabla 14 se recogen los valores de los resultados experimentales y simulados que deben reproducen los procesos biológicos llevados a cabo en la cámara de mezcla.

Es importante destacar que, debido a los valores bajos de pH alcanzados en estos elementos (inferiores a 7 en todo momento), el modelo no predice la formación de precipitados en ningún punto del sistema espesador-flotador-cámara de mezcla.

Parámetro	Unidades	Fango mezclado (corriente 18)	
		Experimental	Simulado
pH		6,8	6,92
SS	mg/l	44500	43874,62
SSV	mg/l	34500	33691,15
DQO total	mg O ₂ /l	51125	52204,8
DQO sol.	mg O ₂ /l	2980	4308,41
PO ₄	mgP-PO ₄ /l	110,6	158,21
ALK	mg CaCO ₃ /l	2885,3	5766,4
NH ₄	mg N-NH ₄ /l	96,3	76,71
Ca total	mg Ca/l	1601,8	1770,15
Ca sol.	mg Ca/l	297,5	192,54
K total	mg K/l	302,2	301,34
K sol.	mg K/l	268,4	161,45
Mg total	mg Mg/l	381,9	353,26
Mg sol.	mg Mg/l	193,1	156,58
P total	mg P/l	1023,7	972,21
N total	mg N/l	2594,2	2818,54
N sol.	mg N/l	420	218,62

Tabla 14. Comparativa de resultados experimentales y simulados en la entrada a la digestión.

Hemos comentado que el estudio se va a centrar en los elementos de la línea de fangos situados aguas arriba del digestor, para ello ya tendríamos caracterizadas las corrientes necesarias para realizar las simulaciones. Pero en este punto sería interesante poder hacer una simulación incorporando al esquema la digestión anaerobia. De esta forma podremos comparar los resultados de las soluciones obtenidas, con los valores iniciales de la planta sin introducir cambios. Sobre todo en lo referente a la producción de biogás, un término importante en el rendimiento de la estación depuradora.

En la Figura 18 se muestra el esquema simulado con el digestor anaerobio.

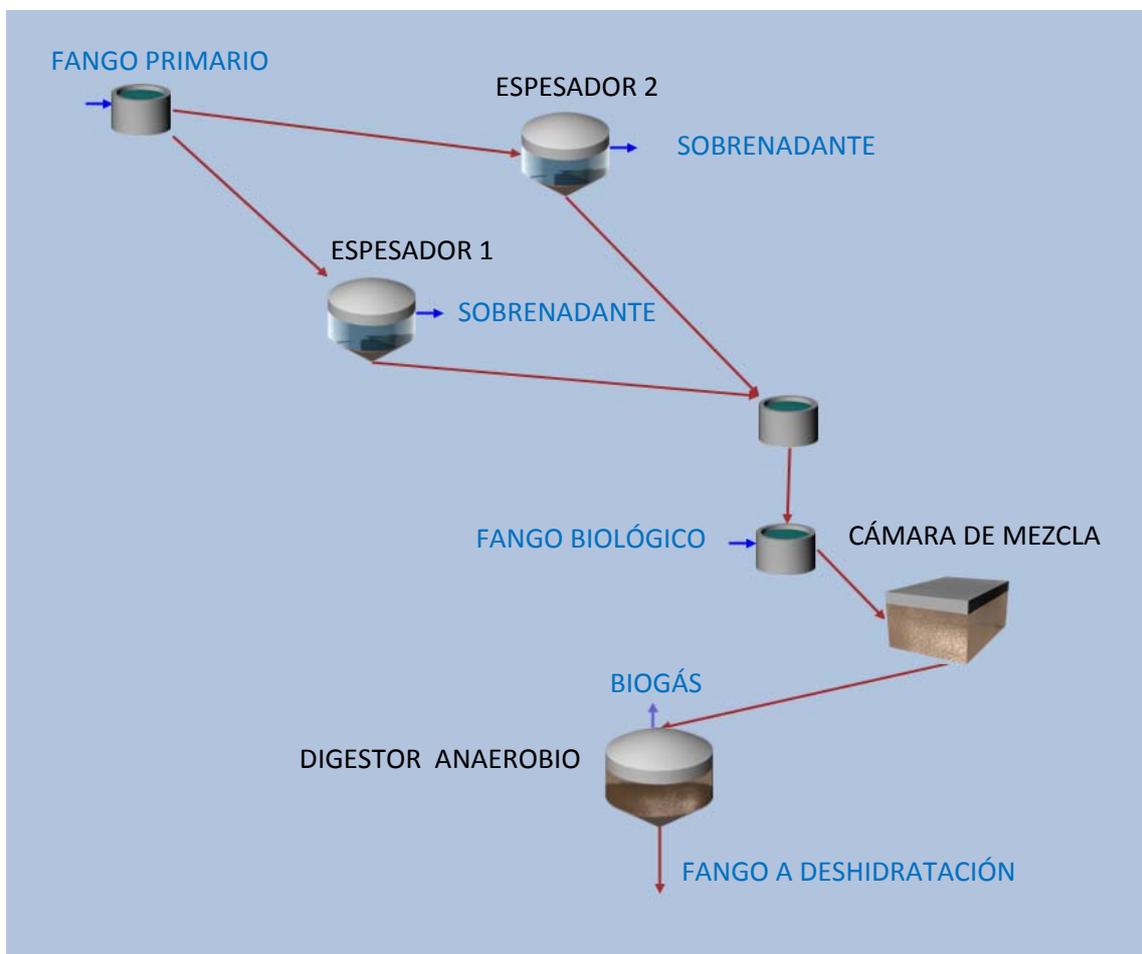


Figura 18. Esquema de la línea de fangos con digestión anaerobia.

En el proceso de digestión anaerobia la materia biodegradable procedente del fango primario, junto con la biomasa que procede del fango biológico son transformados en metano y dióxido de carbono, mediante la acción de varios grupos de bacterias:

- Las bacterias acidogénicas hidrolizan la materia orgánica suspendida y generan ácidos volátiles en el proceso de fermentación.
- Las bacterias acetogénicas transforman los ácidos volátiles en ácido acético e hidrógeno.
- Las bacterias metanogénicas transforman el ácido acético y el hidrógeno en metano.
- Las bacterias sulfato-reductoras transforman el sulfato en sulfuro consumiendo ácidos grasos volátiles e hidrógeno.

La estación depuradora consta de 3 digestores de 26 m de diámetro y un calado útil de 11.5 m, con lo que se obtiene un volumen de digestión de 18.308 m³. Este volumen es la capacidad útil que se puede emplear para el fango, puesto que existirá un volumen ocupado por el gas, en concreto el volumen total de cada digestor es de 7305 m³, lo que significa que el 20% del espacio del digestor lo ocupan los gases.

El caudal que se está introduciendo proveniente de la cámara de mezcla es de 752,40 m³/d, por tanto podemos decir que el tiempo de retención hidráulico de la digestión será de 24.3 días.

En la Tabla 15 se muestra el caudal de gas obtenido y los porcentajes de los diferentes gases formados. Hay que tener en cuenta que, el biogás producido será utilizado para generar calor para el propio tanque de digestión.

Caudal = 11111.634 m3/d		
gas		%
Nitrógeno	N ₂	0.07
Hidrógeno	H ₂	0.02
Metano	CH ₄	56.04
Dióxido de carbono	CO ₂	43.46
Oxígeno	O ₂	0
Amoniaco	NH ₃	0.33
Ácido sulfhídrico	H ₂ S	0.06

Tabla 15. Parámetros obtenidos en la salida de gas.

ESTUDIO DE LAS ALTERNATIVAS DE GESTIÓN

8 ESTUDIO DE LAS ALTERNATIVAS DE GESTIÓN

Una vez analizados los resultados experimentales que han servido para calibrar el modelo, estamos en disposición de estudiar mediante simulaciones sucesivas las posibles alternativas de gestión de la línea de fangos, con el objetivo de minimizar las precipitaciones en la digestión anaerobia.

Como se ha comentado anteriormente, los procesos de precipitación incontrolada se manifiestan durante la digestión anaerobia y afectan preferentemente a los equipos situados aguas abajo de la digestión.

En el metabolismo de las bacterias acumuladoras de polifosfatos, durante la fase anaerobia, se produce la lisis celular, liberándose todo el Poly-P contenido en las bacterias, que junto con la liberación del fósforo orgánico produce un importante aumento de la concentración de fósforo soluble. Además del fósforo se liberan grandes cantidades de potasio y magnesio, asociados al fósforo en la estructura del Poly-P ($(K_{0,28}Mg_{0,36}PO_3)_n$).

A estos factores se suma el aumento de la concentración de amonio debido a los procesos de muerte e hidrólisis, elevadas concentraciones de calcio soluble a la entrada y la adición de cloruro férrico utilizado para precipitar los sulfatos y evitar la formación de ácido sulfhídrico.

Todo ello junto con la subida del pH producida en el digester, provoca la formación de distintos precipitados como: estruvita ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$), hidroxiapatita ($Ca_5(PO_4)_3OH$) y vivianita ($Fe(PO_4)_2 \cdot 8H_2O$).

La solución a los problemas de precipitación pasaría por disminuir notablemente la concentración de todos los iones y cationes que intervienen en los procesos de precipitación en el interior del digester, antes de ser introducidos en el digester anaerobio.

8.1 ELUTRIACIÓN DEL FANGO

Esta primera solución se fundamenta en realizar pequeñas modificaciones en la instalación. Para ello, como en el fango biológico flotado (corriente 17, Tabla 11, página 75), existen importantes cantidades de Poly-P (164 mg P/l) y de magnesio asociado (46.17 mg Mg/l), principales causantes de los problemas de precipitación incontrolada cuando se liberan en el digestor, se propone, provocar la suelta del Poly-P, fósforo y magnesio orgánico, antes de la entrada en el digestor. Para ello se extraerá el fósforo soluble del sistema mediante elutriación (recirculación del fango), consiguiendo así la disminución de la concentración total y soluble de las especies a la entrada de la digestión.

Tal como se ha comentado anteriormente, para aprovechar al máximo las instalaciones existentes en la planta y minimizar los cambios, se propone modificar la configuración de la línea de fangos según se indica en la Figura 19.

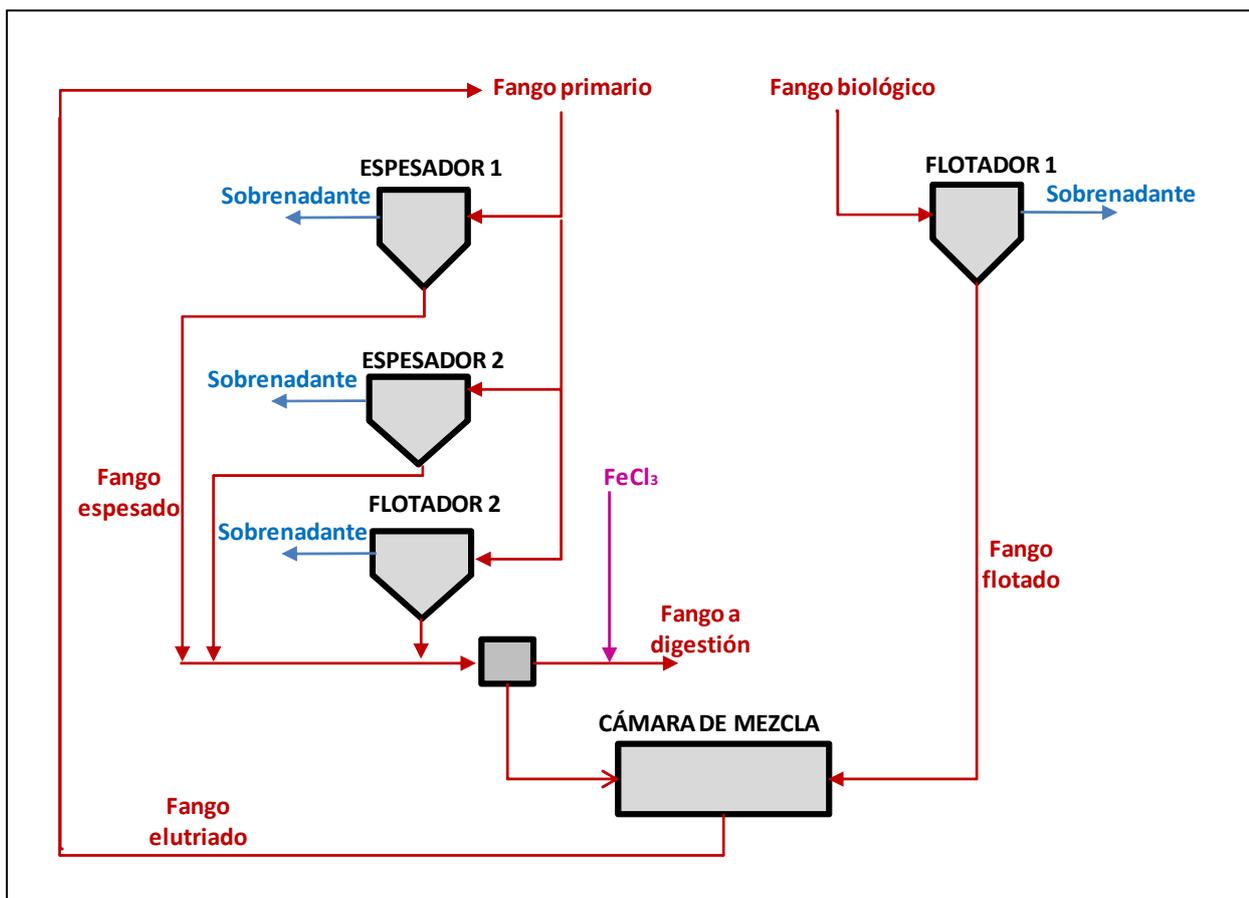


Figura 19. Esquema con propuesta de solución mediante elutriación del fango.

El proceso consiste en la mezcla del fango biológico flotado con el fango primario espesado, en la cámara de mezcla y desde allí se recircula hasta el espesador del fango primario. Como en este caso el caudal a tratar será muy superior al caso convencional para el espesado de fangos por gravedad (caudal de elutriación más el caudal del fango primario), se utilizarán además de los dos espesadores, otro elemento existente en la planta y que actualmente se encuentra de reserva, se trata de un flotador que servirá para dotar del volumen necesario a la instalación, teniendo en cuenta que la cámara de mezcla no será modificada.

Una parte del fango obtenido será llevada a la digestión, mientras que el resto, nuevamente a la cámara mezcla para volver a ser recirculado. Esta vez, la adición del FeCl_3 se realizará en la propia corriente de purga del fango a digerir, así se eliminan también los posibles problemas de precipitación de fosfato férrico en el esquema.

Con esta configuración, sabemos que en condiciones anaerobias, las bacterias PAO sueltan todo el Poly-P, al entrar en contacto con el fango primario que tiene elevadas concentraciones de ácidos grasos volátiles (AGV). Esta suelta de Poly-P (que pasa a la disolución en forma de fósforo soluble), se produce en la cámara de mezcla y en el fondo de los espesadores. También conseguimos aumentar el tiempo de retención del fango antes de la digestión, lo que favorece el desarrollo de los procesos de hidrólisis, que liberarán más fósforo y magnesio. Este aumento del tiempo de retención es debido al incremento de volumen del fango que es almacenado en el flotador.

Como la finalidad es reducir las concentraciones solubles de fósforo y del resto de cationes en el fango llevado a digestión, se elabora un sistema de elutriación, consistente en la recirculación del fango desde el fondo de los espesadores hasta la entrada a los propios espesadores. De esta manera, se aumenta la concentración de las especies solubles en el sobrenadante del espesado, disminuyendo su concentración en las corrientes del fango a digerir. Este sobrenadante podrá ser tratado en un reactor de cristalización para la recuperación del fósforo en forma de estruvita.

En la Figura 20 se representa el montaje del sistema utilizado en la simulación, con los diferentes elementos que lo forman.

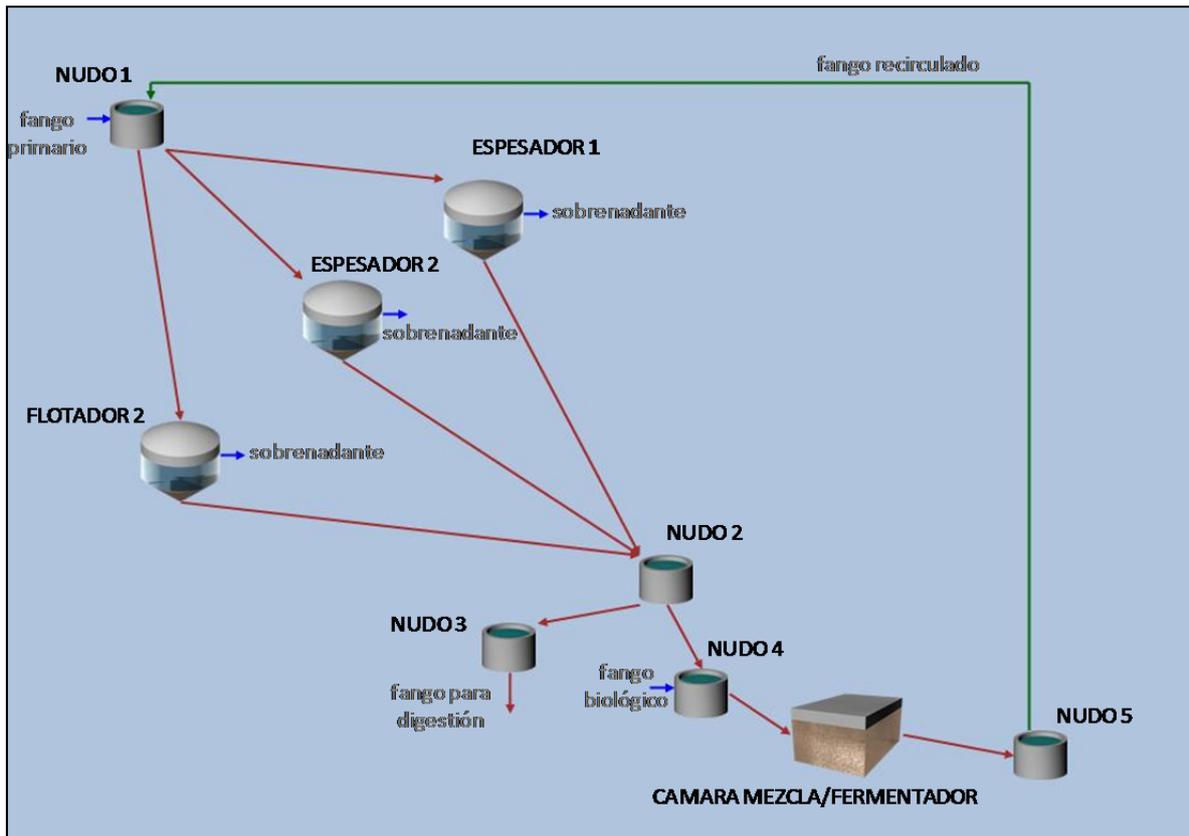


Figura 20. Esquema con elutriación del fango, introducido en Desass.

Para optimizar los caudales de recirculación y cuantificar la reducción de fósforo y cationes en el fango a digerir, las simulaciones estarán sometidas a las siguientes condiciones:

- Se fijará un caudal de purga de fango para mantener el tiempo de retención celular (TRC), en la digestión, en torno de los 22 días. Para ello, sabiendo que el volumen real del digestor es de 18.308 m^3 , se necesitará un caudal de purga de $800 \text{ m}^3/\text{d}$.

$$TRC = \frac{V_{digestor}}{Q_{purga}} = 22,89 \text{ días.}$$

- Como la superficie de los Espesadores y del flotador es la misma (177 m^2), se asignará el mismo caudal para cada uno de los tres elementos.
- Al realizar la recirculación del fango, es prioritario controlar que no se produzca el desbordamiento de los Espesadores.
- La elutriación se expresa como relación entre $Q_{extracción} / Q_{entrada}$.

Fijadas las condiciones de funcionamiento, es posible introducir algunas variables que permitan encontrar los resultados más beneficiosos para el sistema.

Dentro de estas variables, la que tendrá una mayor afección sobre los parámetros a estudiar será el caudal de elutriación. El caudal de elutriación es la relación entre el caudal de entrada y el caudal de extracción en los espesadores (Figura 21). Mediante esta relación se regulará el caudal extraído para continuar el tratamiento y el sobrenadante que vuelve al principio del proceso.

The screenshot shows the 'Diseño Espesador 1' window with the following data:

	Q Medio	Fango Primario	Fango Biológico	Fango Mixto
Tiempo de retención (h)	12.00	>=12	>=12	>=12
C. Superficial (m3/m2/h) a 20°C	0.90	<=1.4	<=0.45	<=0.9
Carga de sólidos (Kg SS/m2/h)	2.90	<=5.4	<=1.4	<=2.9

Concentración Fangos Producidos (KgSS/m3)	39.77
Nº de Unidades	1

	Invierno	Verano
Qextracción Fangos /Qentrada:	0.400	0.400

	Invierno	Verano
Caudal Purga (m3/día)	1061.0720	0.0000

Figura 21. Introducción de los parámetros del espesador en el modelo de simulación.

Variando esta relación, se podrán obtener diferentes caudales de elutriación de los cuales se elegirá el más adecuado para los fines buscados. Hay que tener en cuenta que se deberá mantener en todos los casos, el mismo caudal de entrada a la digestión, para ello se asignará el porcentaje de caudal correspondiente en el nudo número 2.

En la Tabla 16 se recogen los resultados obtenidos en las simulaciones realizadas para los parámetros más representativos del fango.

Parámetros	Unidades	sin elutriación		Qext / Qent = 0,3		Qext / Qent = 0,35		Qext / Qent = 0,4		Qext / Qent = 0,45		Qext / Qent = 0,5		Q ext / Q ent = 0,55		Qext / Qent = 0,60		Qext / Qent = 0,65			
		Fango mezcla de (corriente 18)	Fango a digestión	Qelut (m³/d) = 1721,18	Sobrenadante	Qelut (m³/d) = 2245,89	Fango a digestión	Sobrenadante	Qelut (m³/d) = 2858,05	Fango a digestión	Sobrenadante	Qelut (m³/d) = 3583,53	Fango a digestión	Sobrenadante	Qelut (m³/d) = 4433,33	Fango a digestión	Sobrenadante	Qelut (m³/d) = 5510,23	Fango a digestión	Sobrenadante	Qelut (m³/d) = 6837,07
Q	(m³/d)	752.40	802.17	4774.83	802.17	4774.83	802.17	4774.83	802.17	4774.83	801.06	4775.94	810.33	4766.67	802.40	4774.59	802.17	4774.83	803.22	4773.78	
pH		6.92	7.36	7.55	7.34	7.53	7.32	7.50	7.32	7.48	7.32	7.48	7.33	7.47	7.36	7.46	7.37	7.46	7.39	7.46	
NH4	mg N-NH4/l	74.04	102.82	63.98	107.72	67.82	111.30	71.85	112.67	75.55	112.67	75.55	107.28	76.60	99.73	77.69	95.59	77.95	92.09	78.11	
NH4	kg N-NH4/d	55.71	82.48	305.49	86.41	323.83	89.28	343.06	90.26	360.82	90.26	360.82	86.93	365.11	80.02	370.94	76.68	372.21	73.97	372.86	
N total	mg N/l	2728.98	2477.30	95.66	2426.04	104.36	2371.02	112.86	2323.18	122.31	2323.18	122.31	2284.76	123.66	2083.43	161.09	2013.46	172.94	1946.14	183.86	
N total	kg N/d	2053.28	1987.22	456.76	1946.10	498.30	1901.96	538.89	1861.01	584.15	1861.01	584.15	1851.41	589.45	1671.74	769.12	1615.14	825.74	1563.18	877.69	
PO4	mg P-PO4/l	158.20	75.14	34.71	76.02	37.41	76.73	40.22	76.40	42.81	76.40	42.81	71.61	43.60	61.80	44.92	58.89	45.04	56.39	45.10	
PO4	kg P-PO4/d	119.03	60.28	165.73	60.98	178.63	61.55	192.03	61.20	204.46	61.20	204.46	58.03	207.81	49.59	214.47	47.24	215.04	45.29	215.28	
P total	mg P/l	972.21	794.00	36.09	776.88	39.00	759.09	41.75	743.70	44.78	743.70	44.78	730.54	45.38	662.75	57.91	640.60	61.66	619.24	65.09	
P total	kg P/d	731.49	636.92	172.32	623.19	186.22	608.92	199.35	595.75	213.87	595.75	213.87	591.98	216.31	531.79	276.48	513.87	294.40	497.39	310.71	
Mg sol.	mg Mg/l	156.70	86.08	77.11	86.12	77.66	86.20	78.24	86.11	78.79	86.11	78.79	85.11	78.97	82.83	79.30	82.26	79.33	81.76	79.35	
Mg sol.	kg Mg/d	117.90	69.05	368.19	69.08	370.81	69.15	373.58	68.98	376.30	68.98	376.30	68.97	376.42	66.46	378.64	65.99	378.80	65.67	378.78	
Mg total	mg Mg/l	353.38	270.43	77.30	267.03	77.88	263.47	78.42	260.36	79.06	260.36	79.06	257.14	79.18	239.58	82.42	233.83	83.71	227.27	84.30	
Mg total	kg Mg/d	265.88	216.93	369.09	214.20	371.86	211.35	374.43	208.56	377.59	208.56	377.59	208.37	377.42	192.24	393.54	187.57	399.72	182.55	402.43	
Ca sol.	mg Ca/l	192.54	129.39	125.30	130.04	125.74	130.58	126.23	130.87	126.69	130.87	126.69	130.25	126.80	129.36	126.90	128.87	126.91	128.46	126.92	
Ca sol.	kg Ca/d	144.87	103.79	598.29	104.31	600.39	104.75	602.73	104.83	605.06	104.83	605.06	105.55	604.41	103.80	605.90	103.38	605.99	103.18	605.89	
Ca total	mg Ca/l	1770.26	1185.41	126.47	1051.58	126.92	944.40	127.13	857.96	127.88	857.96	127.88	786.78	127.50	715.85	130.36	663.46	130.88	618.55	131.96	
Ca total	kg Ca/d	1331.94	950.90	603.87	843.55	606.02	757.57	607.02	687.28	610.75	687.28	610.75	637.55	607.73	574.40	622.43	532.21	624.93	496.83	629.95	
SST	mg/l	43874.59	41796.45	31.91	40788.36	35.69	39812.22	39.68	39021.91	42.76	38378.99	46.57	34944.62	46.57	34944.62	673.76	33705.06	877.38	32508.27	1068.23	
SST	kg/d	33011.24	33527.86	152.37	32719.20	170.43	31936.17	189.47	31258.89	204.21	31258.89	204.21	31099.65	221.97	28039.56	3216.91	27037.19	4189.36	26111.29	5099.48	
SSV	mg/l	33690.92	33163.71	25.25	32487.05	28.35	31775.28	31.60	31189.60	34.11	31189.60	34.11	30794.77	37.28	28067.45	558.85	27148.99	728.18	26250.34	886.92	
DQO total	mg O2/l	52204.37	49030.25	807.19	48265.85	936.27	47421.01	1089.64	46680.95	1214.06	45944.28	1263.23	41823.24	2029.76	40376.27	2274.48	38979.82	2500.80	38979.82	2500.80	
DQO sol.	mg O2/l	4308.33	1919.97	779.15	2111.59	905.08	2272.43	1044.74	2359.69	1177.57	2184.32	1210.26	1939.65	1235.67	1798.62	1239.80	1679.86	1240.56	1260.23	1260.23	
DQO sus.	mg O2/l	47896.04	47110.28	28.04	46154.26	31.19	45148.58	44.90	44321.26	36.49	43759.96	52.97	39883.59	794.10	38577.65	1034.68	37299.96	4940.44	29960.07	6016.08	
DQO sus.	kg O2/d	36036.98	37790.45	133.87	37023.56	148.91	36216.84	214.37	35503.99	174.26	35503.99	174.26	35460.01	252.49	32002.59	3791.49	30945.83	4940.44	29960.07	6016.08	
TRC dig.	d	24.33	22.82		22.82		22.82		22.85		22.85		22.59		22.82		22.82		22.79		

Tabla 16. Composición del fango a digestión y del sobrenadante, para distintos caudales de elutriación.

En las siguientes figuras, se muestra la comparación gráfica de resultados de los principales parámetros del fango. En general, se puede observar como a medida que aumenta el caudal de elutriación la reducción de los contaminantes del fango a digerir es progresiva, mientras que se produce un ligero aumento en los valores del sobrenadante.

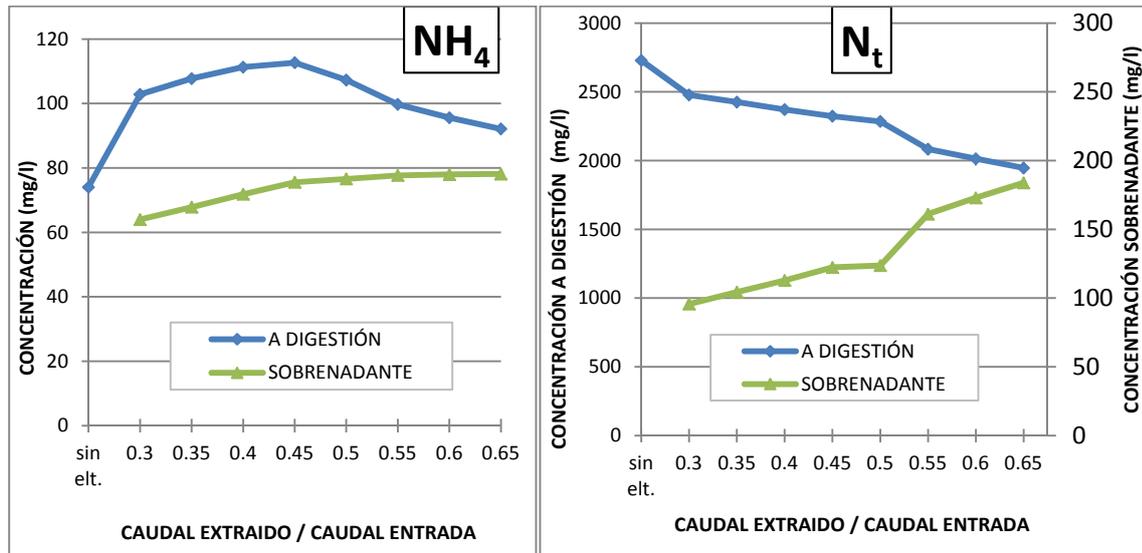


Figura 22. Evolución del amonio y del nitrógeno total para distintos caudales de elutriación.

En la Figura 22 se aprecia como el amonio incrementa su valor en la elutriación con respecto a su situación inicial, esto es debido a que no se producen condiciones aerobias, por tanto hay lisis de las bacterias heterótrofas y PAO provocando el aumento de la concentración. Además la recirculación del fango, produce el aumento de los procesos de hidrólisis, que transforman la materia orgánica lentamente biodegradable (X_s), en materia orgánica fácilmente biodegradable (S_F), con la formación además de NH_4 y PO_4 .

En las sucesivas elutriaciones, al aumentar el caudal de extracción de fangos, respecto al caudal de entrada, se consigue reducir la concentración de amonio en el medio, aumentando ligeramente la concentración en el sobrenadante. Lo mismo ocurre para el nitrógeno total.

En la Figura 23 tenemos la evolución seguida por el fósforo. Inicialmente sin elutriación su concentración es alta, puesto que en condiciones anaerobias, al mezclar el fango biológico que contiene bacterias PAO, con el fango primario que contiene grandes cantidades de ácidos grasos volátiles, se produce suelta de Poly-P en forma de fósforo soluble. La elutriación ayuda a reducir el contenido de fosfatos, aumentándolo en el sobrenadante.

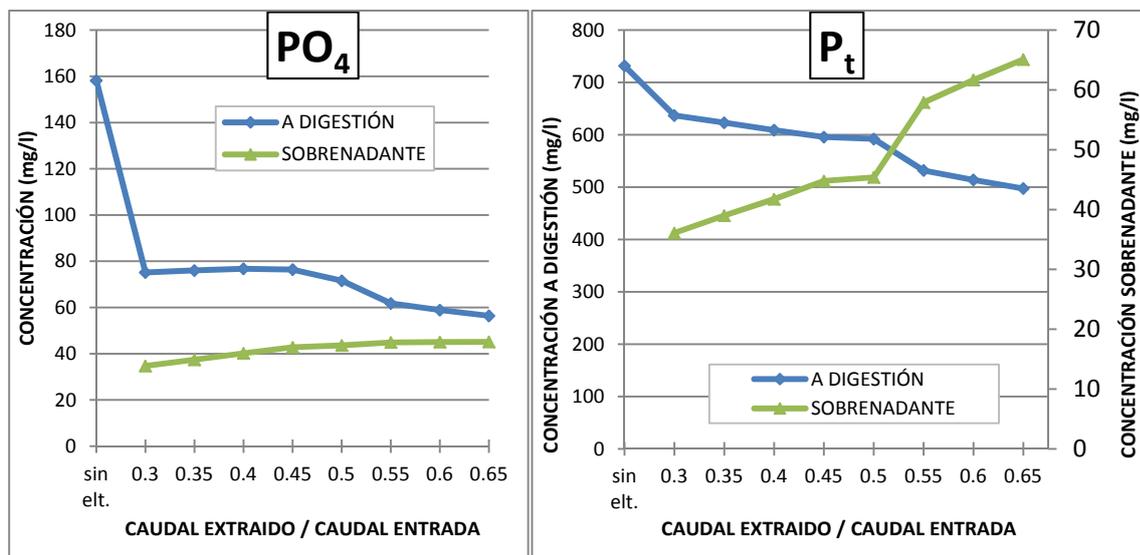


Figura 23. Evolución del fosfato y del fósforo total para distintos caudales de elutriación.

Con el contenido en magnesio (Figura 24), ocurre algo parecido, puesto que en la suelta de fósforo que realizan las bacterias PAO, también hay magnesio soluble.

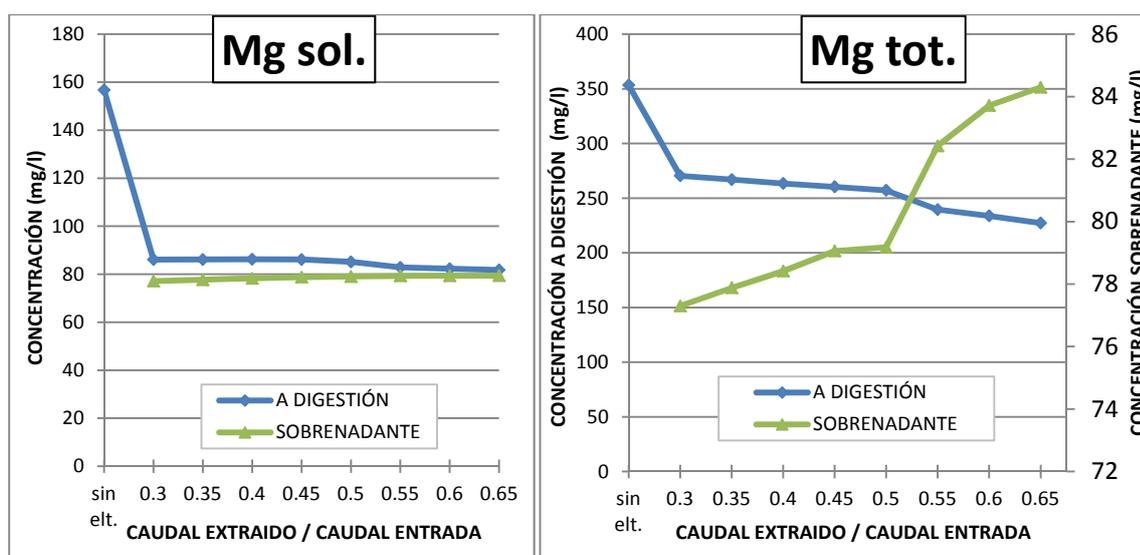


Figura 24. Evolución del magnesio soluble y total para distintos caudales de elutriación.

Las altas concentraciones de calcio soluble en el proceso sin elutriar, se ven reducidas notablemente al producirse la recirculación, sin que sea demasiado importante la cantidad de caudal extraído (Figura 25).

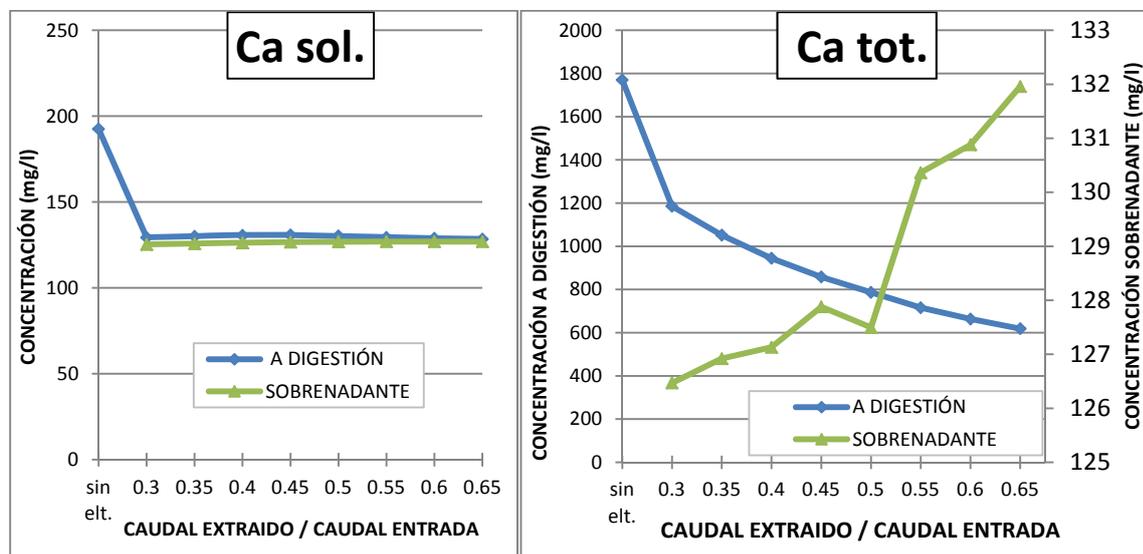


Figura 25. Evolución del calcio soluble y total para distintos caudales de elutriación.

Los contenidos en sólidos suspendidos totales, sólidos suspendidos volátiles y DQO, también se ven beneficiados del proceso de recirculación realizado, puesto que se reduce la concentración de la corriente enviada a digestión (Figura 26).

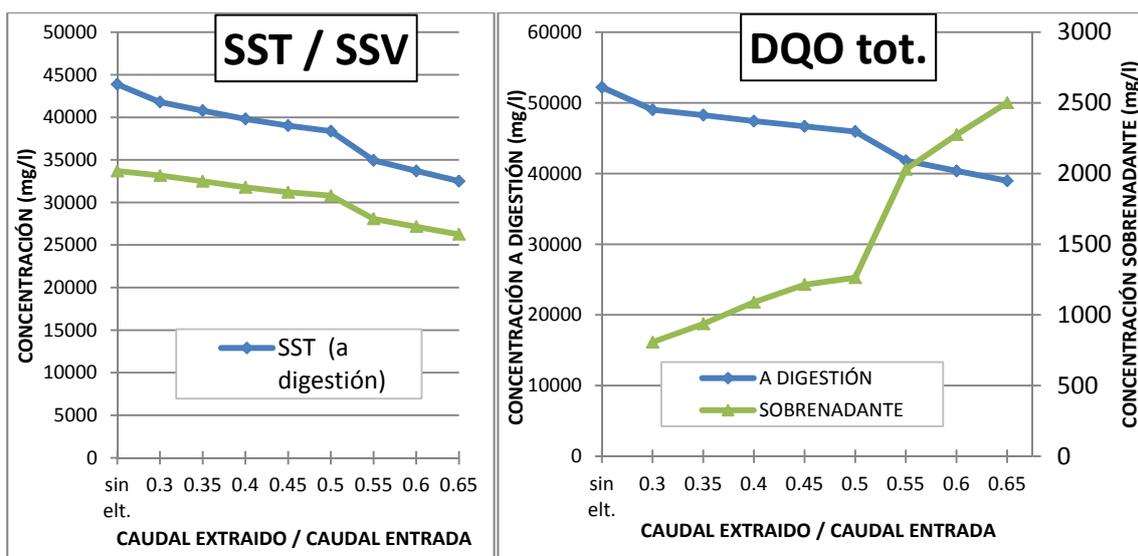


Figura 26. Evolución de los SS totales, SSV y DQO total para distintos caudales de elutriación.

En la Figura 27 se indican los porcentajes conseguidos de reducción de carga contaminante, para los principales parámetros estudiados en las diferentes simulaciones, comparados con los valores obtenidos sin elutriación.

Cuanto mayor es el caudal de elutriación, mayor es la reducción de la carga, llegando a porcentajes del 63% del calcio total, 62% para el fósforo, 44% del magnesio soluble, 32% del fósforo total, 31% del magnesio total y 24% del nitrógeno total.

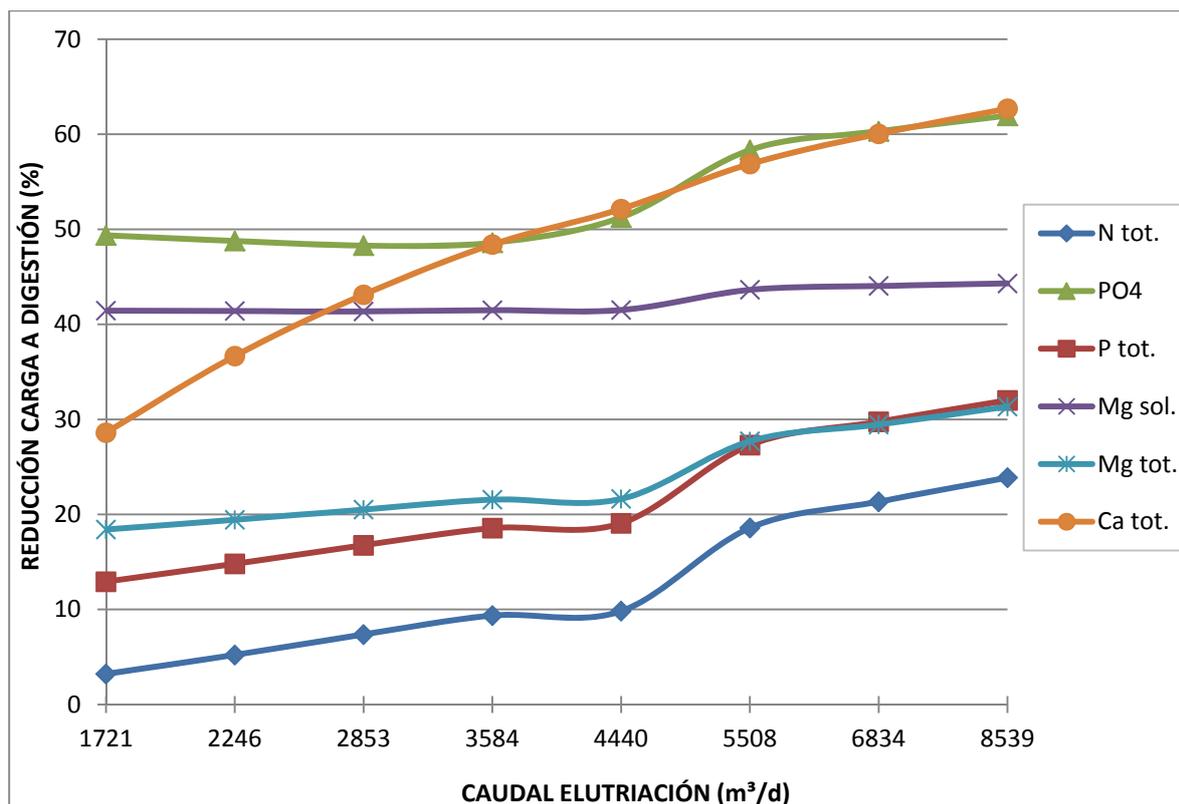


Figura 27. Reducción de la carga a digestión por elutriación del fango.

Un caso especial es el de los sólidos suspendidos totales en la corriente del sobrenadante (Figura 28), puesto que, a partir de un determinado caudal de elutriación, se produce un aumento sustancial en su concentración. Esto indicará que se está produciendo el desbordamiento en los espesadores y en el flotador. La mayor elutriación disminuye la compactación de los fangos en el fondo de los espesadores y flotador y produce un aumento de la altura del manto de fangos, llegando incluso al desbordamiento con caudales de elutriación superiores a 4440 m³/d.

Este hecho también es apreciable en la figura anterior (Figura 27), puesto que a partir de dicho caudal los datos de porcentaje de eliminación de contaminantes están influenciados por este hecho. Se reduce la carga contaminante pero porque está saliendo a causa del desbordamiento.

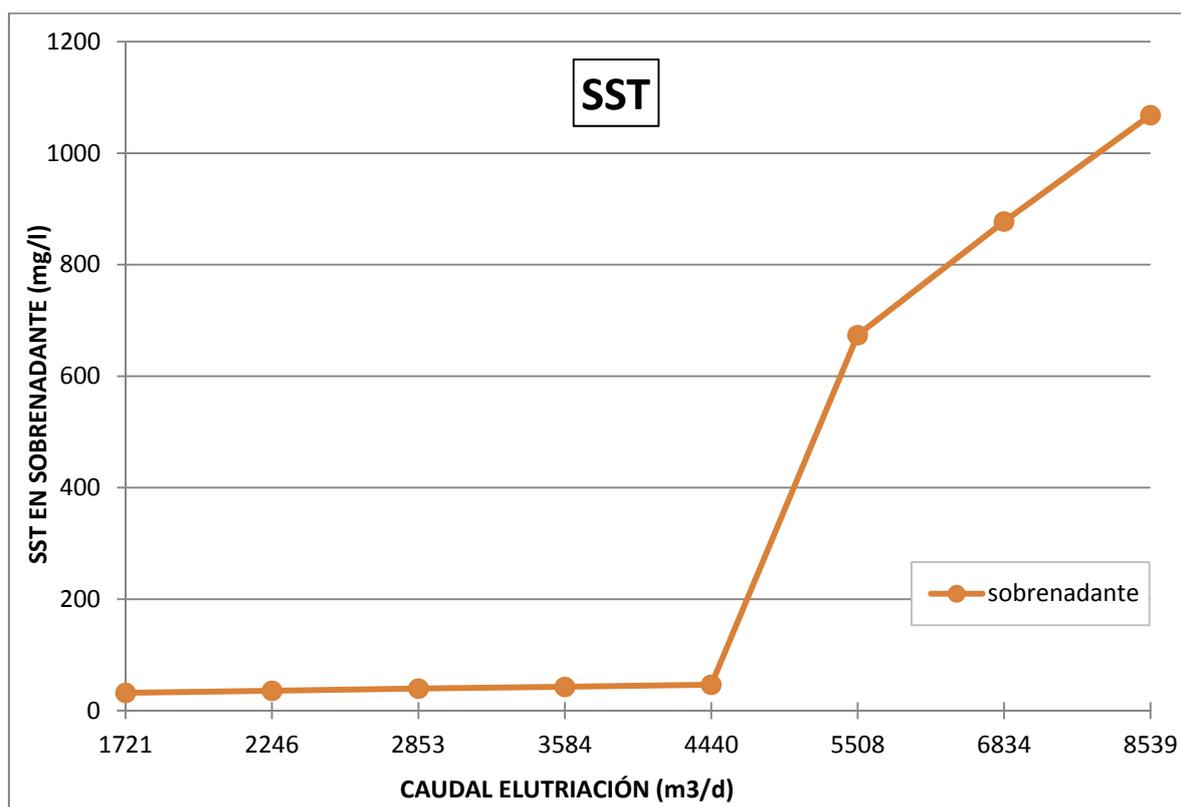


Figura 28. Evolución de los SS totales, en el sobrenadante, para distintos caudales de elutriación.

En la Figura 29 se recogen los perfiles transversales, obtenidos por Desass, de uno de los espesadores. Cada perfil representa uno de los caudales de elutriación estudiados.

Podemos ver como para las relaciones de caudal extraído/caudal de entrada, más bajas (0,3, 0,35, 0,4, 0,45 y 0,5), no se produce desbordamiento, puesto que, como se observa en la Tabla 16 las concentraciones de SST en la parte superior del espesador (entre 3,5 y 4 m) son pequeñas (inferiores a 100 mg/l).

Por su parte, en los casos de relación de caudal extraído /caudal de entrada más altas (0,55 y 0,6), si se produce desbordamiento, puesto que la concentración en la parte superior del espesador de SS es superior a 1000 mg/l.

Estos perfiles serán los que limiten el alcance de la reducción de la carga a digestión que se podrá realizar, sin modificar el calado de los elementos existentes en la instalación. En este caso, para relaciones de caudal extraído /caudal de entrada superiores a 0,50 se produce desbordamiento y por tanto el caudal de elutriación adoptado como solución será de 4433,33 m³/d.

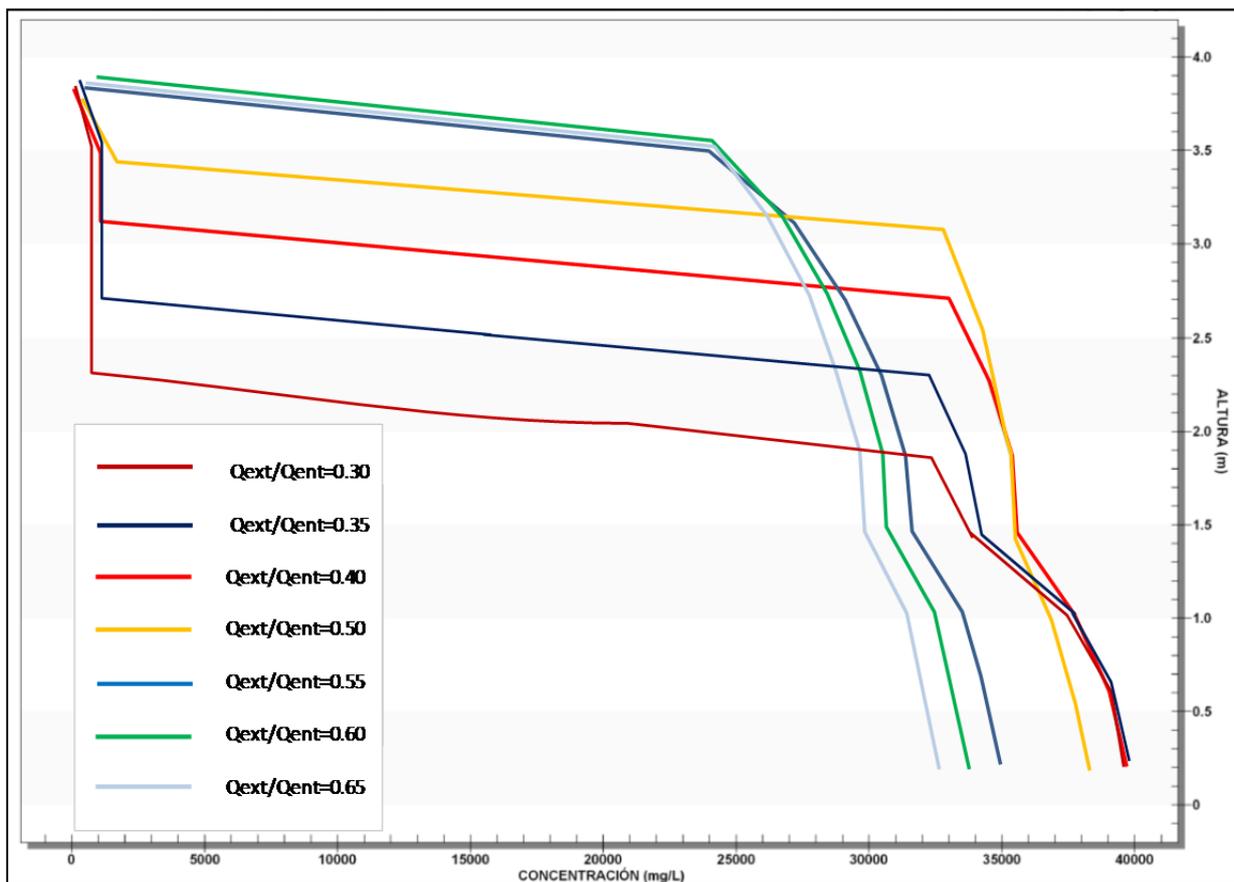


Figura 29. Perfil de fangos en un espesado, obtenido con Desass.

Aunque se están empleando 2 espesadores y un flotador, el perfil de la Figura 29 se corresponde con el de uno de los espesadores, puesto que el flotador (con menor calado), presenta una concentración inferior de SST en la corriente de su sobrenadante.

En la Tabla 17 se puede comprobar la diferente concentración de sólidos suspendidos totales que presentan los espesadores y el flotador para los diferentes caudales de elutriación.

	Qext/Qent 0,30	Qext/Qent 0,35	Qext/Qent 0,40	Qext/Qent 0,45	Qext/Qent 0,50	Qext/Qent 0,55	Qext/Qent 0,60	Qext/Qent 0,65
SST (mg/l) espesador 1 y 2	43.71	49.16	54.34	59.35	64.18	608.04	797.17	972.78
SST (mg/l) flotador	9.28	9.84	10.36	10.87	11.34	805.09	1037.81	1259.12

Tabla 17. SST en sobrenadante de espesadores y flotador para los diferentes caudales de elutriación.

Los valores de las concentraciones de SST para el sobrenadante que aparecen en la Tabla 16 (página 90) son proporcionales al caudal de las 3 corrientes existentes (2 espesadores y 1 flotador).

En la Tabla 18 se indican los porcentajes de reducción de carga a digestión logrados, con el caudal de elutriación elegido finalmente, respecto a los valores iniciales, expresados en Kg/d.

PARÁMETROS	% REDUCCIÓN DE CARGA
Ca sol.	27.1
Ca total	52.1
Mg sol.	41.5
Mg total	21.6
N total	9.8
P total	19.1
PO ₄	51.2

Tabla 18. Reducción de carga a digestión.

Esta solución mejoraría notablemente el rendimiento de la planta, reduciendo buena parte de las precipitaciones, si bien no se garantiza su completa eliminación.

La solución adoptada para el fango que será llevado a digestión, nos deja una corriente del sobrenadante diferente, con una carga contaminante ligeramente superior. Teniendo en cuenta que no existen requisitos de vertido en cuanto al fósforo se proponen dos opciones:

- Recircular directamente el sobrenadante a la zona aerobia del reactor de fangos. Esta corriente tiene la mayor parte de la DQO soluble, por tanto puede ser consumida en el reactor aerobio, aumentando la aireación, mientras que el fósforo será eliminado a la vez que el efluente de la planta.
- Conducir el sobrenadante a un cristalizador aireado en donde se produciría un aumento de pH por stripping de CO₂ y una precipitación controlada del P, Mg, N y Ca.

La Figura 30 representa el esquema definitivo de la planta con las modificaciones introducidas. El control en el manto de fangos se realizaría mediante un sistema de bombeo que proporcionará el máximo caudal de elutriación sin llegar al desbordamiento, para ello se dotará a la instalación de sensores de ultrasonidos y equipos de medición de caudales en las distintas líneas del proceso.

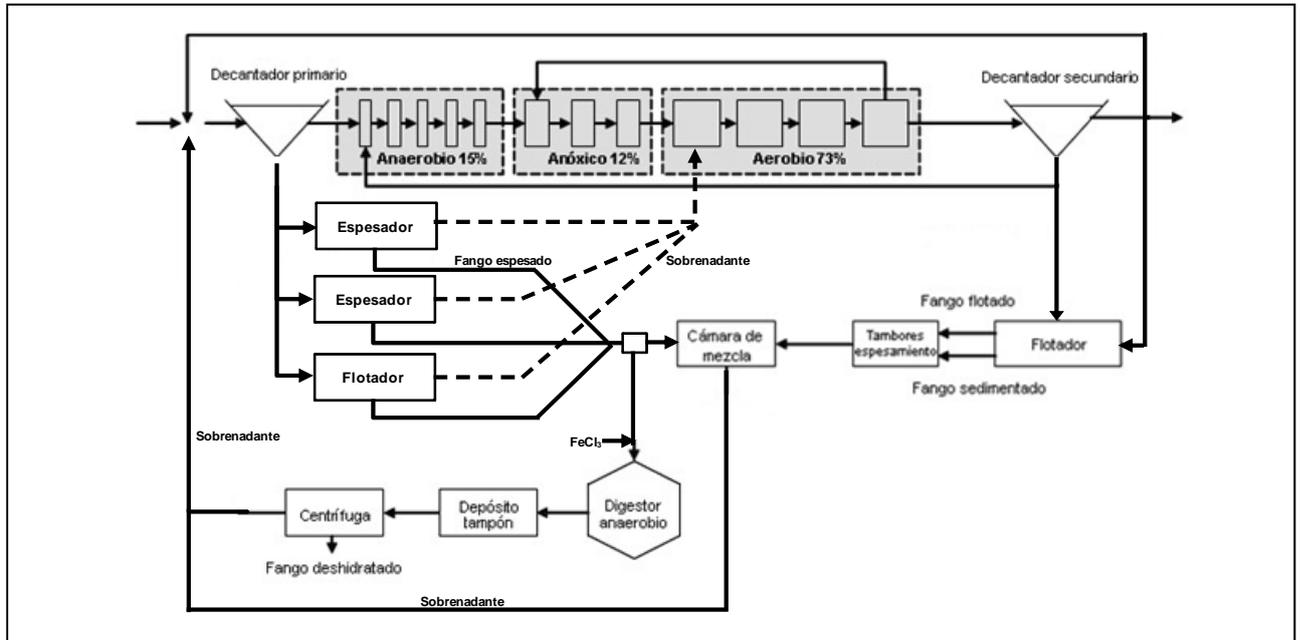


Figura 30. Esquema de la planta de tratamiento con la solución propuesta.

8.2 AUMENTO DEL VOLUMEN DE LA CAMARA DE MEZCLA

La cámara de mezcla de la estación depuradora, ha sido diseñada para recibir unos determinados caudales de fango primario y de fango biológico y con ello cumplir unos tiempos de extracción para cada uno de los tipos de fango tratados (8,1 horas para el fango primario y 15,8 horas para el fango biológico). Para el tratamiento de un caudal diario de fango mezcla de $1096 \text{ m}^3/\text{d}$, se optó por construir una cámara de 79.2 m^3 de volumen, de esta forma definiendo un tiempo de retención hidráulico de 0.8 horas, el tiempo de extracción para la mezcla de fango primario y fango biológico es de 11.57 horas. En la Figura 31 se recogen las características de proyecto de la cámara mezcla.

FANGOS HOMOGENEIZADOS		
<i>PROYECTO</i>		
CÁMARA DE MEZCLA		<i>Unidades</i>
Peso diario fangos 1º espesados :	25.400	<i>Kgs/d</i>
Concentración :	60,0	<i>Kgs/m3</i>
Caudal diario f 1º espesados :	423	<i>m3/d</i>
Tiempo de extracción :	8,1	<i>hrs</i>
Caudal horario fangos primarios :	52,0	<i>m3/h</i>
Peso diario f. biolog. espesados :	40.344	<i>Kgs/d</i>
Concentración :	60,0	<i>Kgs/m3</i>
Caudal diario f. biol. espesados :	672	<i>m3/d</i>
Tiempo de extracción :	15,8	<i>hrs</i>
Caudal horario fangos biológicos :	42,7	<i>m3/h</i>
Caudal instantáneo medio de fango mezcla :	94,7	<i>m3/h</i>
Caudal diario de fango mezcla :	1.096	<i>m3/d</i>
Cámaras a instalar :	1	<i>uds</i>
Tiempo de permanencia mínimo :	0,8	<i>hrs</i>
Dimensiones:		
Longitud :	6,50	<i>mts</i>
Altura :	4,20	<i>mts</i>
Anchura :	2,90	<i>mts</i>
Volumen unitario :	79,2	<i>m3</i>
Tiempo retención real :	0,8	<i>hrs</i>
Sistema de homogeneización :	Electroagitador sumergido	

Figura 31. Datos de proyecto para la cámara mezcla.

Los datos reales del caudal de fango primario y del caudal de fango biológico obtenidos en la campaña de muestreo son inferiores a los diseñados. El caudal de fango mezcla es de 752 m³/d, frente a los 1096 m³/d previstos en proyecto. Esto significa que los tiempos de retención reales son mayores (de 0,8 pasa a 1,22 horas). Este hecho en principio mejora el tratamiento, pero hace más lento el proceso.

Para el estudio de una nueva propuesta de solución a los problemas de precipitación partiremos de la solución del caso anterior con elutriación del fango para el caudal máximo que es posible recircular sin que se produzca el desbordamiento del fango en los espesadores y flotador. En esta situación el caudal que entrará a la cámara de mezcla será de 4433,33 m³/d lo que significa que el tiempo de retención será de 0.21 horas.

Este valor es inferior al tiempo de retención recomendado en el proyecto de diseño de la planta y el objetivo de la presente simulación será aumentar las dimensiones de la cámara de mezcla para, al incrementarse el tiempo de retención, mejorar el funcionamiento del sistema, favoreciendo principalmente los procesos de hidrólisis.

En la Tabla 19 se indican las distintas dimensiones de la cámara de mezcla que se introducirán en la simulación, para posteriormente realizar la elección de la más adecuada.

SIMULACIÓN	LONGITUD (m)	ANCHO (m)	ALTO (m)	VOLUMEN (m³)
1	6,50	4,20	2,9	79,2
2	4,57	4,20	5,0	96,0
3	5,70	4,21	5,0	120,0
4	6,60	5,45	5,0	180,0
5	9,00	8,00	5,0	360,0
6	13,00	11,08	5,0	720,0

Tabla 19. Dimensiones de la cámara de mezcla para la simulación.

En la Figura 32 se esquematiza el proceso seguido en la simulación, se mantiene la elutriación y se actúa sobre la cámara de mezcla, variando sus dimensiones.

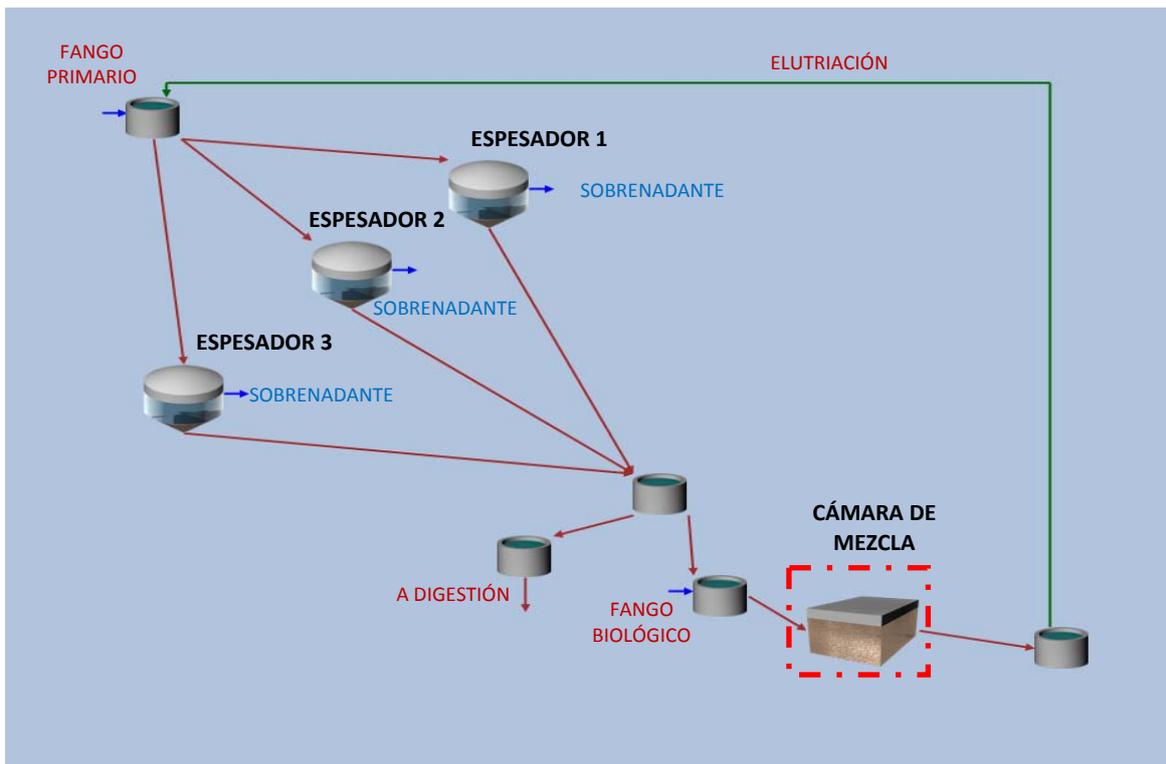


Figura 32. Esquema del sistema simulado con las corrientes analizadas.

Los resultados de las simulaciones se recogen en la Tabla 20, donde figuran los principales parámetros calculados, para diferentes volúmenes de cámara de mezcla y siempre manteniendo una relación entre el caudal extraído y el caudal de entrada de 0.50, para que no haya desbordamiento.

Parámetro	Unidades	0.5			0.5			0.5			0.5			0.5			0.5					
		V cámara mezcla (m³)	Sobrenadante	Elutriación	Digestión	Sobrenadante	Elutriación	Digestión	V cámara mezcla (m³)	Sobrenadante	Elutriación	Digestión	Sobrenadante	Elutriación	Digestión	V cámara mezcla (m³)	Sobrenadante	Elutriación	Digestión	Sobrenadante	Elutriación	Digestión
Q	m³/d	810.33	4766.67	4433.33	810.33	4766.67	4433.33	810.33	4766.67	4433.33	810.33	4766.67	4433.33	810.33	4766.67	4433.33	810.33	4766.67	4433.33	810.33	4766.67	4433.33
pH		7.33	7.47	7.28	7.33	7.47	7.28	7.33	7.47	7.28	7.33	7.47	7.28	7.33	7.47	7.28	7.36	7.48	7.29	7.38	7.48	7.30
NH ₄	mg N-NH ₄ /l	107.28	76.60	101.56	107.35	76.89	102.18	107.46	77.30	103.07	107.72	78.30	105.21	103.43	79.16	107.05	103.43	79.16	107.05	102.21	83.12	115.61
N total	mg N/l	2284.76	123.66	2355.74	2280.46	124.38	2351.90	2274.39	125.40	2346.48	2259.58	127.91	2333.25	2244.94	130.36	2320.14	2244.94	130.36	2320.14	2184.67	140.51	2262.27
PO ₄	mg P-PO ₄ /l	71.61	43.60	81.61	70.80	43.96	82.41	69.81	44.44	83.48	68.10	45.50	85.83	63.32	46.60	88.30	63.32	46.60	88.30	62.26	49.64	95.00
P total	mg P/l	730.54	45.38	770.74	728.38	45.74	768.81	725.47	46.23	766.22	719.10	47.32	760.54	712.51	48.44	754.65	712.51	48.44	754.65	693.97	51.58	738.11
Mg sol.	mg Mg/l	85.11	78.97	95.77	84.88	79.05	95.96	84.60	79.16	96.21	84.12	79.40	96.74	83.01	79.65	97.30	83.01	79.65	97.30	82.81	80.28	98.71
Mg total	mg Mg/l	257.14	79.18	268.80	256.64	79.26	268.36	255.99	79.37	267.78	254.58	79.61	266.51	253.16	79.93	265.25	253.16	79.93	265.25	249.42	80.32	261.91
Ca sol.	mg Ca/l	130.25	126.80	140.24	130.27	126.83	140.33	130.31	126.89	140.45	130.40	127.03	140.75	129.96	127.16	141.02	129.96	127.16	141.02	130.00	127.74	142.25
Ca total	mg Ca/l	786.78	127.50	700.78	786.54	127.72	700.58	786.22	127.78	700.28	785.42	127.92	699.57	784.67	128.34	698.90	784.67	128.34	698.90	781.33	128.62	695.91
SST	mg/l	38378.99	46.57	38031.65	38327.15	46.50	37970.54	38253.70	46.42	37884.33	38073.50	46.21	37674.26	38011.55	46.04	37479.62	38011.55	46.04	37479.62	37325.30	45.18	36621.51
SSV	mg/l	30794.77	37.28	30656.50	30742.93	37.19	30599.17	30669.52	37.12962	30517.71	30489.29	36.93	30316.31	30427.41	36.75	30131.90	30427.41	36.75	30131.90	29742.05	35.88	29278.92
DQO total	mg O ₂ /l	45944.28	1263.23	45791.83	45880.40	1273.99	45732.00	45789.57	1289.47	45647.00	45564.66	1327.76	45440.32	45355.59	1361.90	45246.90	45355.59	1361.90	45246.90	44398.24	1523.11	44390.10
DQO sol.	mg O ₂ /l	2184.32	1210.26	2236.53	2193.63	1221.11	2260.10	2206.42	1236.71	2293.61	2235.95	1275.29	2376.49	2113.87	1309.70	2449.74	2113.87	1309.70	2449.74	2124.05	1472.11	2799.85
DQO sus.	mg O ₂ /l	43759.96	52.97	43555.30	43686.77	52.88	43471.90	43583.15	52.76	43353.39	43328.72	52.47	43063.83	43241.72	52.22	42797.16	43241.72	52.22	42797.16	42274.19	51.00	41590.25
TRC	h			0.43			0.52			0.65					0.97				1.95			3.90
S _F	mg/l	1811.61	976.51	1901.85	1816.48	985.70	1921.98	1823.35	998.91	1950.44	1840.10	1031.21	2019.99	1726.17	1059.89	2080.91	1726.17	1059.89	2080.91	1712.45	1187.16	2355.91
S _A	mg/l	196.16	127.99	167.72	199.43	128.91	169.68	203.74	130.29	172.58	212.74	133.95	180.28	211.43	138.09	188.74	211.43	138.09	188.74	227.27	159.10	233.94
S _{pro}	mg/l	48.91	19.9	42.67	49.58	20.14	43.20	50.50	20.53	44.01	52.59	21.61	46.31	50.85	22.84	48.87	50.85	22.84	48.87	56.22	30.17	64.68
X _{pro}	mg/l	357.68	0.443289	404.08	356.33	0.44	402.54	354.42	0.44	400.35	349.73	0.43	395.00	347.58	0.43	389.56	347.58	0.43	389.56	329.82	0.40	367.39
X _{acid}	mg/l	134.77	0.21	121.03	135.50	0.15	121.83	136.52	0.15	122.97	139.02	0.16	125.74	142.06	0.22	130.26	142.06	0.22	130.26	154.80	0.18	144.98
X _H	mg/l	8480.20	10.985568	10137.84	8423.30	10.91	10068.85	8343.30	10.81	9971.94	8150.30	10.56	9737.81	8067.55	10.29	9479.52	8067.55	10.29	9479.52	7389.20	9.31	
X _{pp}	mg/l	0.00	0	10.76	0.00	0.00	9.58	0.00	0.00	8.12	0.00	0.00	5.44	0.00	2.28	0.00	0.00	2.28	0.00	0.00	0.00	0.98
X _{MA}	mg/l	271.33	0.326634	279.65	270.31	0.33	281.41	268.86	0.33	283.42	265.31	0.33	286.05	263.68	0.33	289.82	263.68	0.33	289.82	250.21	0.31	276.25

Tabla 20. Resultados de las simulaciones realizadas para los diferentes volúmenes de cámara mezcla.

A medida que aumenta el tamaño de la cámara mezcla, se eleva el tiempo de retención y de esta forma se consigue reducir la concentración de Poly-P (X_{PP}) en la elutriación.

Como en la cámara de mezcla se producen condiciones anaerobias, puesto que no existe ningún medio de aireación, el ácido acético (S_A), se transforma en polihidroxialcanoatos (X_{PHA}) y el Poly-P (X_{PP}) en fosfato soluble (S_{PO4}). Si se llegara a la situación en la que se eliminara totalmente el contenido de Poly-P a la salida de la cámara mezcla, significaría que se ha producido la máxima suelta posible de fosfato soluble.

Esta mayor carga de fósforo soluble en los espesadores y flotador aumentará la concentración del sobrenadante, reduciendo la concentración en el fango que se llevará a digestión.

Como se muestra en la Figura 33, en la cámara de mezcla, además del almacenamiento de PHA, se producen otros procesos relacionados con el metabolismo de las bacterias anaerobias (acidogénicas y acetogénicas).

<u>METABOLISMO BACTERIAS ANAEROBIAS</u>	
HIDRÓLISIS	$X_S \text{ ----} \rightarrow S_F + S_I + S_{NH4} + S_{PO4}$
CRECIMIENTO BAC. ACIDOGÉNICAS	$S_F \text{ ----} \rightarrow X_{ACID} + S_A + S_{PRO} + S_{NH4} + S_{PO4}$
CRECIMIENTO BAC. ACETOGÉNICAS	$S_{PRO} \text{ ----} \rightarrow X_{ACET} + S_A + S_{H2} + S_{CO2}$
<u>METABOLISMO BACTERIAS PAO</u>	
ALMACENAMIENTO DE PHA	$X_{PP} + S_A \text{ ----} \rightarrow X_{PHA} + S_{PO4} + S_{Mg} + S_K$

Figura 33. Procesos llevados a cabo en la cámara de mezcla en condiciones anaerobias.

En la Figura 34 se observa la evolución seguida por los ácidos volátiles a la salida de la cámara de mezcla. La cámara de mezcla es un reactor continuo de tanque agitado que al encontrarse en condiciones anaerobias produce la fermentación del sustrato orgánico fácilmente biodegradable (S_F), formándose por un lado, acetato y ácido acético (S_A) y por otro los ácidos grasos volátiles que no se pueden transformar directamente en metano (S_{PRO}). Por su parte, el incremento de la concentración de S_F , es debido a las reacciones de hidrólisis producidas.

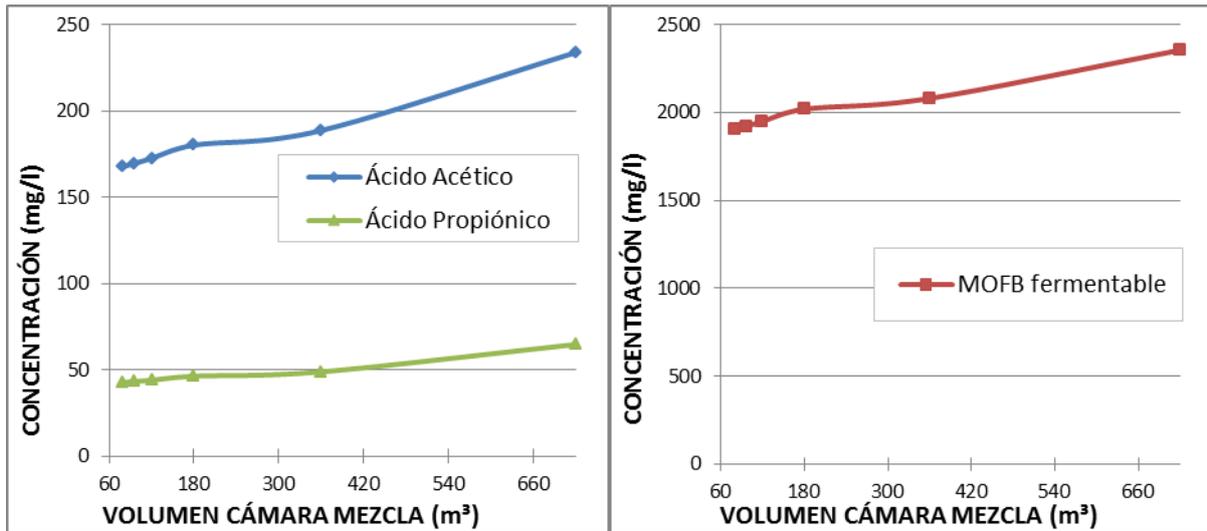


Figura 34. Evolución de los componentes solubles (S_A , S_{PRO} y S_F).

En la Figura 35 se recoge el comportamiento de los componentes suspendidos. El crecimiento de las bacterias acidogénicas es debido a la fermentación, mientras que el PHA es almacenado, hasta el momento en el que la concentración de Poly-P es tan pequeña que, dado que es imprescindible para su almacenamiento, ya no sigue aumentando. El Poly-P, que es el objeto principal de este análisis, se consigue reducirlo en gran medida, prácticamente hasta anularlo por completo. Como vemos, para que se produzca este hecho es necesario disponer de un gran volumen de cámara mezcla.

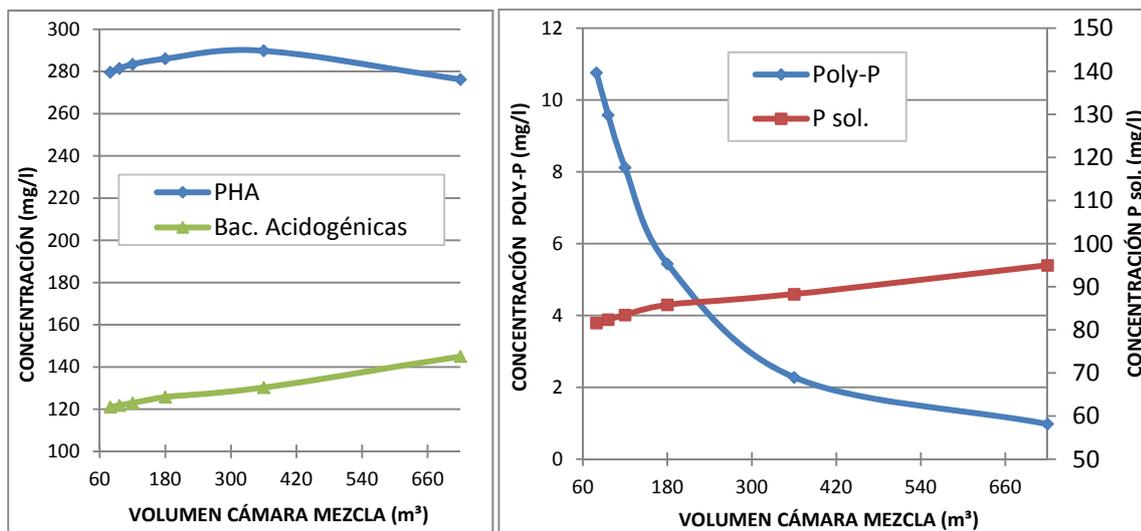


Figura 35. Evolución de los componentes suspendidos (X_{PP} , X_{PHA} y X_{ACID}), junto con el S_{PO4} .

Para valorar la idoneidad o no del planteamiento realizado se deberá conocer también lo que ocurre con el fosfato soluble a la salida de la cámara de mezcla, es decir en la elutriación. En la Figura 35 vemos como tiende a aumentar ligeramente a medida que disminuye el Poly-P, por el aumento de las dimensiones de la cámara.

Inicialmente se puede decir que el volumen más adecuado para la cámara de mezcla es el de 320 m³, puesto que a partir de este tamaño, la dismunci3n de Poly-P es poco significativa. Además el tiempo de retención para este tamaño, es muy próximo a 0,8 horas, que es el previsto en el proyecto.

En la figura 36 se representa la evolución seguida por los componentes soluble principales, además del f3sforo soluble visto anteriormente, en la corriente de recirculaci3n.

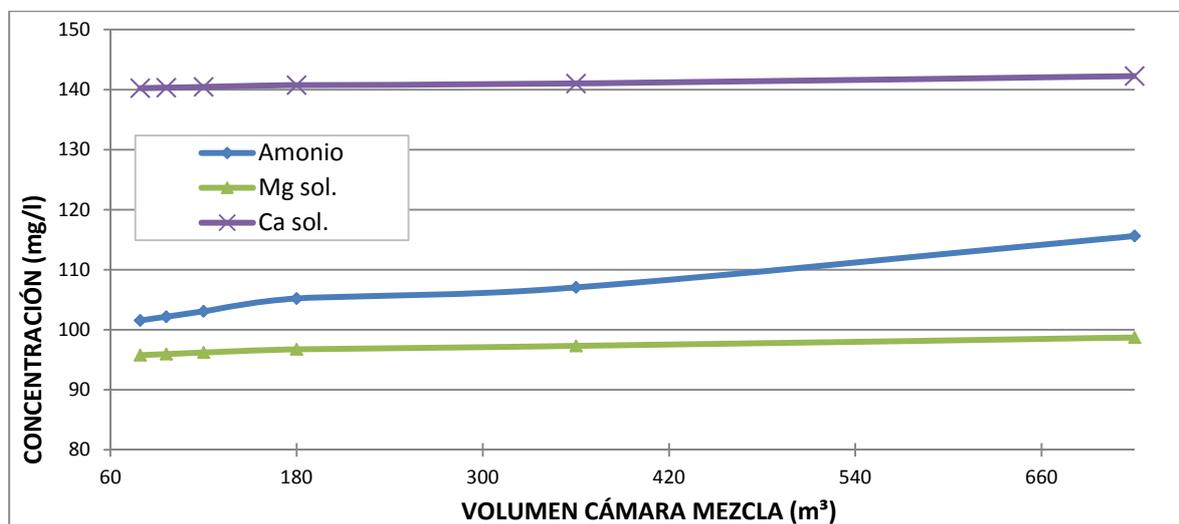


Figura 36. Evolución de los componentes solubles (S_{NH_4} , S_{PO_4} , S_{Mg} y S_{Ca}) en la corriente de elutriación.

Por último comprobamos (Figura 37), que los sólidos suspendidos totales disminuyen en la corriente de recirculación, por tanto si para el caso de la cámara de mezcla original no se producía desbordamiento, para volúmenes mayores no habrá riesgo de desbordamiento en espesadores y flotador. Este hecho incluso, permitiría la posibilidad de simular un aumento de la elutriación para estudiar la viabilidad de seleccionar una relación caudal extracción/caudal entrada de 0,55, siempre y cuando se comprueben los SST en el sobrenadante extraído de espesadores y flotador.

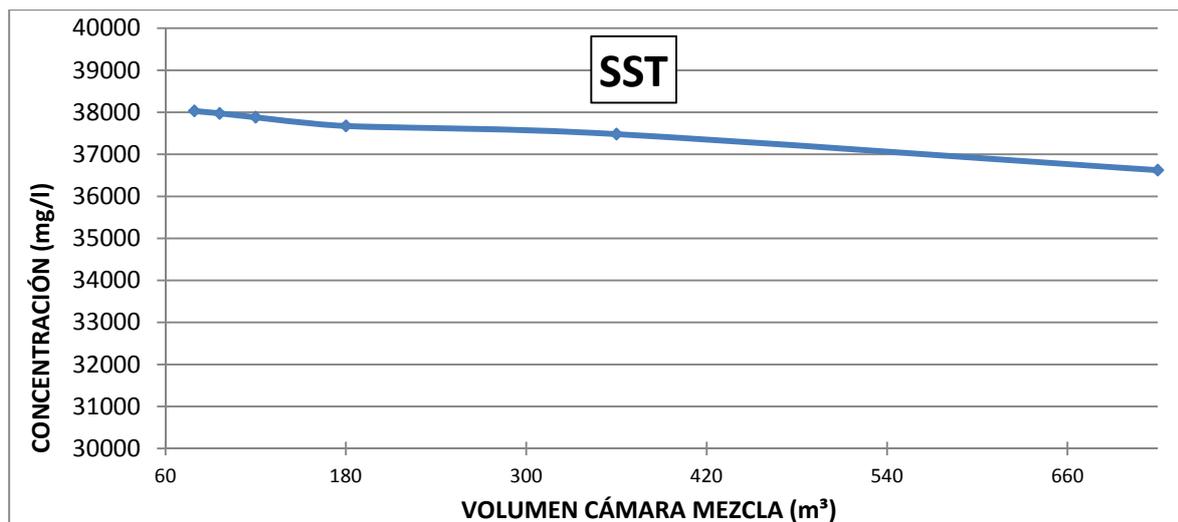


Figura 37. Evolución de los sólidos suspendidos totales en la corriente de elutriación.

La Tabla 21 muestra los resultados de la simulación realizada para un caudal de elutriación de 5510,23 m³/d y un volumen de cámara mezcla de 360 m³.

		Qext / Qent		0.55
		V cámara mezcla (m³)		360
Parámetro	Unidades	Digestión	Sobrenadante	Elutriación
Q	m³/d	802.40	4774.59	5510.23
pH		7.35	7.46	7.30
NH₄	mg N-NH ₄ /l	103.03	81.60	105.27
N total	mg N/l	2102.45	157.82	2175.29
PO₄	mg P-PO ₄ /l	62.66	48.08	81.93
P total	mg P/l	668.00	57.02	705.76
Mg sol.	mg Mg/l	82.91	79.97	94.23
Mg total	mg Mg/l	241.94	82.02	252.64
Ca sol.	mg Ca/l	129.94	127.45	138.77
Ca total	mg Ca/l	718.20	129.95	655.22
SST	mg/l	35515.34	444.48	35320.05
SSV	mg/l	28418.29	366.58	28369.02
DQO total	mg O ₂ /l	42498.14	1916.16	42658.64
DQO sol.	mg O ₂ /l	2109.38	1395.20	2359.18
DQO sus.	mg O ₂ /l	40388.75	520.96	40299.46
TRC	h			1.57
S_F	mg/l	1707.64	789.63	1973.35
S_A	mg/l	219.15	124.67	200.79
S_{PRO}	mg/l	54.01	59.04	93.93
X_{PAO}	mg/l	321.11	4.20	357.65
X_{ACID}	mg/l	143.29	1.75	133.60
X_H	mg/l	7338.75	99.24	8567.23
X_{PP}	mg/l	0.00	0.00	2.27
X_{PHA}	mg/l	243.60	3.19	265.65

 Tabla 21. Resultados una cámara mezcla de 360 m³ y Q_{ext}/Q_{ent}=0,55.

En este caso el desbordamiento de sólidos suspendidos, se produce solo en el flotador, puesto que, aunque tiene la misma superficie que los espesadores su calado es menor. En la Figura 38 se muestran los perfiles transversales de los sólidos en uno de los espesadores y en el flotador. Como el objetivo es el aprovechamiento de los tres elementos existentes, rechazamos esta alternativa y continuamos considerando válido el estudio realizado para el caudal de elutriación de $4433,33 \text{ m}^3/\text{d}$.

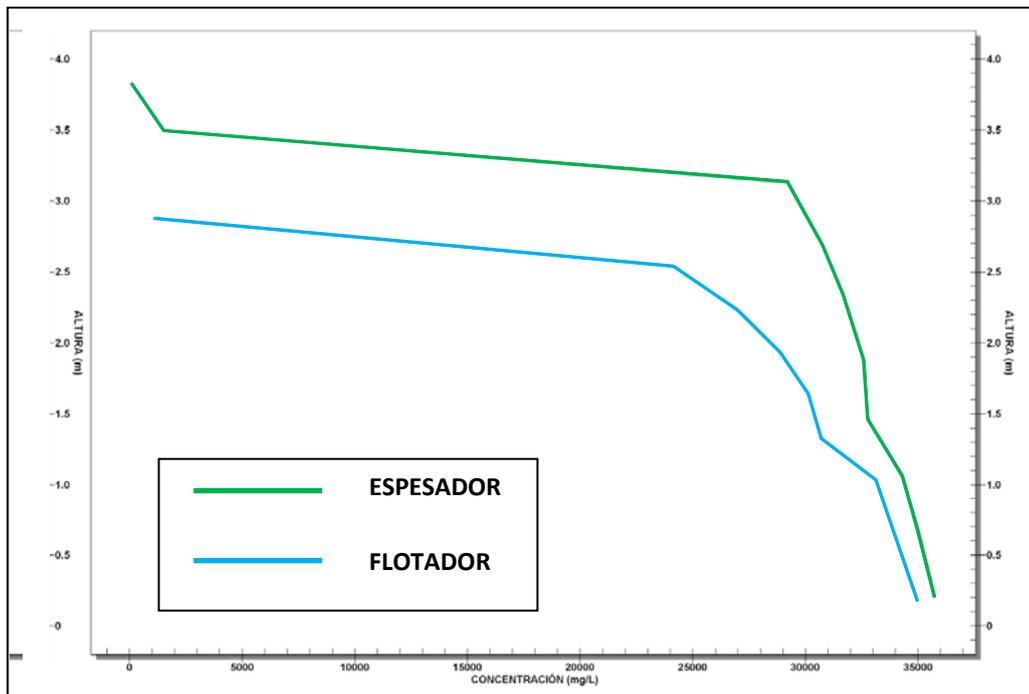


Figura 38. Perfil de SST en el fango del espesador y del flotador.

Hasta el momento hemos comprobado como afectan los cambios a la corriente de elutriación, pero la decisión final sobre la elección del volumen de cámara necesario, estará relacionada con la reducción de la concentración de fósforo que se produzca en el fango llevado a digestión.

En todo el proceso de elutriación y espesado/flotado del fango se siguen produciendo condiciones anaerobias, por lo que la disminución de fosfato soluble se produce por el aumento de concentración en el sobrenadante (Figura 39).

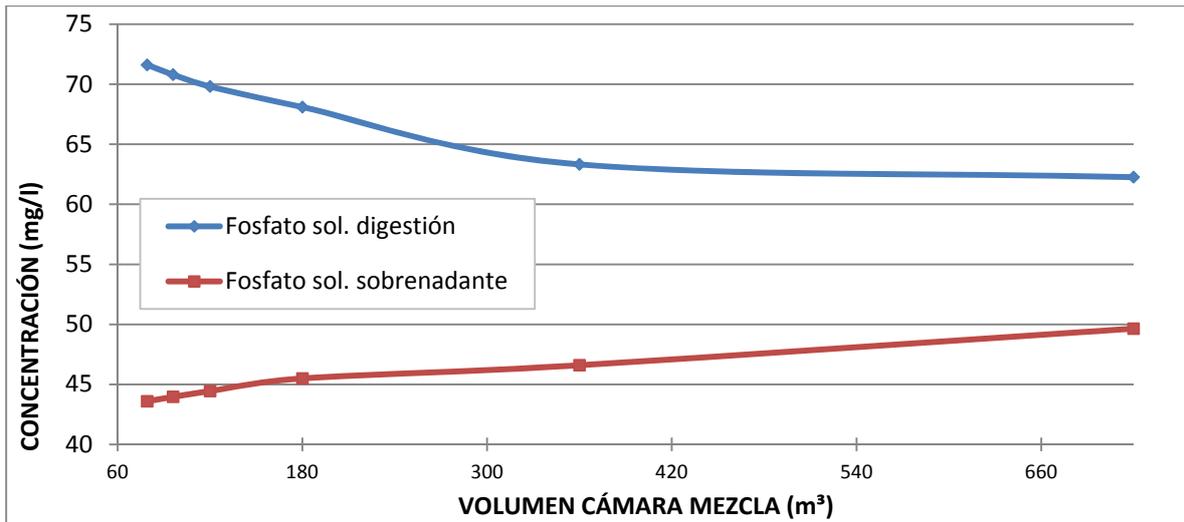


Figura 39. Evolución del S_{PO_4} en las corrientes de sobrenadante y digestión para diferentes volúmenes de cámara mezcla.

Como no se producen condiciones aerobias, necesarias para el crecimiento de las bacterias PAOs, su concentración en la corriente de digestión disminuye (Figura 40).

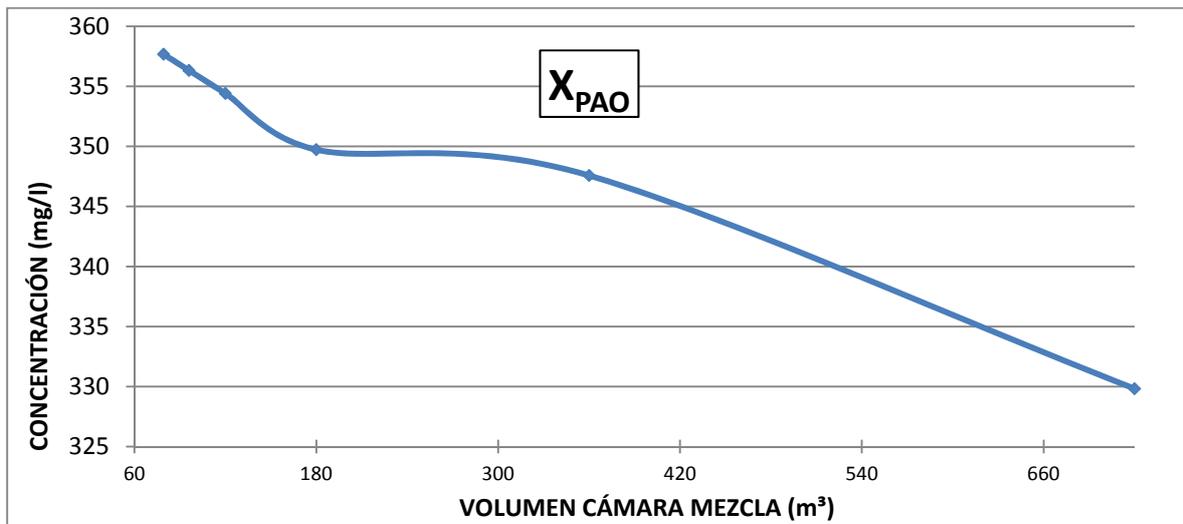


Figura 40. Evolución de X_{PAO} en la corriente de digestión para diferentes volúmenes de cámara mezcla.

Por otro lado, aunque en condiciones anaerobias se debería producir almacenamiento de PHA, la concentración también disminuye, debido a la ausencia de Poly-P que se ha eliminado completamente y al proceso de lisis (Figura 41). Además se puede observar como la evolución seguida por las concentraciones de PAOs y de PHA es proporcional, debido a que la formación de ambos está relacionada.

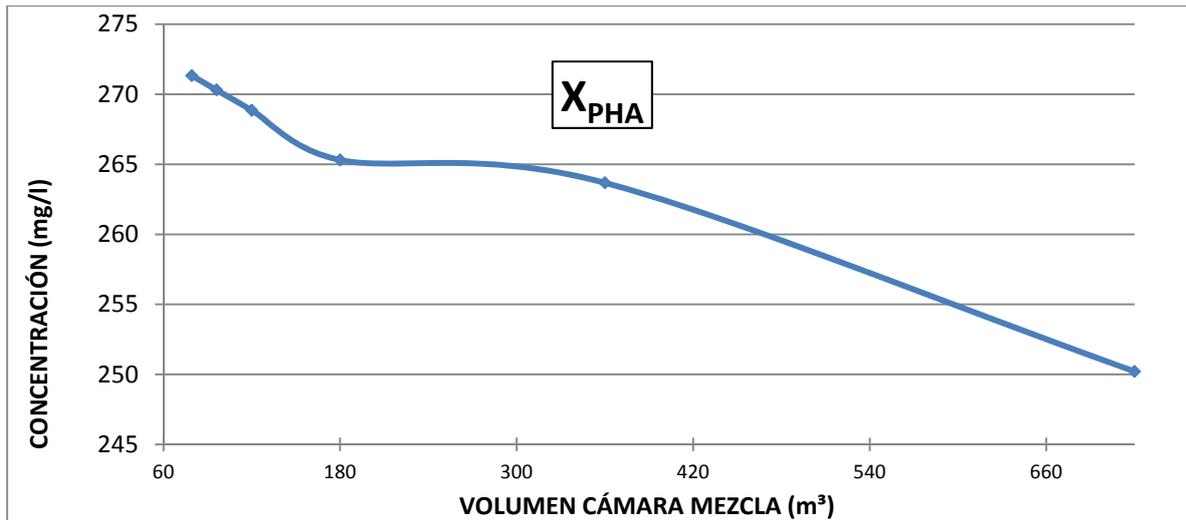


Figura 41. Evolución del X_{PHA} en la corriente de digestión para diferentes volúmenes de cámara mezcla.

Por lo que respecta al amonio, en la Figura 42 se observa como aumenta en las tres corrientes puesto que en condiciones anaerobias predominan los siguientes procesos:

- Hidrólisis: $X_S \text{ --- } \rightarrow S_F + S_I + S_{NH4} + S_{PO4}$
- Lisis de bacterias PAOs: $X_{PAO} \text{ --- } \rightarrow X_I + X_S + S_{NH4} + S_{PO4}$

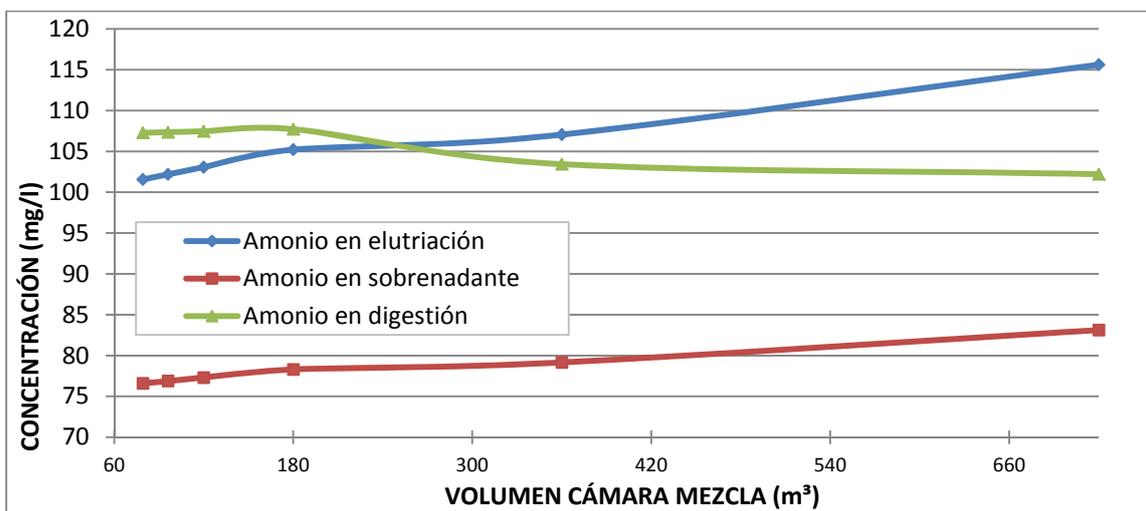


Figura 42. Evolución de S_{NH4} en las corrientes de elutriación, sobrenadante y digestión para diferentes volúmenes de cámara mezcla.

En la Figura 43 se representa la disminución de carga contaminante en cada una de las simulaciones realizadas con diferentes volúmenes de cámara de mezcla, respecto a la simulación de la primera alternativa estudiada (cámara mezcla de 79.2 m³ de tamaño). Ejecutando una cámara mezcla diez veces mayor que la existente en la actualidad, la disminución del fosfato soluble que es llevado a digestión es apenas de un 13%. Si se aplica un criterio metodológicamente razonable, viendo que a partir de la simulación número 5, no hay prácticamente reducción de fosfato, se optaría por construir una cámara de 360 m³ de volumen, con la que se conseguiría mantener, un tiempo de retención próximo a 0,94 horas, con una reducción de la carga contaminante del 12%.

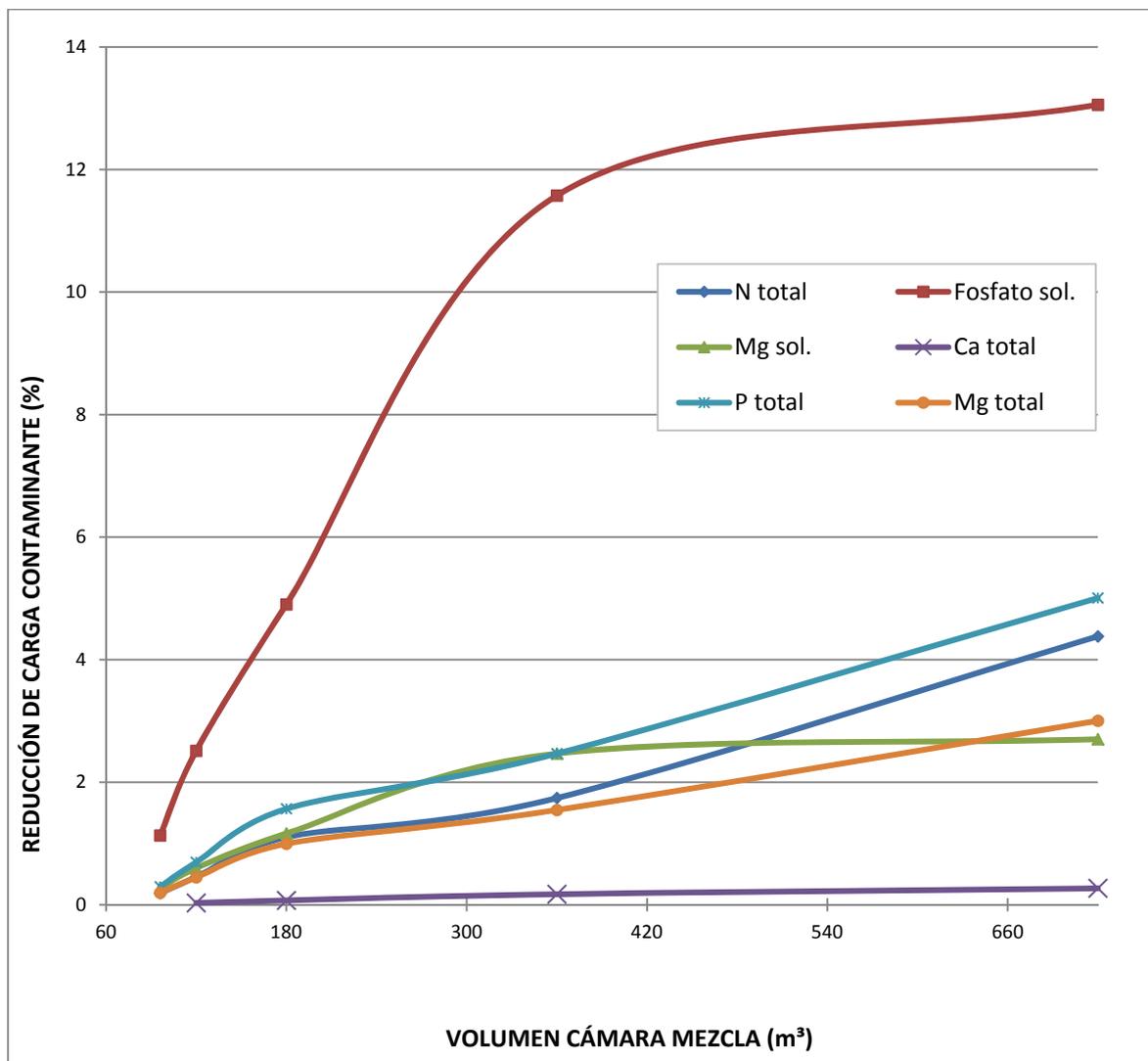


Figura 43. Porcentaje de disminución de la carga de los diferentes componentes en la corriente de digestión.

8.3 DESHIDRATACIÓN DEL FANGO MEDIANTE CENTRIFUGACIÓN

Existe una alternativa que podría mejorar el funcionamiento del sistema aunque supondría una mayor modificación de las instalaciones de la planta. Mediante la deshidratación mecánica del fango con centrifugadoras se conseguiría reducir la concentración de fósforo en la corriente de digestión.

Como se muestra en la Figura 44, el esquema estaría compuesto por el proceso de espesado del fango primario que se realizaría de igual forma y por el fango biológico que en este caso no pasaría por la fase de flotación y sería el obtenido directamente en el tratamiento secundario de la planta. Ambas corrientes se introducirían en la cámara de mezcla, para después pasar a la centrifugación. Con la centrifugación se conseguirían los mismos resultados que con la flotación, por lo que se ahorrarían los costes derivados de la energía necesaria para el funcionamiento de este elemento.

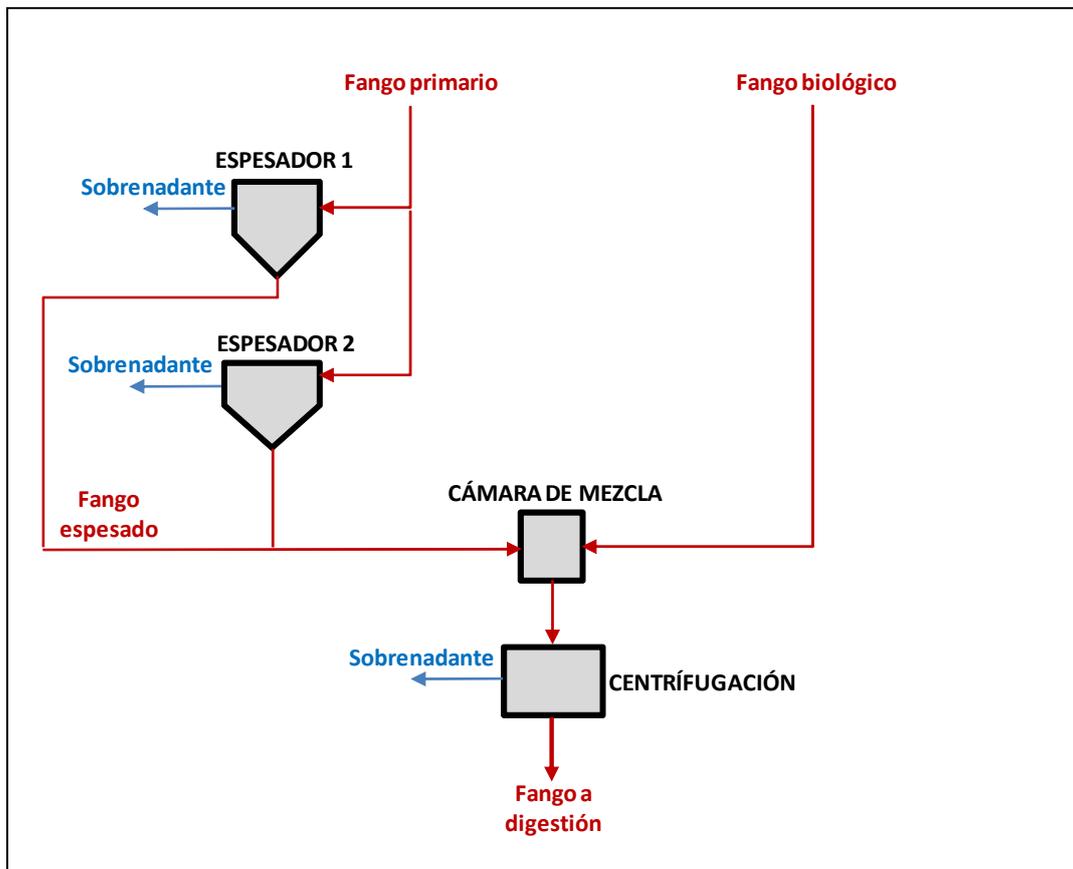


Figura 44. Esquema del sistema con centrifugación.

Para llevar a cabo las simulaciones que permitan decidir la viabilidad de esta solución, será necesario partir de la corriente número 5, correspondiente al fango biológico, después de pasar por el decantador secundario y antes de pasar por el flotador (Figura 45).

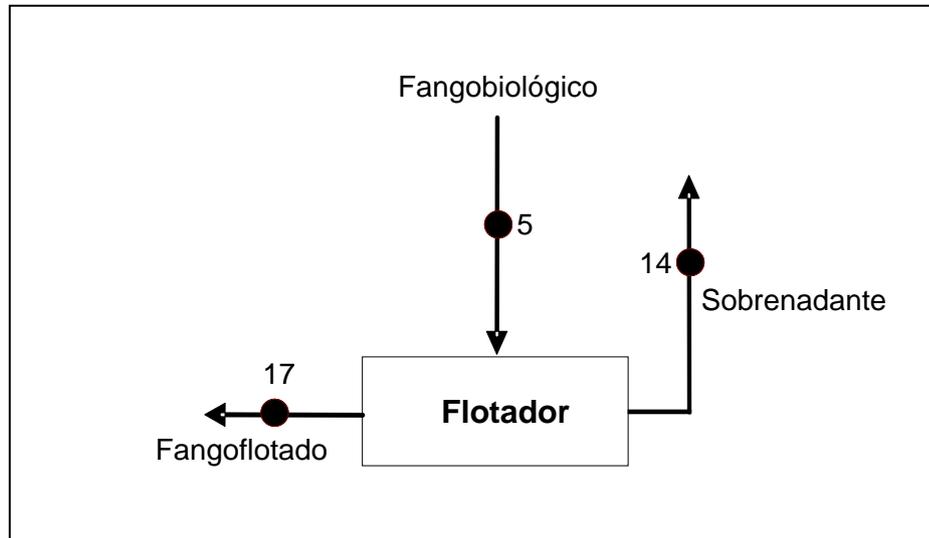


Figura 45. Esquema de corrientes en el flotador.

La corriente número 5 figura en la Tabla 7 (página 63) de este estudio y fue obtenida en la campaña de muestreo. En ella se presentan los valores de algunos de los parámetros más significativos que caracterizan la corriente. Para la realización de las simulaciones, será necesario conocer la totalidad de parámetros: las principales fracciones suspendidas, que el muestreo no proporciona (X_S , X_I , X_H , X_{PAO} , X_{PP} , X_{PHA}) y algunos parámetros de la fracción disuelta (S_F , S_S , S_I).

Para su cálculo se seguirá el mismo proceso descrito anteriormente, en la caracterización del fango biológico flotado (corriente número 17, Tabla 7, página 63). Se estimarán unas concentraciones típicas de X_S y X_I y con ellas se resolverá un sistema de ecuaciones dependientes, mediante un método de aproximación.

Sabiendo que la biomasa del fango biológico está compuesta principalmente por bacterias heterótrofas (X_H) y bacterias acumuladoras de Poly-P (X_{PAO}), sus concentraciones se calcularán mediante la ecuación:

$$DQO_{susp} = X_S + X_I + X_H + X_{PAO} + X_{PHA}$$

Conocida la DQO suspendida, como diferencia entre la DQO total y la DQO soluble obtenidas por muestreo (Tabla 7, página 63), para la resolución de la ecuación, faltará hacer una estimación de las concentraciones de X_S y X_I , que este caso representan aproximadamente, un 15 y un 25%, respectivamente del valor total de la DQO suspendida.

$$X_S = 0.15 \cdot DQO_{susp} = 0.15 \cdot 6597 = 989.55 \text{ mg DQO/l}$$

$$X_I = 0.25 \cdot DQO_{susp} = 0.25 \cdot 6597 = 1649.25 \text{ mg DQO/l}$$

Por deducción sabemos que el resto de componentes suspendidas de la expresión anterior, representan el 60% de la DQO suspendida. Por tanto la ecuación quedará de la siguiente forma:

$$X_H + X_{PAO} + X_{PHA} = 0.6 \cdot DQO_{susp} = 0.6 \cdot 6597 = 3958.20 \text{ mg DQO/l} \quad \text{Ec.1}$$

Para conocer la concentración de Poly-P (X_{PP}) en el fango biológico, se relaciona su concentración con el potasio suspendido (K_{sup}) en dicho fango (Tabla 7, página 63), el potasio de la DQO suspendida y el contenido en potasio del Poly-P (i_{KPP}). La ecuación resultante será:

$$X_{PP} = \frac{K_{XPP}}{i_{KPP}} = \frac{K_{susp} - K_{DQOsusp}}{i_{KPP}} = \frac{K_{susp} - [(X_H + X_{PAO}) \cdot i_{KBM} + X_I \cdot i_{KXI} + X_S \cdot i_{KXS}]}{i_{KPP}}$$

Ec.2

Siendo:

$$K_{\text{susp}} = K_{\text{tot}} - K_{\text{sol}} = 120.2 - 54.1 = 66.1 \text{ mg K/l}$$

$$i_{\text{KBM}} = 0.006$$

$$i_{\text{KXI}} = 0.001$$

$$i_{\text{KXS}} = 0.001$$

$$i_{\text{KPP}} = 0.4194$$

También es posible estimar la población de bacterias acumuladoras de Poly-P (X_{PAO}), en función del contenido en Poly-P (X_{PP}) y el factor que indica la máxima concentración de Poly-P por unidad de bacteria PAO (K_{MAX}):

$$X_{\text{PAO}} = \frac{X_{\text{PP}}}{0.6 \cdot K_{\text{MAX}}}$$

Ec.3

Siendo:

$$K_{\text{MAX}} = 0.34 \text{ g P/g DQO}$$

Este sistema de ecuaciones dependientes, se resolverá mediante métodos algorítmicos. En este caso, como existirán varias soluciones factibles será necesario fijar o limitar alguna de las incógnitas, como por ejemplo el PHA. Para determinar su valor, vamos a ver los procesos que se desarrollan.

El flotador se encuentra en condiciones aerobias, puesto que aunque no existan equipos de oxigenación, el fango está en contacto con la atmosfera, En esta situación debido al metabolismo de las bacterias PAO se produce almacenamiento de Poly-P y crecimiento de las bacterias PAO, con lo cual disminuye la concentración de PHA a la salida de flotador.

Pero por otro lado el flotador es un elemento que provoca la concentración de la fase sólida, por tanto tenderá a aumentar el valor de PHA.

En definitiva para hacer una estimación adecuada se adopta el criterio de proporcionalidad entre sólidos y PHA en el flotador. Sabemos que los sólidos que entran en el flotador aumentan un 500% a la salida del mismo, por tanto lo mismo ocurrirá con el PHA.

Con estas premisas, imponiendo que la concentración de PHA sea de 40 mg/l, el sistema de cálculo es el siguiente:

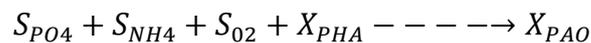
- Incógnitas: X_H, X_{PAO}, X_{PHA}
- Objetivo: $X_H + X_{PAO} + X_{PHA} = 3958.20$
- Condición 1: $X_{PP} = K_{SUSP} - ((X_H + X_{PAO}) \cdot i_{KBM} + X_I \cdot i_{KXI} + X_S \cdot i_{KXS}) / i_{KPP}$
- Condición 2 $X_{PAO} = X_{PP} / (0.60 \cdot 0.34)$
- Restricción 1: $X_{PHA} = 40$

De esta forma se obtienen la Tabla 22, con los valores de los parámetros buscados:

Parámetro	Unidades	Corriente 5
Bac. Heterótrofas	mg DQO/l	3451.24
Bac. PAO	mg DQO/l	466.96
PHA	mg DQO/l	40
Poly-P	mg DQO/l	95.26

Tabla 22. Concentraciones de X_H, X_{PAO}, X_{PP} y X_{PHA} en la corriente 5.

Estos resultados demuestran que en el flotador se llevan a cabo los dos procesos principales del metabolismo de las bacterias PAO en condiciones aerobias:



Se produce almacenamiento de Poly-P que pasa de 95,26 mg/l a la entrada del flotador a 164 mg/l a la salida, también se produce crecimiento de bacterias PAO que pasan de 466,96 mg/l a la entrada, a 804,10 mg/l a la salida del flotador.

Por otro lado, como se expuso anteriormente, el PHA que debería consumirse en condiciones aerobias, se concentra en el flotador pasando su concentración de 40 mg/l a la entrada a 200 mg/l a la salida.

El cálculo de los sólidos suspendidos no volátiles es inmediato puesto que es la diferencia entre los sólidos suspendidos totales y los sólidos suspendidos volátiles:

$$X_{NV} = SST - SSV = 7675 - 5600 = 2075 \text{ mg/l}$$

El cálculo de la materia orgánica fácilmente biodegradable (S_S), se realizará suponiendo que la materia orgánica inerte (S_I) es la misma que la obtenida a la salida del flotador (corriente 17, Tabla 11, página 75), puesto que es una fracción que no se degrada biológicamente y generalmente coincide con el valor del efluente. La expresión que permite definir la concentración de S_S es:

$$DQO_{sol} = S_S + S_I$$

De donde S_S será:

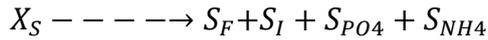
$$S_S = 698 - 74 = 624 \text{ mg/l}$$

El sustrato orgánico fácilmente biodegradable fermentable (S_F), disponible para la degradación de los microorganismos heterótrofos se calcula mediante la expresión:

$$S_F = S_S - S_A - S_{PRO} = 624 \text{ mg/l}$$

Puesto que tanto el ácido acético como el ácido propiónico son ácidos grasos volátiles, consideramos nula su concentración a la salida del tratamiento secundario.

El valor elevado de S_F en la corriente de fango biológico, hace pensar que se ha producido hidrólisis en el fondo del decantador secundario (condiciones anaerobias):



Por último se asume que el calcio suspendido está en forma de carbonato cálcico precipitado. De entre todas las especies existentes la única que puede formarse en las condiciones presentes en la digestión anaerobia de fangos es la calcita:

$$X_{calcita} = Ca_{tot} - Ca_{susp} = 170.40 \text{ mg Ca/l} = 170.40 \cdot \frac{100 \text{ mg SST}}{40 \text{ mg Ca}} = 426 \text{ mg SST/l}$$

Ahora ya tenemos caracterizada completamente la corriente número 5 necesaria para iniciar las simulaciones. En la Tabla 23 se presentan los valores de los parámetros y la forma en la que ha sido obtenido cada uno de ellos.

Parámetro	Unidades	Corriente 5	Forma de obtención
SS	mg/l	7675	muestreo
SSV	mg/l	5600	muestreo
DQO tot.	mg O2/l	7295	muestreo
DQO sol.	mg O2/l	698	muestreo
Ác. Acético	mg O2/l	0	corrección del valor
S _F	mg O2/l	624	cálculo directo
PO ₄	mgP-PO4/l	9.5	muestreo
NH ₄	mg N-NH ₄ /l	2	muestreo
Ca tot	mg Ca/l	267.9	muestreo
Ca sol.	mg Ca/l	97.5	muestreo
K tot	mg K/l	120.2	muestreo
K sol.	mg K/l	54.1	muestreo
Mg tot	mg Mg/l	125.1	muestreo
Mg sol.	mg Mg/l	78.8	muestreo
P tot	mg P/l	240.3	muestreo
N tot	mg N/l	526.2	muestreo
N sol.	mg N/l	58.6	muestreo
S _s	mg/l	624	cálculo directo
X _I	mg/l	1649.25	estimación a partir de DQO

Parámetro	Unidades	Corriente 5	Forma de obtención
S_I	mg/l	74	igual a corriente 17
X_{calcita}	mg/l	426	Cálculo directo
X_S	mg/l	989.55	estimación a partir de DQO
X_{NV}	mg/l	2075	cálculo directo
X_H	mg/l	3451.24	cálculo por aproximación
X_{PAO}	mg/l	466.96	cálculo por aproximación
X_{PP}	mg/l	95.26	cálculo por aproximación
X_{PHA}	mg/l	40	cálculo por aproximación

Tabla 23. Parámetros de la corriente 5 y forma de obtención.

Como hemos dicho anteriormente, la finalidad de estas simulaciones será la reducción de la concentración de Poly-P (X_{PP}), en la corriente de entrada a la digestión anaerobia, sustituyendo el tratamiento de flotación, por un sistema de deshidratación mecánica. En la Figura 46 recoge el montaje necesario para realizar las simulaciones mediante Desass.

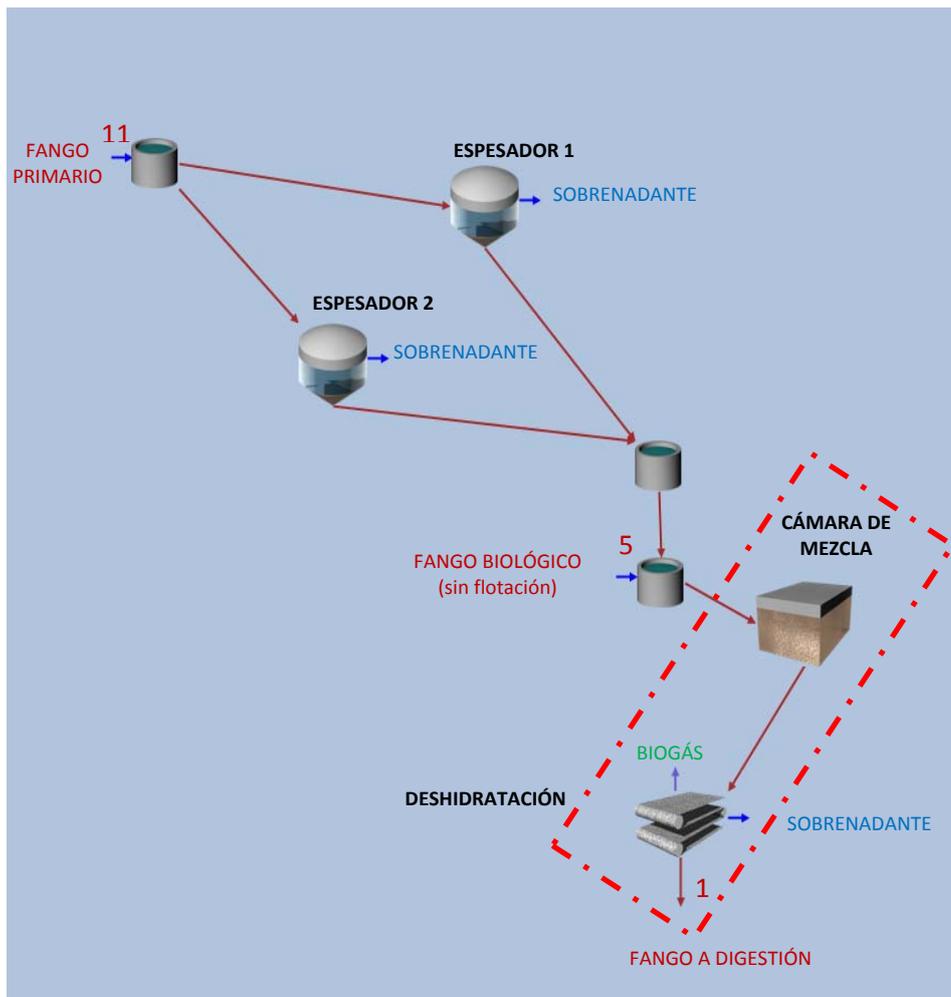


Figura 46. Esquema de montaje de simulación para la deshidratación del fango.

La deshidratación mecánica se llevará a cabo mediante un equipo de centrifugación del mismo tipo que los ya existentes en la estación y en el software utilizado habrá que calibrar el porcentaje de sólidos en el fango, es decir, el grado de concentración alcanzado.

En este caso, para la situación inicial, se escogerá un 4.25% de sólidos en el fango, lo que significa que el fango tiene una concentración de sólidos suspendidos totales (X_{SST}) de 4250 mg/l. Se ha optado por este valor porque es el que permite obtener un caudal cercano a 800 m³/s, el mismo que estamos considerando de entrada a la digestión anaerobia.

Las simulaciones a realizar partirán de una configuración inicial donde la cámara de mezcla tiene las dimensiones reales de la planta, a partir de ese valor se incrementará el volumen de la cámara de mezcla para observar si con mayores tamaños se consiguen mejores resultados.

Para agilizar el proceso, a partir de la simulación realizada con un volumen de cámara de mezcla de 720 m³, se cambiarán los criterios de diseño y en vez de introducir los datos para una forma prefijada, se pasará a modificar el dato del tiempo de retención hidráulico, de tal forma que al aumentar el tiempo, aumentará el volumen de la cámara y de esa manera mejoraran las condiciones de tratamiento.

En la Figura 47 se muestra la ventana de propiedades en Desass, del fermentador (cámara de mezcla), en el caso inicial para un volumen de 79,2 m³. Vemos que el criterio de diseño seleccionado, es el de una forma prefijada que será necesario introducir. El tiempo de retención que se obtendría en estas condiciones sería muy bajo (0.028 días).

Como hemos dicho, la simulación, también puede realizarse introduciendo tiempos de retención en vez de formas prefijadas, siendo el propio software el que calcula el volumen equivalente.

Las simulaciones realizadas han partido del tamaño real de la cámara de mezcla (79,2 m³), para posteriormente obtener resultados con volúmenes de 96, 180, 360, 720 m³.

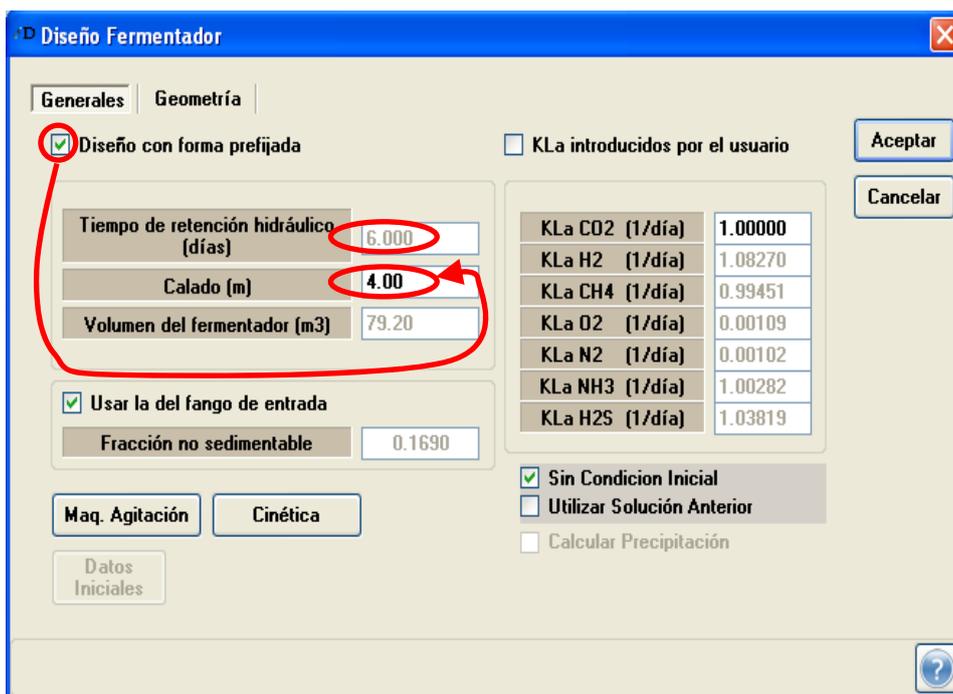


Figura 47. Ventana de propiedades de la cámara de mezcla original de la planta.

Como el objetivo principal es la eliminación del Poly-P en la corriente de salida de la cámara de mezcla, se han prolongado las simulaciones hasta llegar al volumen que cumpliera esta condición. Este volumen de 2241 m³, que se corresponde con un tiempo de retención hidráulico de 0,80 días, será la última simulación que se realice.

Puesto que las características del fango de entrada a la deshidratación, variarán de acuerdo a las diferentes dimensiones de la cámara de mezcla propuestas, la concentración del fango que se realice en la deshidratación, no será la misma. Por esta razón, en la Tabla 24 se especifican los porcentajes de sólidos en el fango, introducidos en la deshidratación para obtener el caudal para la digestión expuesto hasta el momento.

Volumen cámara mezcla m ³	Sólidos en el fango %	Caudal a digestión m ³ /s
72.90	4.25	802.27
96.00	3.85	799.29
180.00	3.82	802.17
360.00	3.80	800.72
720.00	3.75	801.85
2241.00	3.60	799.61

Tabla 24. Porcentaje de sólidos en el fango en la deshidratación, según volumen de cámara de mezcla.

A continuación, se recogen los resultados obtenidos de los principales parámetros, para los diferentes volúmenes modelados en los 3 puntos de control elegidos:

- Salida de la cámara mezcla.
- Salida de la centrifugación.
- Sobrenadante generado en la deshidratación.

En la Tabla 25 figuran los resultados obtenidos en la corriente de salida de la cámara mezcla.

parámetros	unidades	volumen cámara de mezcla (m ³)					
		79.2	96	180	360	720	2241
S _F	mg DQO/l	1145.29	1149.99	1181.46	1246.77	1369.64	1799.11
S _A	mg DQO/l	41.03	37.10	20.35	7.06	3.27	34.09
S _{NH4}	mg N/l	11.34	11.44	12.22	13.84	16.90	28.52
S _{PO4}	mg P/l	31.09	34.36	46.46	60.06	75.18	120.13
S _{PRO}	mg DQO/l	15.83	14.21	8.26	3.24	1.57	10.90
X _I	mg DQO/l	4712.64	4713.27	4717.70	4726.80	4743.55	4798.89
X _S	mg DQO/l	3420.86	3420.97	3424.99	3431.63	3437.22	3368.33
X _H	mg DQO/l	3069.21	2861.02	2820.05	2736.08	2582.29	2086.74
X _{PAO}	mg DQO/l	418.39	431.00	428.13	422.10	410.54	367.94
X _{PP}	mg P/l	72.12	71.66	60.25	48.13	35.81	1.26
X _{PHA}	mg DQO/l	68.91	264.35	289.86	313.93	332.75	375.52
X _{ACID}	mg DQO/l	16.80	16.87	17.21	17.98	19.71	29.80
X _{TSS}	mg DQO/l	12241.02	12220.46	12174.48	12098.54	11971.31	11504.46
DQO _T	mg DQO/l	12962.29	12766.77	12740.96	12715.58	12694.38	12638.16
DQO _{Sol.}	mg DQO/l	1324.38	1323.62	1332.88	1381.00	1501.07	1986.46
DQO _{Susp.}	mg DQO/l	11637.90	11443.15	11408.08	11334.59	11193.32	10651.71
P _T	mg P/l	289.93	290.04	290.02	290.00	289.97	290.07
P _{Sol.}	mg P/l	32.23	35.51	47.65	61.31	76.55	121.93
P _{Susp.}	mg P/l	257.70	254.53	242.37	228.69	213.43	168.14
N _T	mg N/l	706.55	706.38	706.38	706.38	706.37	706.30
N _{Sol.}	mg N/l	84.86	85.24	87.88	93.37	103.73	141.12
N _{Susp.}	mg N/l	621.69	621.15	618.50	613.01	602.64	565.18
Mg _{Sol.}	mg Mg/l	84.12	85.02	88.33	91.97	95.89	107.50
Mg _{Susp.}	mg Mg/l	62.00	61.18	57.87	54.23	50.29	38.70
K _{Sol.}	mg K/l	57.09	58.24	62.48	67.23	72.49	87.80
K _{Susp.}	mg K/l	59.17	53.07	48.82	44.06	38.79	23.52
Ca _{Sol.}	mg Ca/l	101.68	101.69	101.81	102.07	102.57	104.46
Ca _{Susp.}	mg Ca/l	455.48	454.79	454.67	454.41	453.92	452.02
pH		6.96	6.96	6.95	6.94	6.93	6.92

Tabla 25. Resultados de la simulación en la salida de la cámara de mezcla.

A continuación analizaremos gráficamente lo sucedido con los diferentes componentes a la salida de la cámara de mezcla.

En la Figura 48 comprobamos cómo el objetivo deseado, que es la liberación de todo el Poly-P, se logra para un volumen simulado de 2241 m³.

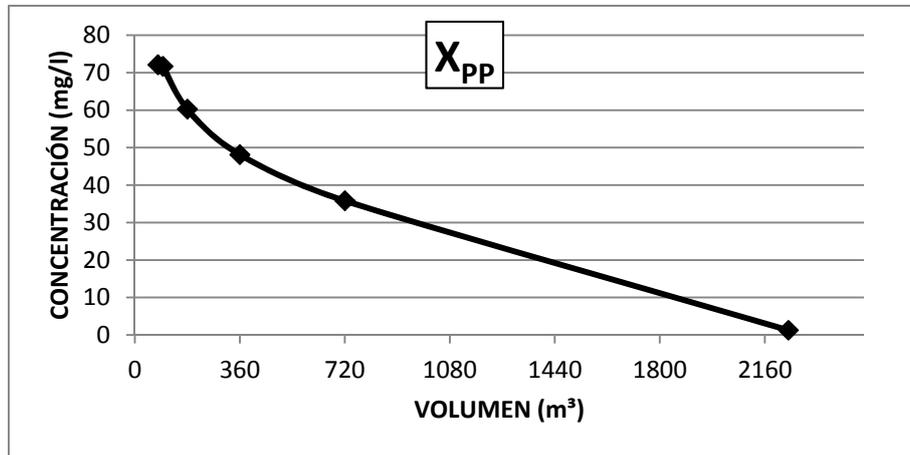
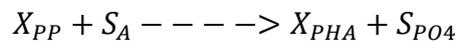


Figura 48. Evolución de la concentración de Poly-P en la salida de la cámara de mezcla.

Esto es debido a que en condiciones anaerobias se produce almacenamiento de PHA, favorecido por el aumento de las dimensiones de la cámara:



Además, debido a este proceso, también aumenta el contenido en fosfatos. En la Figura 49 vemos la evolución seguida por la concentración de fosfatos en las sucesivas simulaciones realizadas.

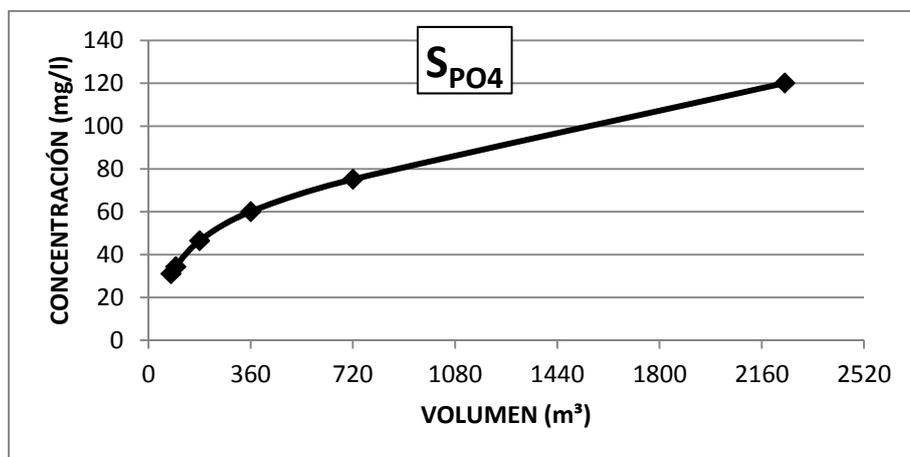


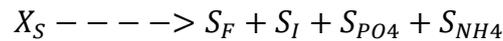
Figura 49. Evolución de la concentración de PO₄ a la salida de la cámara de mezcla.

El aumento de concentración producido es proporcional al aumento de volumen y puede deberse a distintos procesos que se llevan a cabo en condiciones anaerobias.

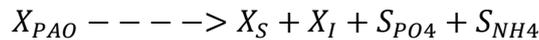
Por fermentación se desarrollan bacterias acidogénicas, que forman ácidos grasos volátiles:



Por hidrólisis la materia orgánica lentamente biodegradable (X_S), se transforma en materia orgánica fácilmente biodegradable (S_F):



Los procesos de lisis de las bacterias PAO (X_{PAO}) y bacterias heterótrofas (X_H), también aumentan el contenido de fosfato en el fango:



En la Figura 50 y la Figura 51 analizamos lo que ocurre con el contenido en sustrato orgánico fácilmente biodegradable (S_F) y acetato (S_A), respectivamente.

En la primera de ellas el aumento de la concentración de S_F , indica que, a mayor volumen, predominan los procesos de hidrólisis sobre los procesos de fermentación.

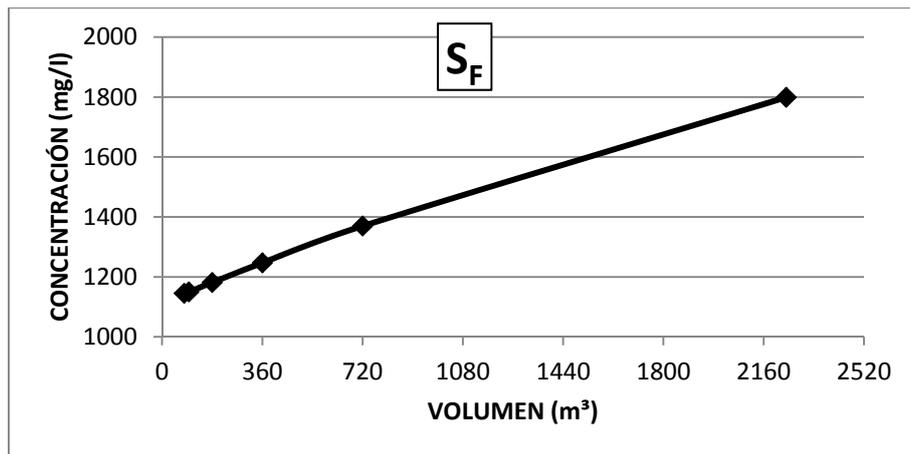


Figura 50. Evolución de la concentración de S_F , a la salida de la cámara de mezcla.

En cuanto al ácido acético, según va aumentando el tamaño de la cámara de mezcla, se produce una disminución hasta prácticamente llegar a anularse, volviendo a incrementar su valor, a partir de ese punto.

Este hecho coincide con el agotamiento progresivo del Poly-P, por tanto podría decirse que en el momento en el que la concentración de acetato y de Poly-P es muy pequeña, se produce muy poco almacenamiento de PHA, siendo predominante el proceso de fermentación donde se formará S_A .

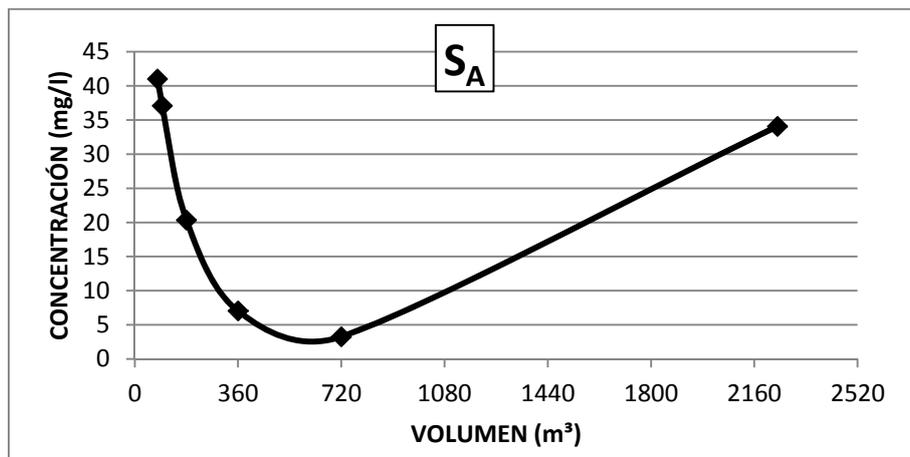


Figura 51. Evolución del contenido en S_A en la salida de la cámara de mezcla.

Este comportamiento puede ser corroborado por la evolución seguida por el PHA (Figura 52), que a partir de un determinado volumen deja de aumentar significativamente y según lo visto en la reacción anterior, si no se forma PHA, tampoco se consume S_A .

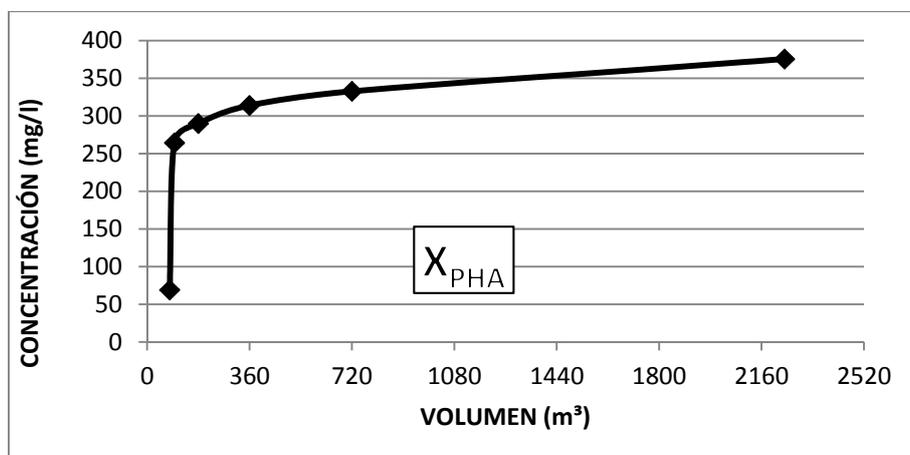


Figura 52. Evolución del contenido en PHA en la salida de la cámara de mezcla.

Además, aunque los tiempos de retención hidráulicos han aumentado, siguen siendo bajos (no llegan a 1 día) y por tanto no se producen bacterias metanogénicas que pudieran consumir los ácidos grasos formados.

En lo referente a los microorganismos existentes (bacterias PAO y heterótrofas), podemos comprobar, viendo la Figura 53 y Figura 54, que su contenido en condiciones anaerobias, desciende, cuanto mayor sea el depósito creado.

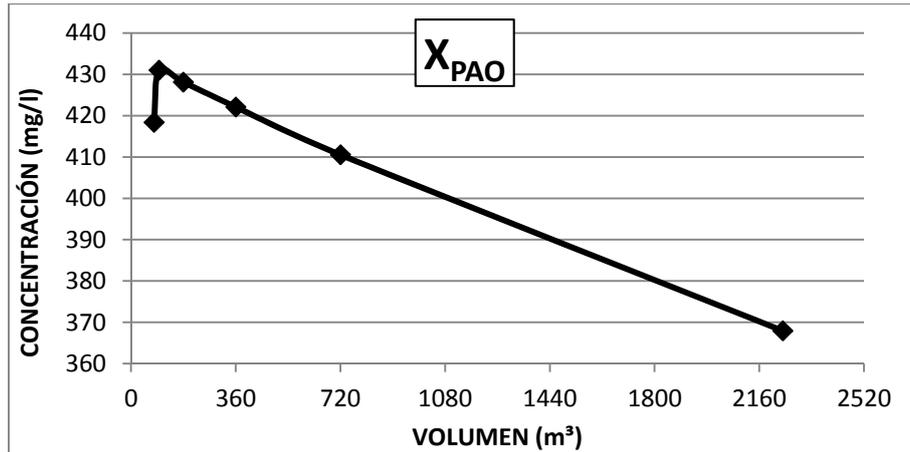


Figura 53. Evolución de X_{PAO} a la salida de la cámara de mezcla.

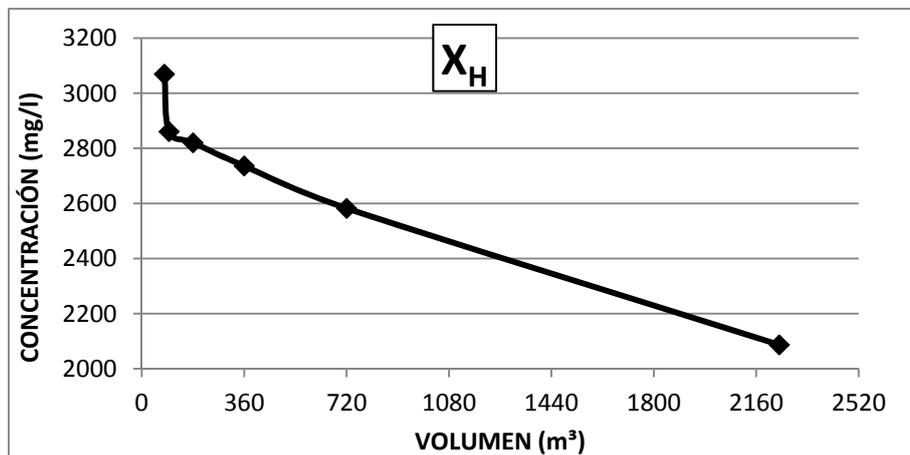


Figura 54. Evolución de X_H a la salida de la cámara de mezcla.

Estos procesos de lisis de los microorganismos presentes en la cámara, aumenta el contenido de amonio, así como el de materia orgánica inerte (X_I), en la corriente de salida (Figura 55).

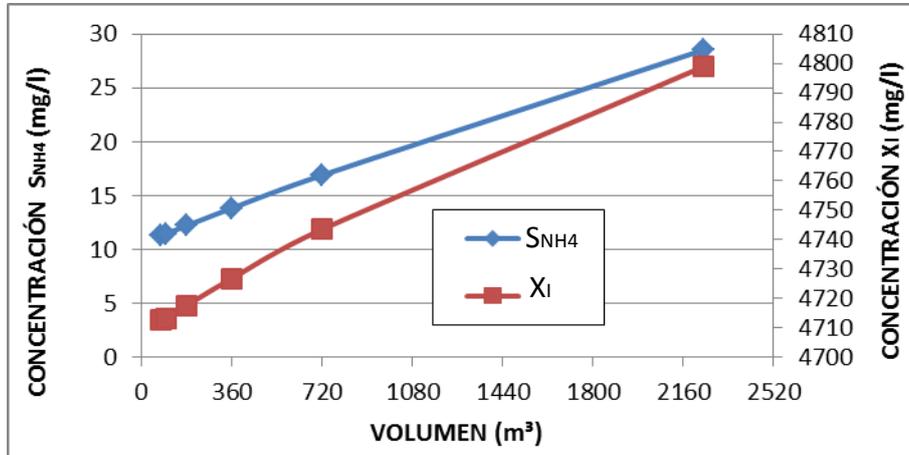


Figura 55. Evolución de S_{NH4} y de X_I a la salida de la cámara de mezcla.

La materia orgánica lentamente biodegradable (X_S), también aumenta debido a los procesos de muerte de las bacterias, pero a partir de un determinado tamaño de cámara son más importantes los procesos de hidrólisis anaerobia que tienden a transformar la materia orgánica lentamente biodegradable en sustrato fácilmente biodegradable (Figura 56).

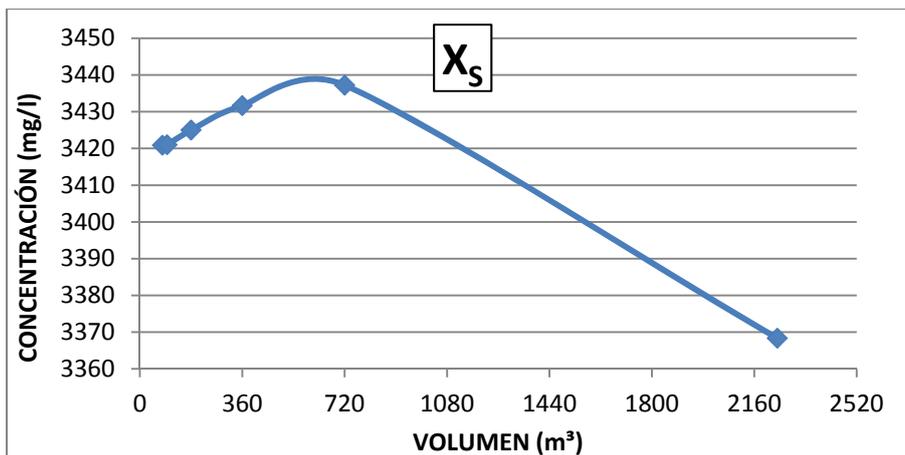


Figura 56. Evolución de X_S a la salida de la cámara de mezcla.

En la Figura 57 se representa la evolución seguida por el fósforo total y las especies soluble y suspendida, que aumenta y disminuye respectivamente, para que el contenido total se mantenga estable. El fósforo soluble aumenta, porque como ya hemos comentado el mayor volumen de depósito facilita los procesos de hidrólisis, fermentación y lisis.

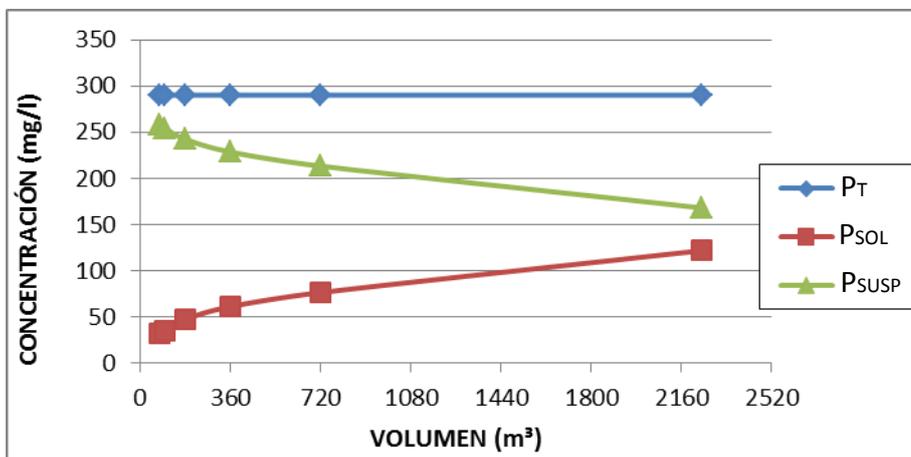


Figura 57. Evolución del fósforo en la salida de la cámara mezcla.

En la Figura 58 se muestran las fracciones solubles del magnesio, calcio y potasio. Como era de prever, el magnesio y el potasio solubles aumentan, al igual que le ocurría al fósforo, puesto que ambos iones están presentes en la composición química del fosfato. El calcio por su parte, que en este caso actúa solo como nutriente permanece estable.

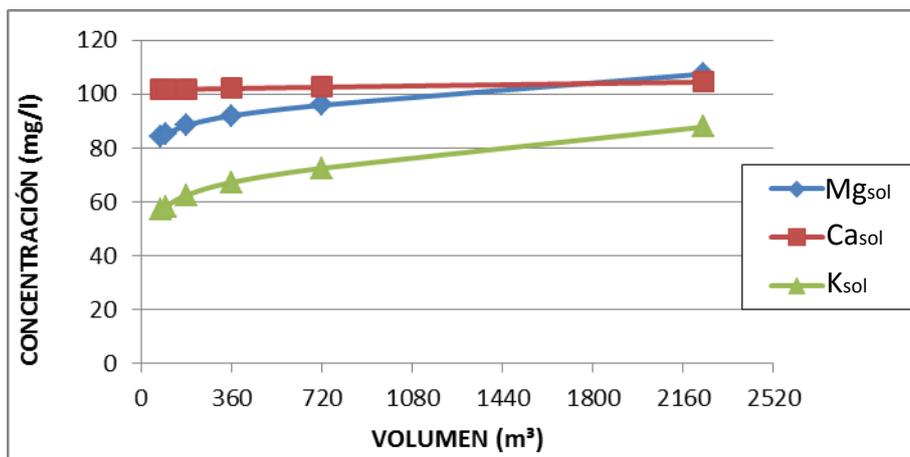


Figura 58. Evolución de las fracciones solubles de Mg, Ca, y K en la salida de la cámara mezcla.

Los resultados obtenidos en la corriente de salida a digestión son los mismos que los obtenidos en la salida de la cámara de mezcla para las fases solubles, puesto que no se han visto afectadas por el tratamiento de deshidratación. Mientras que las fracciones suspendidas aunque han sido más concentradas, sus valores son proporcionales a los obtenidos anteriormente. Los resultados completos se pueden ver en la Tabla 26.

parámetros	unidades	volumen cámara de mezcla (m3)					
		79.2	96	180	360	720	2241
S_F	mg DQO/l	1145.29	1149.99	1181.46	1246.77	1369.64	1799.12
S_A	mg DQO/l	41.03	37.10	20.35	7.05	3.27	34.00
S_{NH_4}	mg N/l	11.34	11.44	12.22	13.84	16.90	28.52
S_{PO_4}	mg P/l	31.09	34.36	46.46	60.06	75.18	120.15
S_{PRO}	mg DQO/l	15.83	14.21	8.26	3.24	1.57	10.88
X_I	mg DQO/l	16361.97	16391.69	16430.27	16487.18	16523.17	16685.34
X_S	mg DQO/l	11876.98	11897.37	11928.19	11969.60	11972.96	11711.34
X_H	mg DQO/l	10656.11	9949.99	9821.36	9543.50	8994.98	7255.40
X_{PAO}	mg DQO/l	1452.61	1498.94	1491.05	1472.30	1430.03	1279.30
X_{PP}	mg P/l	250.40	249.22	209.85	167.90	124.82	4.40
X_{PHA}	mg DQO/l	239.27	919.33	1009.47	1094.90	1159.05	1305.72
X_{ACID}	mg DQO/l	58.35	58.67	59.93	62.72	68.66	103.62
X_{TSS}	mg DQO/l	42500.00	42500.00	42400.00	42000.00	41700.00	40000.00
DQO_T	mg DQO/l	41714.41	41104.29	41047.72	40900.30	40474.58	39000.92
$DQO_{Sol.}$	mg DQO/l	1308.39	1307.63	1316.87	1364.90	1484.58	1965.93
$DQO_{Susp.}$	mg DQO/l	40406.02	39796.66	39730.85	39535.40	38990.00	37035.00
P_T	mg P/l	926.96	920.72	891.77	859.04	820.05	706.56
$P_{Sol.}$	mg P/l	32.23	35.51	47.64	61.31	76.55	121.94
$P_{Susp.}$	mg P/l	894.72	885.21	844.13	797.73	743.51	584.61
N_T	mg N/l	2248.42	2245.45	2241.94	2231.57	2202.92	2106.19
$N_{Sol.}$	mg N/l	84.86	85.24	87.88	93.37	103.73	141.12
$N_{Susp.}$	mg N/l	2163.56	2160.21	2154.06	2138.21	2099.19	1965.07
$Mg_{Sol.}$	mg Mg/l	84.12	85.03	88.34	91.98	95.91	107.52
$Mg_{Susp.}$	mg Mg/l	215.24	212.79	201.54	189.13	175.16	134.56
$K_{Sol.}$	mg K/l	57.09	58.24	62.48	67.23	72.49	87.81
$K_{Susp.}$	mg K/l	205.42	184.56	170.04	153.70	135.15	81.77
$Ca_{Sol.}$	mg Ca/l	101.67	101.69	101.81	102.07	102.57	104.46
$Ca_{Susp.}$	mg Ca/l	1581.38	1581.67	1583.48	1585.01	1581.15	1571.65
pH		7.00	6.99	6.98	6.97	6.96	6.95

Tabla 26. Valores de los parámetros obtenidos en la salida de la deshidratación.

En la Tabla 27 podemos ver los porcentajes de reducción de carga contaminante llevada a digestión, respecto a la situación original de la planta y para cada uno de los volúmenes de cámara de mezcla estudiados.

PARÁMETROS	volumen cámara de mezcla (m3)					
	79.2	96	180	360	720	2241
P_{TOTAL}	4.66	5.30	8.27	11.64	15.65	27.32
N_{TOTAL}	20.23	20.33	20.46	20.83	21.84	25.27
Mg_{TOTAL}	15.26	15.69	17.94	20.42	23.26	31.47
Ca_{TOTAL}	5.50	5.48	5.35	5.24	5.45	5.93
K_{TOTAL}	12.89	19.43	22.84	26.68	31.10	43.73

Tabla 27. Porcentaje de reducción de carga contaminante llevada a digestión.

En la figura 59 representamos gráficamente la reducción de carga contaminante, respecto al esquema de la planta sin las modificaciones realizadas.

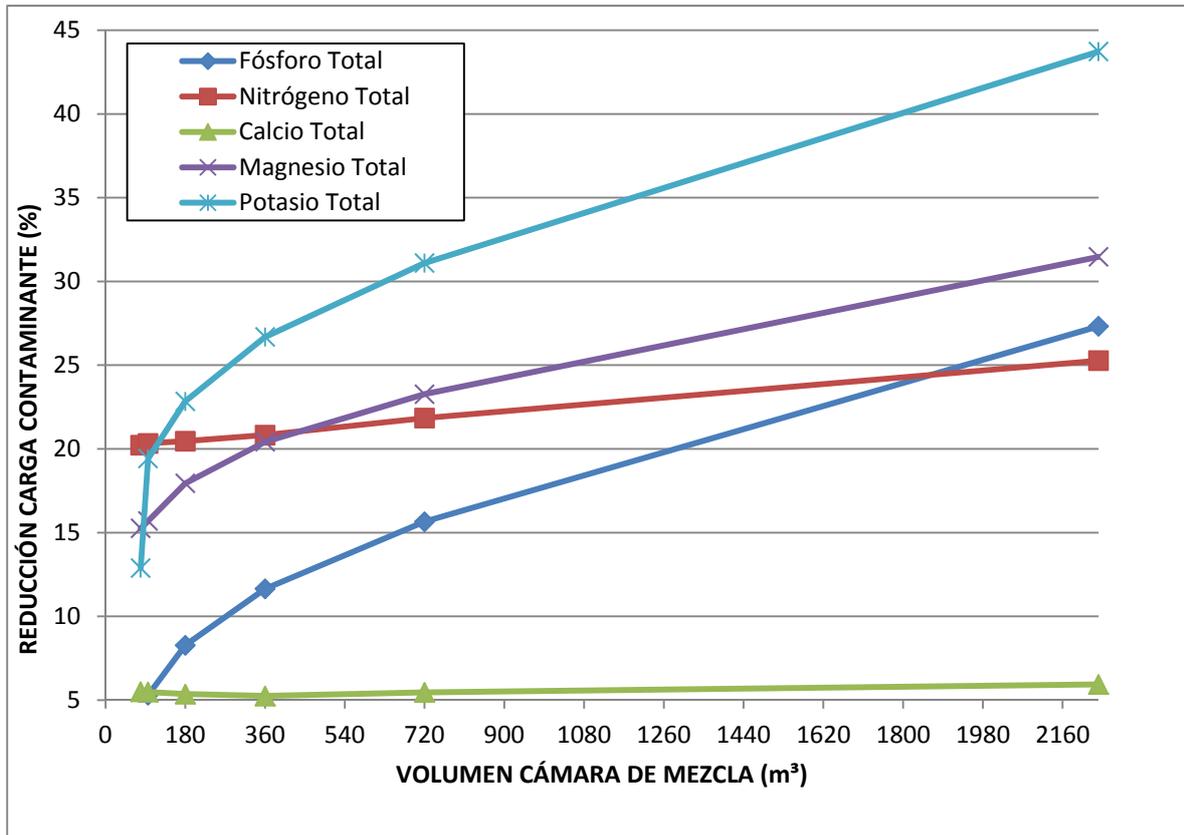


Figura 59. Representación gráfica de la reducción de carga contaminante llevada a digestión.

En la Tabla 28 se recogen los valores de los diferentes parámetros en la corriente de sobrenadante, generada en el proceso de deshidratación.

Las concentraciones de las fracciones suspendidas se han reducido notablemente, de acuerdo al tipo de tratamiento realizado.

parámetros	unidades	volumen cámara de mezcla (m3)					
		79.2	96	180	360	720	2241
S _F	mg DQO/l	1145.29	1149.99	1181.46	1246.77	1369.64	1799.12
S _A	mg DQO/l	41.03	37.10	20.35	7.05	3.27	34.00
S _{NH4}	mg N/l	11.34	11.44	12.22	13.84	16.90	28.52
S _{PO4}	mg P/l	31.09	34.36	46.46	60.06	75.18	120.15
S _{PRO}	mg DQO/l	15.83	14.21	8.26	3.24	1.57	10.88
X _I	mg DQO/l	38.5	38.6	38.8	39.1	39.6	41.7
X _S	mg DQO/l	27.9	28.0	28.1	28.4	28.7	29.3
X _H	mg DQO/l	25.1	23.4	23.2	22.6	21.6	18.1
X _{PAO}	mg DQO/l	3.4	3.5	3.5	3.5	3.4	3.2
X _{PP}	mg P/l	0.6	0.6	0.5	0.4	0.3	0.0
X _{PHA}	mg DQO/l	0.6	2.2	2.4	2.6	2.8	3.3
X _{ACID}	mg DQO/l	0.14	0.14	0.14	0.15	0.16	0.26
X _{TSS}	mg DQO/l	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
DQO _T	mg DQO/l	1403.5	1401.3	1410.6	1458.6	1578.1	2058.5
DQO _{Sol.}	mg DQO/l	1308.4	1307.6	1316.9	1364.9	1484.6	1965.9
DQO _{Susp.}	mg DQO/l	95.1	93.6	93.7	93.7	93.5	92.6
P _T	mg P/l	34.34	37.59	49.63	63.20	78.33	123.41
P _{Sol.}	mg P/l	32.23	35.51	47.64	61.31	76.55	121.94
P _{Susp.}	mg P/l	2.11	2.08	1.99	1.89	1.78	1.46
N _T	mg N/l	89.94	90.32	92.96	98.43	108.76	146.04
N _{Sol.}	mg N/l	84.86	85.24	87.88	93.37	103.73	141.12
N _{Susp.}	mg N/l	5.08	5.08	5.08	5.07	5.03	4.91
Mg _{Sol.}	mg Mg/l	84.12	85.03	88.34	91.98	95.91	107.52
Mg _{Susp.}	mg Mg/l	0.51	0.50	0.48	0.45	0.42	0.34
K _{Sol.}	mg K/l	57.09	58.24	62.48	67.23	72.49	87.81
K _{Susp.}	mg K/l	0.48	0.43	0.40	0.36	0.32	0.20
Ca _{Sol.}	mg Ca/l	101.67	101.69	101.81	102.07	102.57	104.46
Ca _{Susp.}	mg Ca/l	3.72	3.72	3.73	3.76	3.79	3.93
pH		7.00	6.99	6.98	6.97	6.96	6.95

Tabla 28. Valores de los parámetros obtenidos en el sobrenadante de la deshidratación.

Por su parte, las especies solubles mantienen el mismo contenido que el del resto de corrientes analizadas. Como en algún caso se puede considerar elevado para ser recirculado directamente a cabecera de planta, resulta recomendable aplicar tratamientos adicionales, como el propuesto en capítulos anteriores, de conducir el sobrenadante a un reactor aireado en donde se puedan precipitar de forma controlada.

Existe una variable que hasta el momento no se ha tenido en cuenta y que puede mejorar los resultados obtenidos en los tratamientos previos a la digestión. Esa variable es el tiempo de retención celular (TRC), que en este caso al no existir caudal de purga es el mismo que el tiempo de retención hidráulico (TRH).

El TRC fijado para la digestión anaerobia fue de 22.86 días, como el volumen del digestor (18308 m³) es invariable, si se trasiega un menor caudal a la digestión, es posible aumentar el tiempo de retención celular hasta 30 días, mejorando el rendimiento de la línea de fangos.

Sería interesante conocer la carga contaminante de la corriente llevada a digestión y del sobrenadante, para TRC de 26, 28 y 30 días, puesto que al aumentar el tiempo de permanencia del fango en el digestor anaerobio, se reduce el caudal de fango a tratar y mejoran las condiciones de funcionamiento de la planta.

Para obtener la carga contaminante con los nuevos tiempos de retención celular habrá que realizar simulaciones, modificando alguno de los parámetros de Desass.

Sabemos que si aumentamos el grado de concentración de los sólidos en el digestor, reduciremos el caudal de salida, aumentando por otro lado el caudal del sobrenadante. Esto implica que al disminuir el caudal aumenta el tiempo de permanencia en el digestor. De esta forma para el caso de un TRC/TRH de 30 días el caudal necesario será:

$$Q_{salida} = \frac{V_{digestor}}{TRH} = \frac{18308}{30} = 610 \text{ m}^3/d$$

Para obtener los nuevos TRH/TRC buscados, será necesario ajustar el porcentaje de sólidos en el fango de la deshidratación mecánica, hasta conseguir un caudal en la corriente de salida que se corresponda con el buscado (Figura 60).

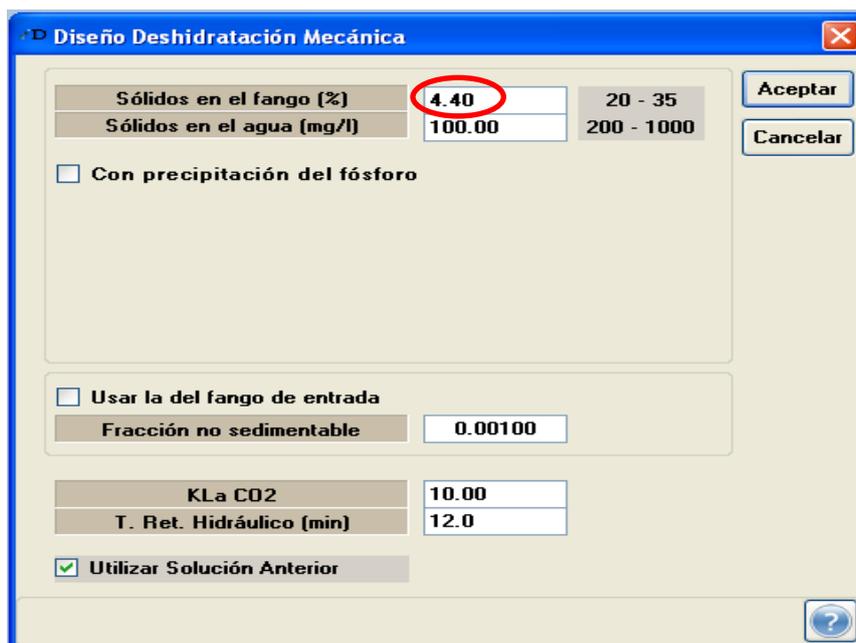


Figura 60. Ventana de diseño de deshidratación mecánica en Desass.

En la Tabla 29 figuran los contenidos de fósforo, calcio, magnesio y potasio, con los diferentes TRC, en la salida de la deshidratación mecánica.

Para poder hacer una comparación lo más ajustada posible, puesto que se han variado caudales, se presentan los resultados en Kg/d. Además, para tener una visión global, se estudian las fracciones totales de los componentes simulados.

Q	TRC	Sólidos en el fango	P _T	N _T	Ca _T	Mg _T	K _T
m ³ /S	días	%	kg P /d	kg N /d	kg Ca /d	kg Mg /d	kg K /d
800.71	22.86	4.00	565.75	1686.45	1342.08	193.84	135.78
702.17	26.07	4.56	553.62	1672.08	1331.41	183.22	127.12
653.35	28.02	4.90	547.59	1664.95	1326.12	177.95	122.82
609.71	30.03	5.25	542.21	1658.58	1321.39	173.25	118.98

Tabla 29. Carga contaminante en la salida de la deshidratación.

En la Figura 61 aparecen los porcentajes de reducción de carga contaminante, para cada uno de los tiempos de retención celular simulados, respecto a la situación original de la planta para un TRC de 22.86 días.

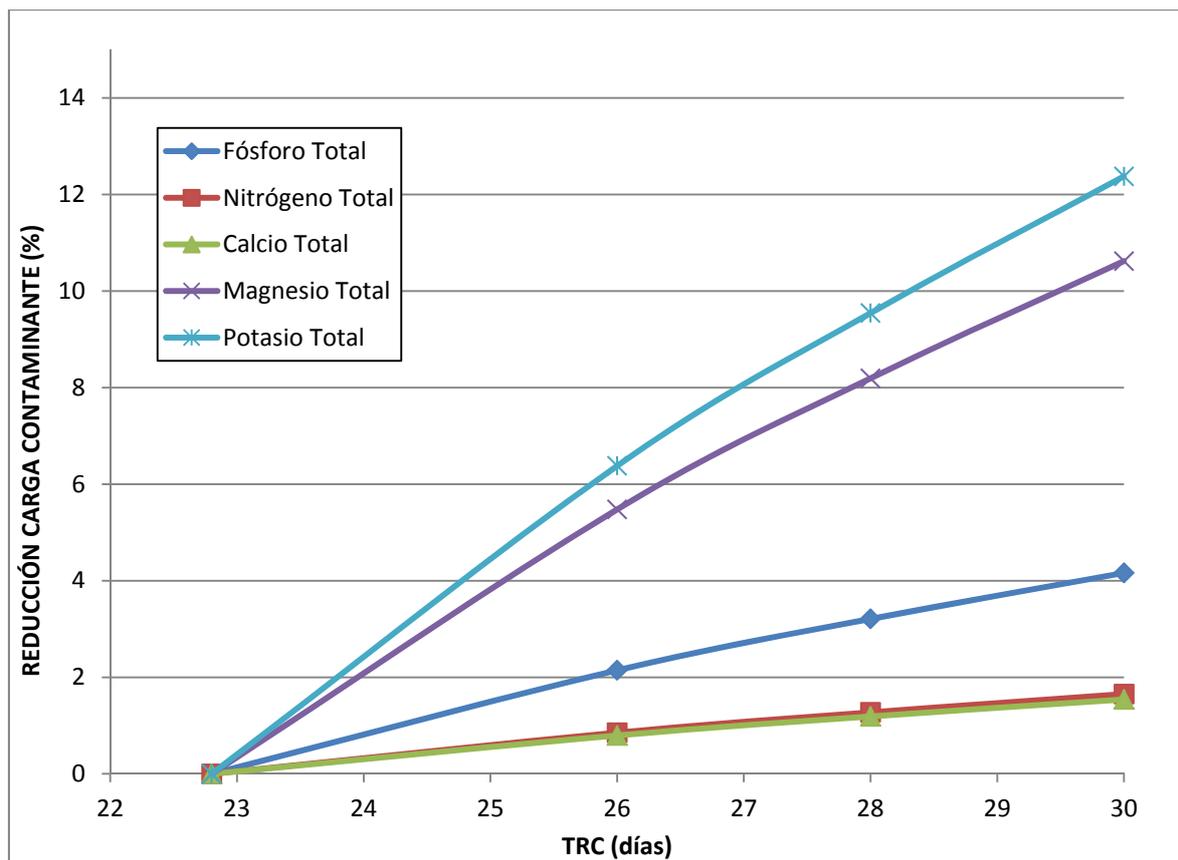


Figura 61. Porcentaje de reducción de carga contaminante, para diferentes TRC.

También el contenido en fosfatos de la corriente de salida de la deshidratación se reduce, al aplicar tiempos de retención celular más altos (Tabla 30).

Q	TRC	PO ₄	Reducción de carga
m ³ /S	días	kg K /d	kg K /d
800.71	22.86	96.21	0.00
702.17	26.07	84.38	12.29
653.35	28.02	78.51	18.39
609.71	30.03	73.26	23.85

Tabla 30. Contenido en PO₄ y porcentaje de reducción.

Por tanto, además de aumentar el volumen de la cámara de mezcla a 2241 m³, sería posible ampliar el tiempo de retención celular de la digestión a 30 días, para conseguir mayores reducciones de carga contaminante.

Para disminuir el impacto económico que supondría modificar la cámara de mezcla de la estación depuradora, se podría intentar aprovechar los dos flotadores que se quedan sin uso, al suprimir esta parte del tratamiento.

El volumen que proporcionarían sería de 1100 m³, que representa un 50% del volumen total.

Con la utilización de los dos flotadores y construyendo un depósito cuadrado de 17 m de lado y 4 m de calado, sería posible llevar a cabo la alternativa de gestión planteada.

En la Figura 62 se representa el esquema del tratamiento. El fango llegaría a una arqueta, que podría ser la antigua cámara de mezcla que lo repartiría a la nueva cámara construida y a los dos flotadores reutilizados. Por último el fango se volvería a mezclar en otra arqueta antes de pasar a la centrifugación. Es importante destacar que el caudal de entrada a cada uno de los elementos deberá ser proporcional a su tamaño.

Aunque este sistema tiene una mayor complejidad, los resultados que se pueden lograr pueden hacer rentable su montaje.

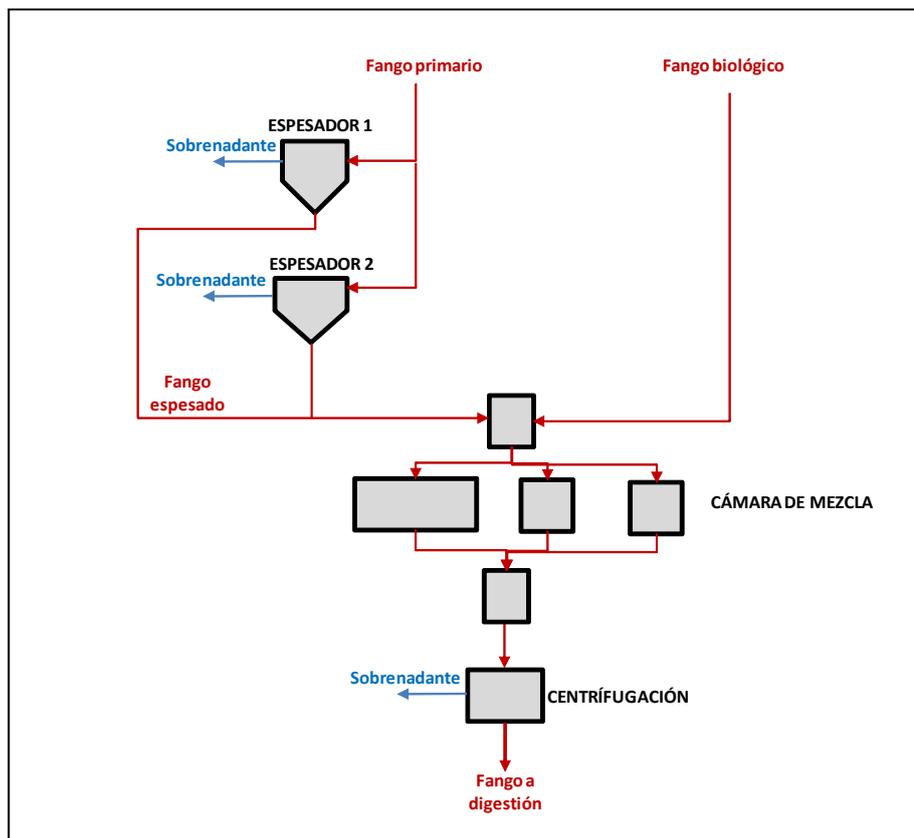


Figura 62. Esquema de montaje de la deshidratación del fango con centrifugación.

Los resultados definitivos para el sistema formado por la cámara de mezcla de 2241 m³ de volumen y un tiempo de retención celular para la digestión de 30 días, se recogen en la Tabla 31, tanto para la corriente de entrada a digestión, como para el sobrenadante.

parámetros	unidades	A digestión	Sobrenadante
Q	m ³ /s	609.71	2191.69
S_F	mg DQO/l	1799.11	1799.11
S_A	mg DQO/l	33.75	33.75
S_{NH4}	mg N/l	28.52	28.52
S_{PO4}	mg P/l	120.17	120.17
S_{PRO}	mg DQO/l	10.83	10.83
X_I	mg DQO/l	21899.42	41.71
X_S	mg DQO/l	15371.06	29.28
X_H	mg DQO/l	9522.68	18.14
X_{PAO}	mg DQO/l	1679.07	3.20
X_{PP}	mg P/l	5.78	0.01
X_{PHA}	mg DQO/l	1714.03	3.26
X_{ACID}	mg DQO/l	136.01	0.26
X_{TSS}	mg DQO/l	47200.00	100.00
DQO_T	mg DQO/l	50573.86	2058.20
DQO_{Sol.}	mg DQO/l	1965.61	1965.61
DQO_{Susp.}	mg DQO/l	48608.24	92.59
P_T	mg P/l	889.29	123.44
P_{Sol.}	mg P/l	121.97	121.97
P_{Susp.}	mg P/l	767.31	1.46
N_T	mg N/l	2720.27	146.04
N_{Sol.}	mg N/l	141.12	141.12
N_{Susp.}	mg N/l	2579.14	4.91
Mg_{Sol.}	mg Mg/l	104.46	107.53
Mg_{Susp.}	mg Mg/l	176.62	0.34
K_{Sol.}	mg K/l	87.82	87.82
K_{Susp.}	mg K/l	107.32	0.20
Ca_{Sol.}	mg Ca/l	104.46	104.46
Ca_{Susp.}	mg Ca/l	2062.78	3.93
pH		6.95	6.95

Tabla 31. Valores de los principales parámetros, para la resolución con deshidratación.

Una vez obtenido el dimensionamiento definitivo de la alternativa con deshidratación, procederemos a realizar una última simulación añadiendo el digestor anaerobio, con la finalidad de observar cual es el caudal de gas obtenido.

En la Figura 63 se muestra el esquema propuesto para introducirlo en el software.

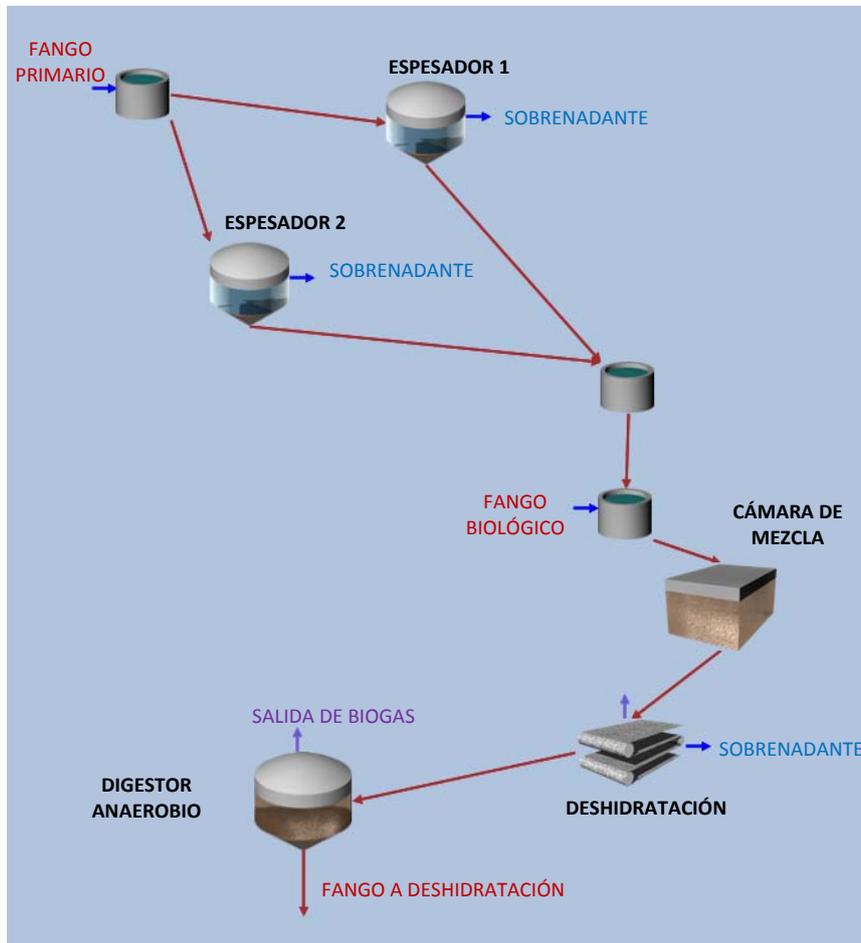


Figura 63. Esquema del sistema con deshidratación y con el digestor anaerobio.

En la Tabla 32 aparecen los resultados del gas recuperado en el digestor anaerobio.

Caudal = 8256.99 m3/d		
gas		%
Nitrógeno	N2	0.08
Hidrógeno	H2	0.03
Metano	CH4	57.49
Dióxido de carbono	CO2	42.13
Oxígeno	O2	0
Amoniaco	NH3	0.21
Ácido sulfhídrico	H2S	0.07

Tabla 32. Salida de gas en el digestor anaerobio.

8.4 DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Para realizar un análisis completo que sirva para encontrar la solución más adecuada, que resuelva los problemas de precipitación, deberán considerarse fundamentalmente los aspectos técnicos y los aspectos económicos.

Hemos visto que en la primera propuesta realizada era necesario, además de poner en funcionamiento el flotador de reserva, crear una red de tuberías que permitiera recircular un importante caudal de fango, con sus correspondientes equipos de bombeo y un sistema de control que optimice la elutriación, sin que se produzca desbordamiento en los elementos.

En la segunda propuesta realizada, la misma infraestructura necesaria para la elutriación, se complementaba con la ampliación de la cámara de mezcla, mediante la ejecución de la correspondiente obra civil.

Por último en el tercer caso tratado, se optaba por instalar un equipo de centrifugación, además de realizar las obras que permitiera disponer de una cámara de mezcla 15 veces mayor que la actual.

En este estudio no vamos a realizar valoraciones económicas, puesto que resultarían complejas y quedarían fuera del ámbito de aplicación del informe. Por tanto la elección de la mejor de las posibles alternativas se regirá por un criterio exclusivamente técnico.

En la Figura 65, Figura 66 y Figura 67 se presentan gráficamente, los esquemas de las tres propuestas realizadas, mientras que en la Figura 64 se muestra la situación inicial en la que se encontraba la línea de fangos de la planta antes de acometer las modificaciones. Estos esquemas representados son los introducidos en el software de Desass para las correspondientes simulaciones.

Con posterioridad realizaremos las comparativas de los resultados para los principales parámetros obtenidos, con el objetivo de valorar la idoneidad de cada uno de los modelos planteados.

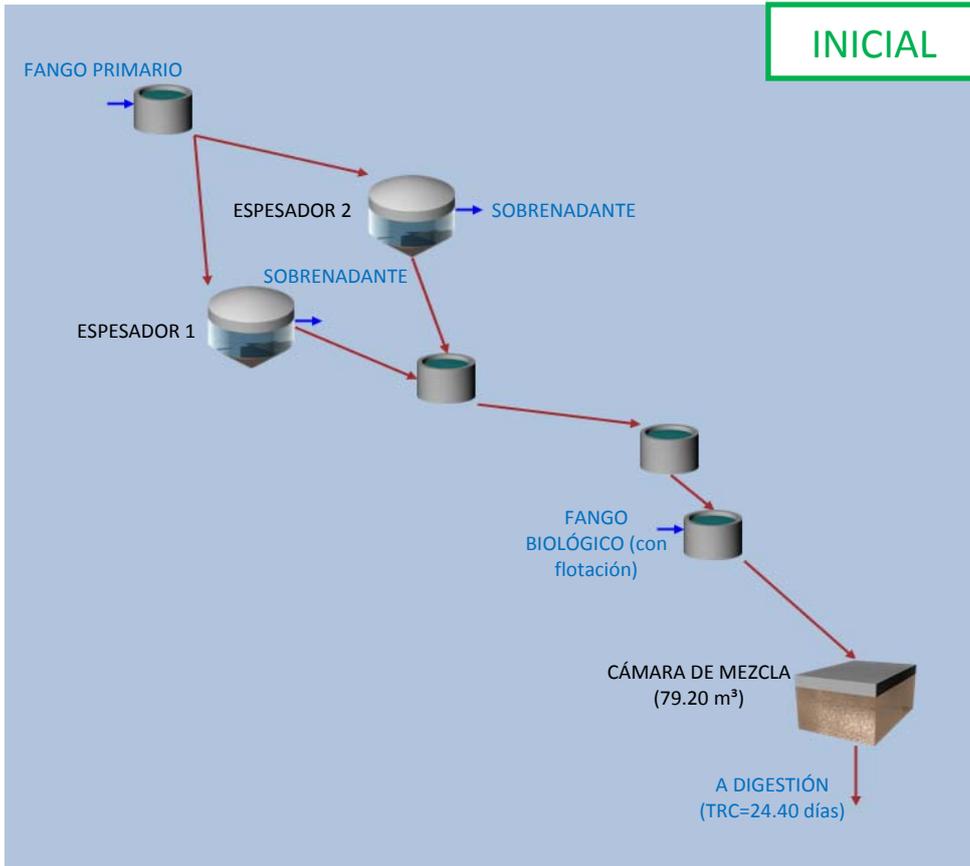


Figura 64. Esquema de la situación inicial de la línea de fangos.

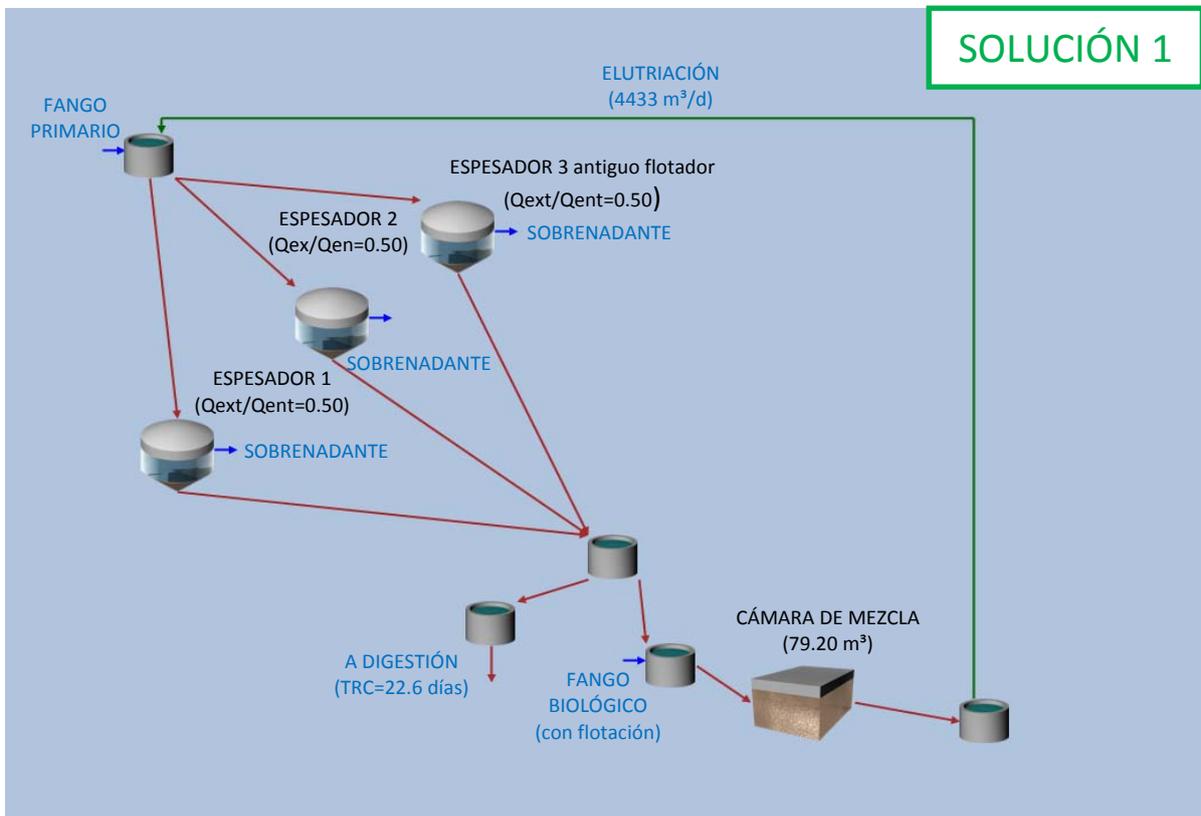


Figura 65. Esquema con la primera de las soluciones propuestas para la línea de fangos.

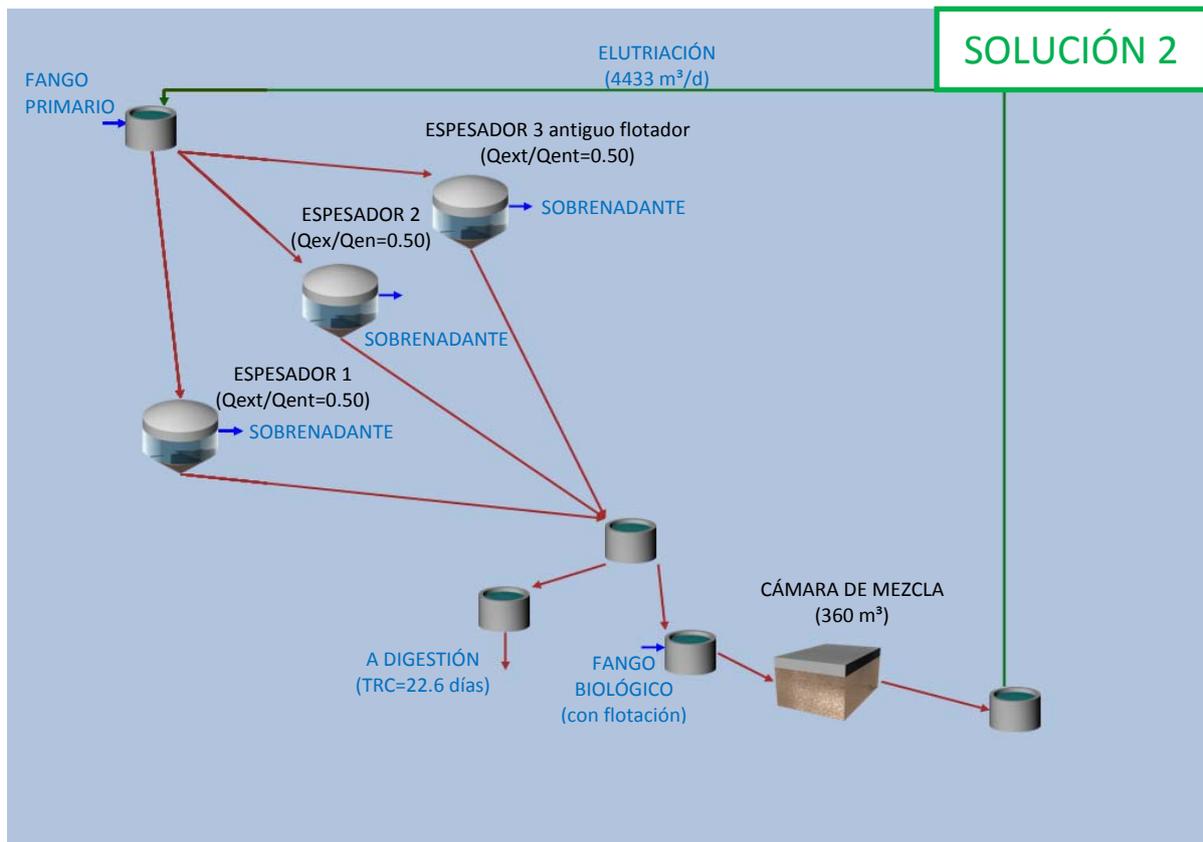


Figura 66. Esquema con la segunda de las soluciones propuestas para la línea de fangos.

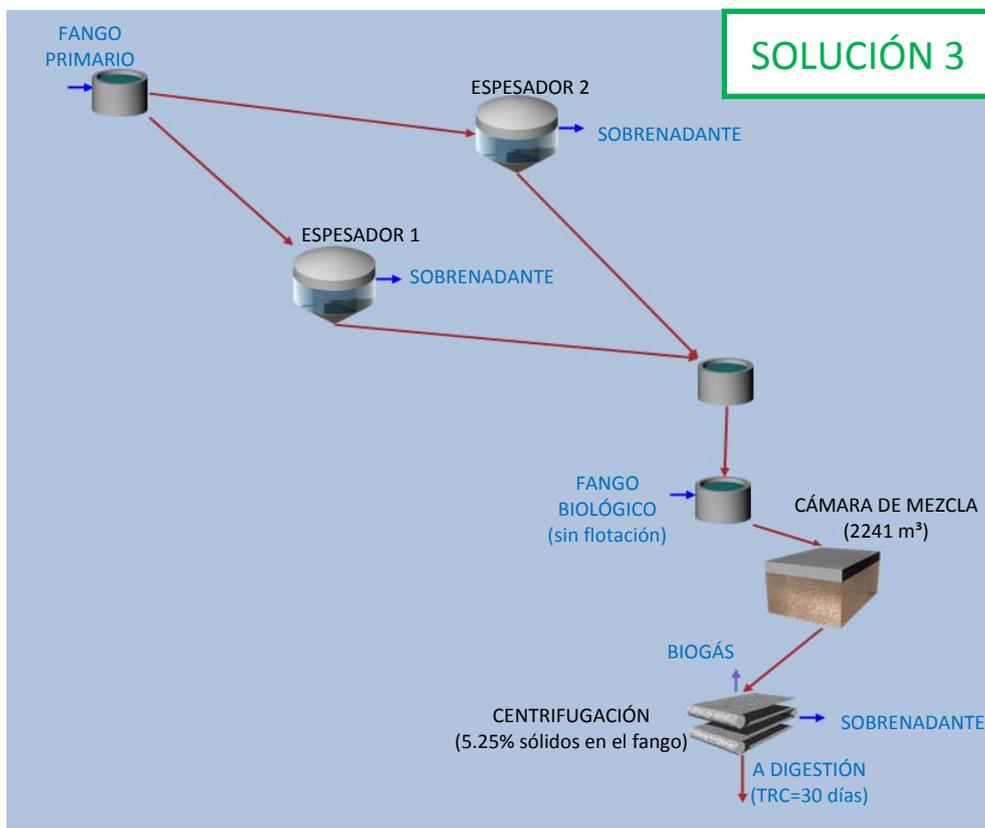


Figura 67. Esquema con la tercera de las soluciones propuestas para la línea de fangos.

En primer lugar analizaremos lo que ocurre en la corriente de entrada a la digestión.

Para ello en la Tabla 33 se resumen los resultados principales de las tres modelaciones realizadas y se comparan con la situación inicial.

parámetro	INICIO	SOLUCIÓN 1	SOLUCIÓN 2	SOLUCIÓN 3
Caudal (m ³ /d)	752.40	810.33	810.33	609.71
N _t (kgN/d)	2120.67	1851.41	1819.14	1658.58
PO ₄ (kgP/d)	119.03	58.03	51.31	73.27
P _T (kgP/d)	731.49	591.98	577.37	542.21
Mg _{SOL} (kg Mg/d)	117.89	68.97	67.27	65.56
Mg _T (kg Mg/d)	265.87	208.37	205.14	173.25
Ca _{SOL} (kg Ca/d)	144.87	105.55	105.31	63.69
Ca _T (kg Ca/d)	1331.86	637.55	635.84	1321.39
SST (kg SST/d)	33011.26	31099.65	30801.90	32009.78
TRC (días)	24.33	22.59	22.59	30.03

Tabla 33. Comparativa de resultados para el fango llevado a digestión.

En la Figura 68 comparamos gráficamente la reducción de carga contaminante en las diferentes soluciones obtenidas para el caso del nitrógeno total.

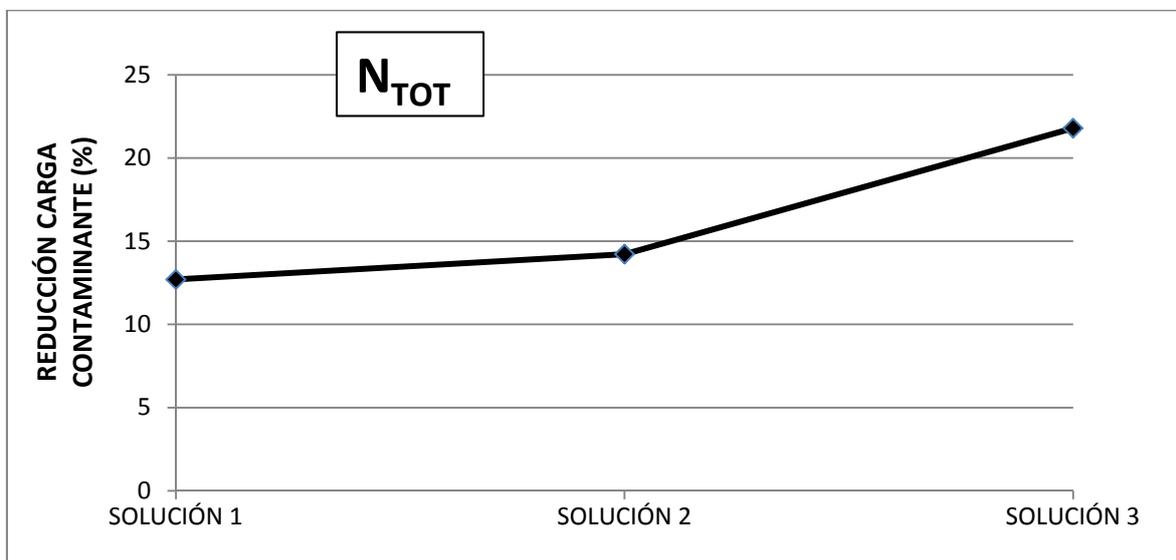


Figura 68. Comparativa de la reducción de nitrógeno total en la corriente de entrada a digestión.

En la Figura 69 se representa el contenido en fósforo soluble, en forma de fosfato que se envía a digestión en cada uno de los casos.

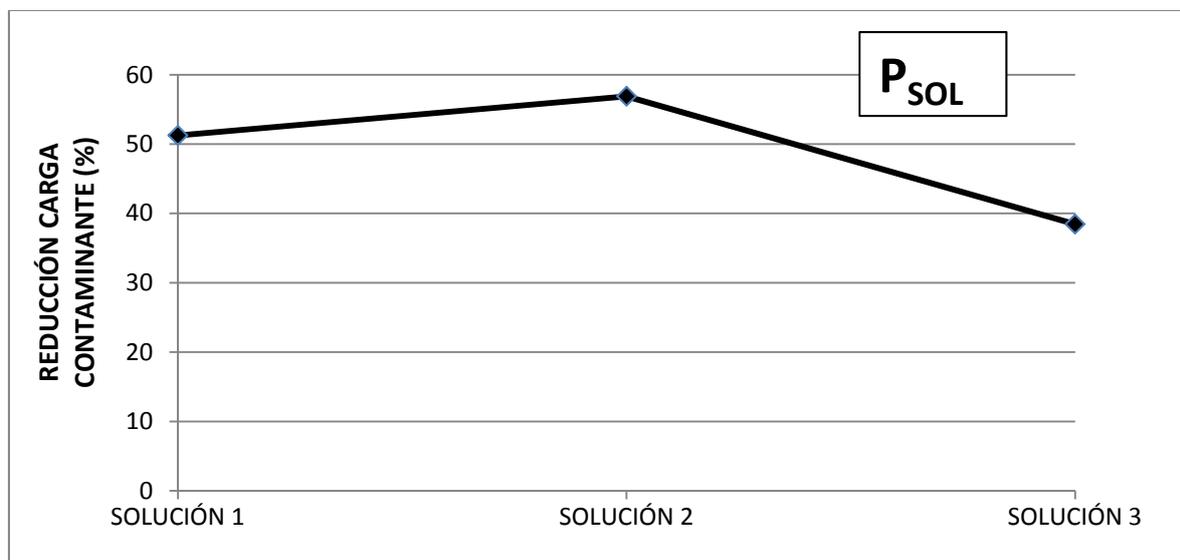


Figura 69. Comparativa de la reducción de carga de fosfatos en la corriente de entrada a digestión.

En esta ocasión en la solución 3 no se experimenta un descenso tan marcado como en los otros casos, debido al gran aumento de tamaño de la cámara mezcla que potencia los procesos de hidrólisis. Aunque, en el caso del contenido en fósforo total (Figura 70), las mejores condiciones son las de la alternativa número 3.

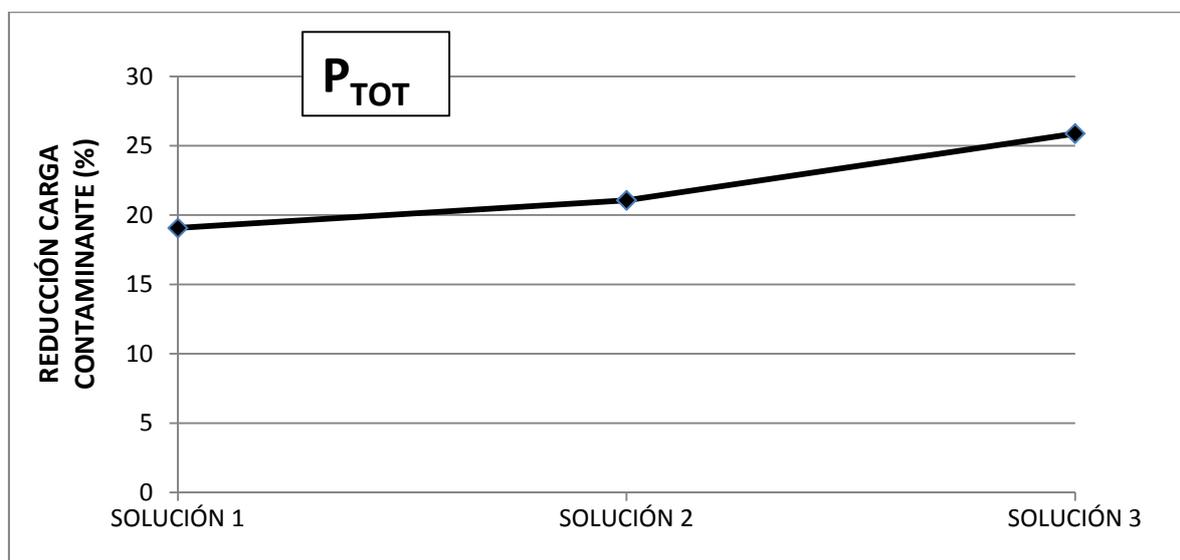


Figura 70. Comparativa de la reducción de fósforo total en la corriente de entrada a la digestión.

El proceso de elutriación realizado, consigue además de reducir el contenido de Poly-P y de fósforo total, disminuir también la concentración de fósforo soluble en la corriente de fango que entra a la digestión.

En la Figura 71 mostramos el comportamiento del magnesio y del calcio soluble, en la corriente a digestión.

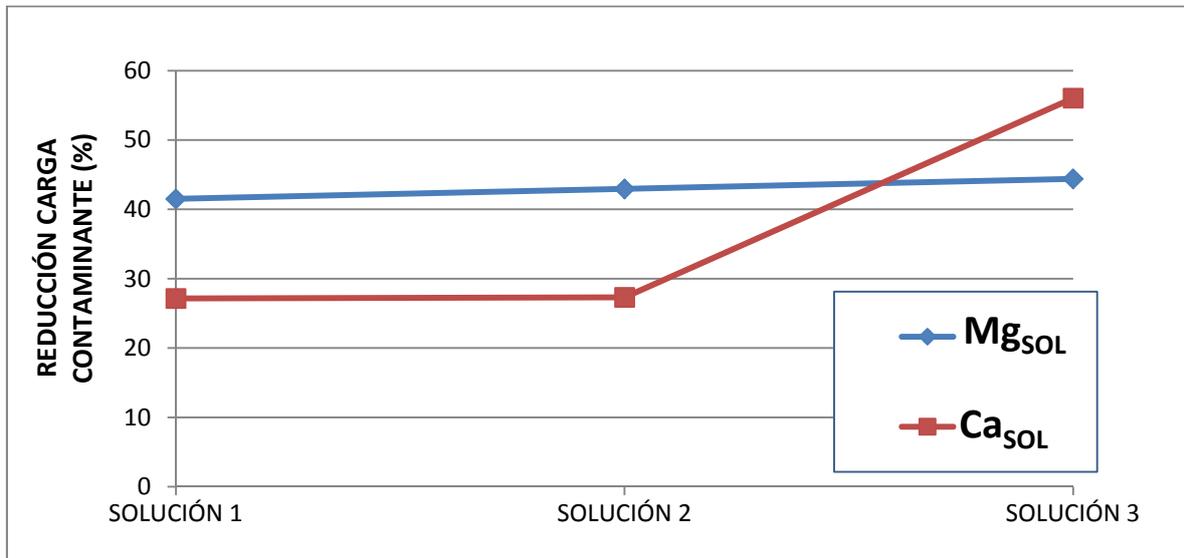


Figura 71. Comparativa de la reducción de calcio y magnesio soluble en la corriente de entrada a la digestión.

El magnesio soluble, que es uno de los componentes del polifosfato, experimenta un importante descenso en los tres casos, mientras que el calcio soluble, es consumido como nutriente, sobre todo en el caso donde se emplea la mayor cámara de mezcla.

En la Figura 72 aparece la reducción del contenido en magnesio y calcio total. Para el caso del calcio total será necesario hacer antes un ajuste en la concentración obtenida en la tercera solución (Tabla 33, página 139). El proceso de deshidratación, provoca la mayor concentración de la fracción suspendida, incrementando notablemente el contenido de calcita (4726.31 mg/l), este hecho supone un aumento del contenido en calcio suspendido, distorsionando el valor del calcio total de la comparativa realizada.

El valor real que consideraremos para el calcio suspendido se obtendrá descontando el calcio suspendido aportado por la calcita:

$$X_{Ca}(\text{calcita}) = 4726.31 \text{ mg/l} \cdot \frac{40 \text{ mgCa/l}}{100 \text{ mgCaCO}_3/\text{l}} = 1890.52 \text{ mgCa/l}$$

$$X_{Ca}(real) = X_{Ca} - X_{Ca}(calcita) = 2061.96 - 1890.52 = 171.44 \text{ mgCa/l}$$

$$X_{Ca}(real) = 171.44 \text{ mgCa/l} = 104.49 \text{ Kg Ca/d.}$$

$$Ca_{TOT} = X_{Ca}(real) + S_{Ca} = 104.49 + 63.69 = 168.18 \text{ Kg Ca/d}$$

De igual aunque forma aunque afecte en menor medida se haría para la solución 1 ($Ca_{TOT}=230.11 \text{ Kg Ca/d}$) y para la solución 2 ($Ca_{TOT}=228.41 \text{ Kg Ca/d}$). Para poder establecer la comparativa de forma correcta, también habría que descontar la calcita del calcio total en la situación inicial simulada ($Ca_{TOT}=274.46 \text{ Kg Ca/d}$).

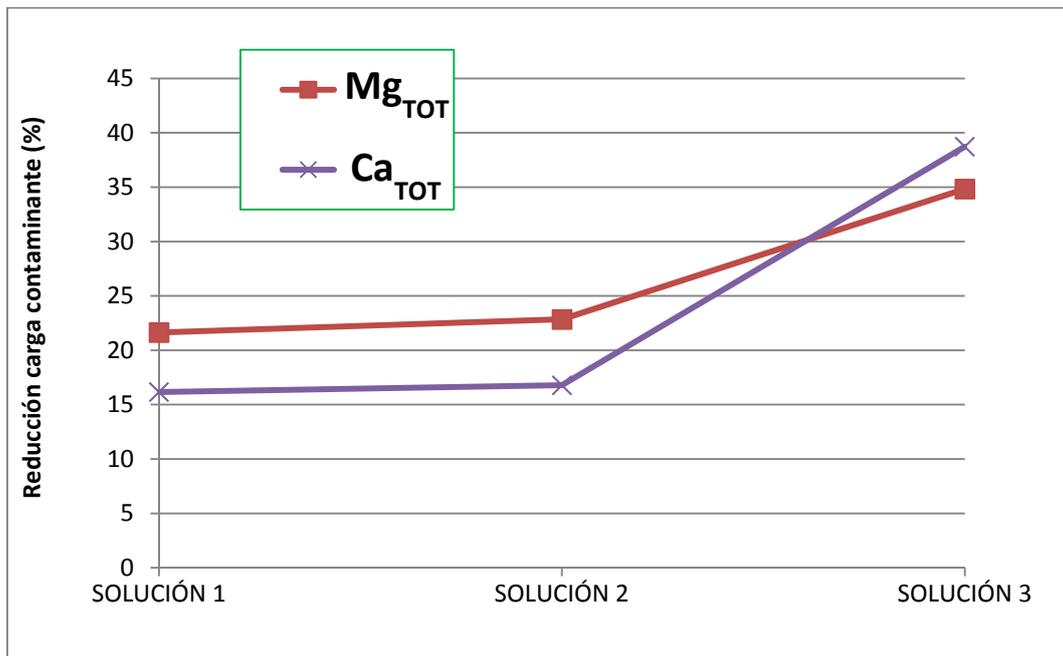


Figura 72. Comparativa de la reducción de calcio y magnesio total, en la corriente de entrada a la digestión.

En la simulación inicial el proceso de espesado hace que la concentración de calcio suspendido sea muy alta frente al contenido que entra procedente de la flotación. Por esta razón, en las soluciones 1 y 2, el proceso de elutriación a la que se somete el sistema, es el que rebajaba la concentración de calcio total en el fango a digestión. Este proceso de elutriación es el que hace que los resultados de ambas soluciones sean muy similares. En cuanto a la solución 3, los elevados porcentajes de reducción de carga son debido a los procesos de hidrólisis ocasionados por el importante aumento de tamaño de la cámara de mezcla y el aumento también del tiempo de retención celular.

Por último, en la Figura 73 vemos la pequeña disminución producida en el contenido en SST.

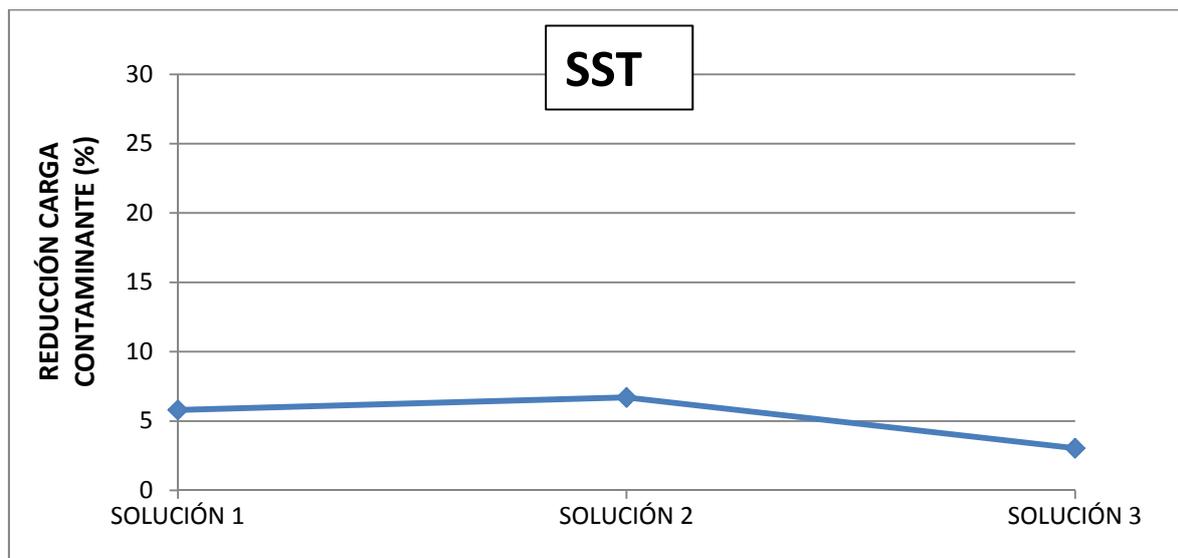


Figura 73. Comparativa de la reducción de SST en la corriente de entrada a la digestión.

En el caso del sobrenadante, tenemos que diferenciar los dos tipos de sobrenadante generados, en las soluciones 1 y 2 se produce en los espesadores, mientras que en la solución 3 se produce en la centrifugación, puesto que el sobrenadante extraído de los espesadores será el mismo que el de la situación inicial, al comenzar las modificaciones del tratamiento aguas abajo de los mismos y por esta razón no se estudiará.

En la Tabla 34 se reflejan los resultados de los parámetros obtenidos, para el sobrenadante en las 3 modelaciones, así como en la situación inicial.

parámetros	INICIO	SOLUCIÓN 1	SOLUCIÓN 2	SOLUCIÓN 3
Caudal (m ³ /d)	4824.60	4766.67	4766.67	2191.93
NH ₄ (kgN/d)	265.59	365.11	377.33	62.51
N _t (kgN/d)	387.61	594.12	625.01	320.07
PO ₄ (kgP/d)	49.45	207.81	222.13	263.38
P _t (kgP/d)	76.81	217.79	232.33	270.54
Mg sol (kg/d)	310.32	376.42	379.67	235.67
Mg _t (kg/d)	320.02	377.81	381.00	236.42
Ca sol (kg/d)	555.70	604.41	606.13	228.97
Ca _t (kg/d)	713.75	610.04	611.75	237.56
SST (kg/d)	2279.91	219.75	219.45	219.17

Tabla 34. Resumen de resultados de principales parámetros en el sobrenadante.

En las siguientes figuras se recogen los resultados de los principales parámetros en la corriente del sobrenadante.

En la Figura 1 podemos ver como solo en la solución 3 disminuye la concentración de amonio y nitrógeno total. Esto es debido al proceso de elutriación de las soluciones 1 y 2 que producen un aumento generalizado en la corriente del sobrenadante. Por otro lado, como estaba previsto, el fósforo total y fósforo soluble, aumentan su contenido en todos los casos, permitiendo que la carga de la corriente a digestión sea menor.

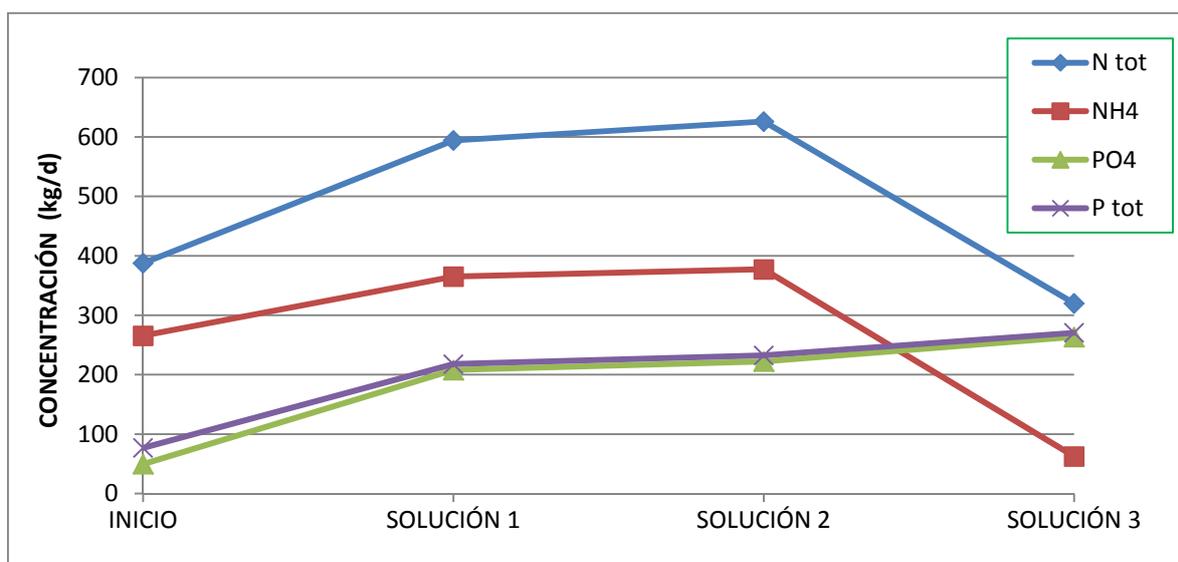


Figura 74. Comparativa para fósforo y nitrógeno en el sobrenadante.

Este aumento del contenido en fósforo, producido en todas las soluciones, hará necesario un tratamiento adicional, antes de reincorporar este caudal a la corriente de cabecera de planta.

En la Figura 75 representamos el contenido en magnesio y calcio. Mientras que en las soluciones con elutriación no se produce una disminución evidente, en la alternativa con centrifugación sí que disminuye el contenido en el sobrenadante generado.

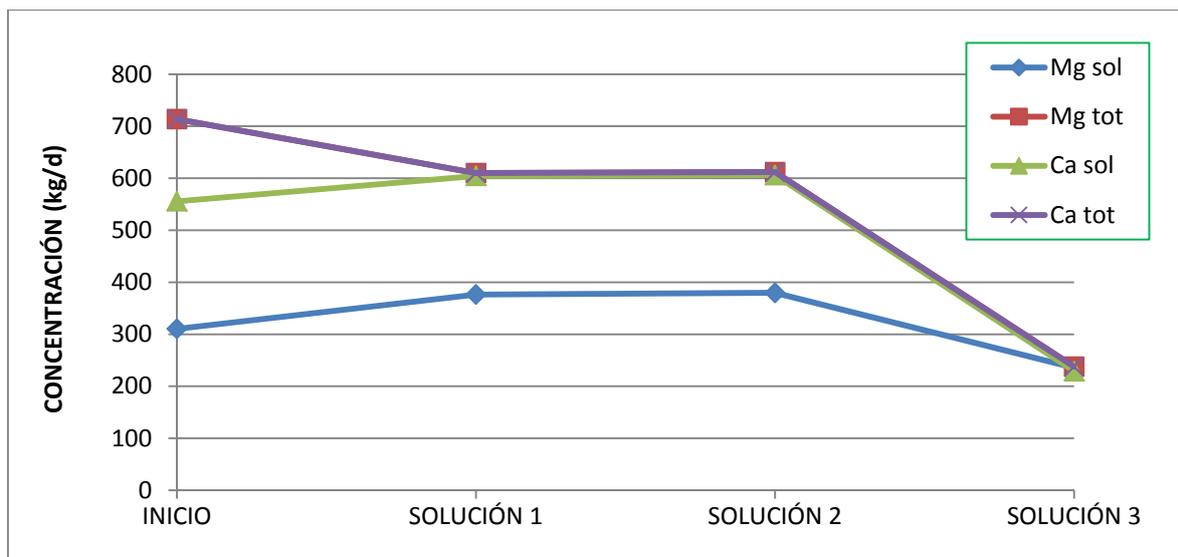


Figura 75. Comparativa para calcio y magnesio en el sobrenadante.

Del contenido en sólidos suspendidos totales (Figura 76) lo más destacado es la importante reducción experimentada en todos los casos. Esto es debido a que la planta está generando un sobrenadante con un contenido bastante alto de SST (472.56 mg SST/l).

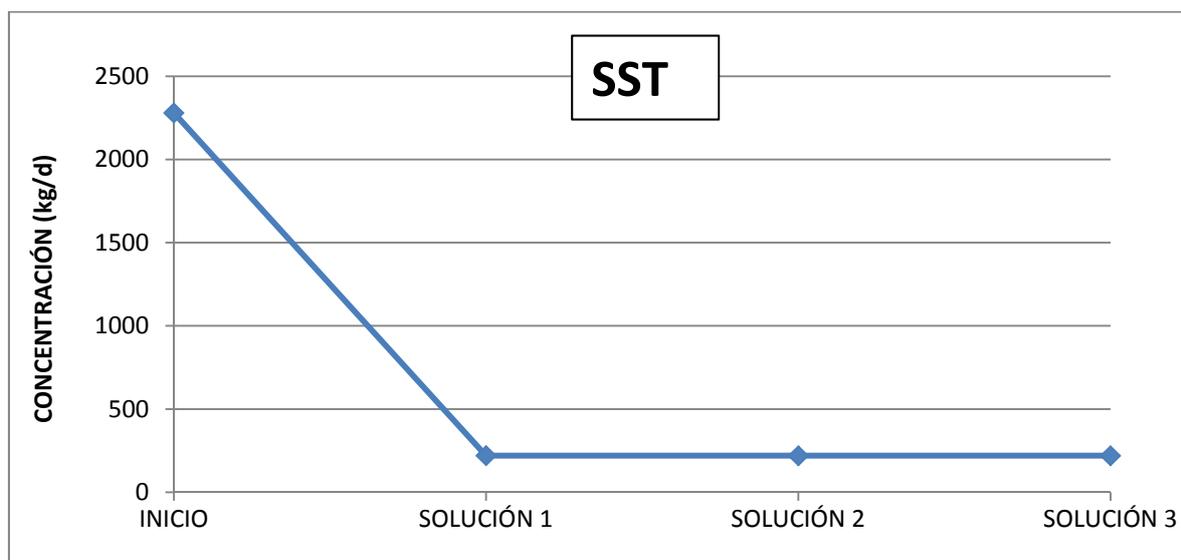


Figura 76. Comparativa de sólidos suspendidos totales en el sobrenadante.

Un efecto producido en el esquema modelado para la solución 3, que conviene resaltar, es la importante disminución de carga orgánica en el fango deshidratado, que por hidrólisis aumenta el contenido en materia orgánica fácilmente biodegradable en el sobrenadante. En la Figura 77 se muestra la comparativa de la concentración de DQO_{SOL} en las 3 soluciones.

Esta materia orgánica soluble extraída con el sobrenadante podría ser reutilizada para producción de ácidos volátiles en el reactor anóxico de la línea de agua.

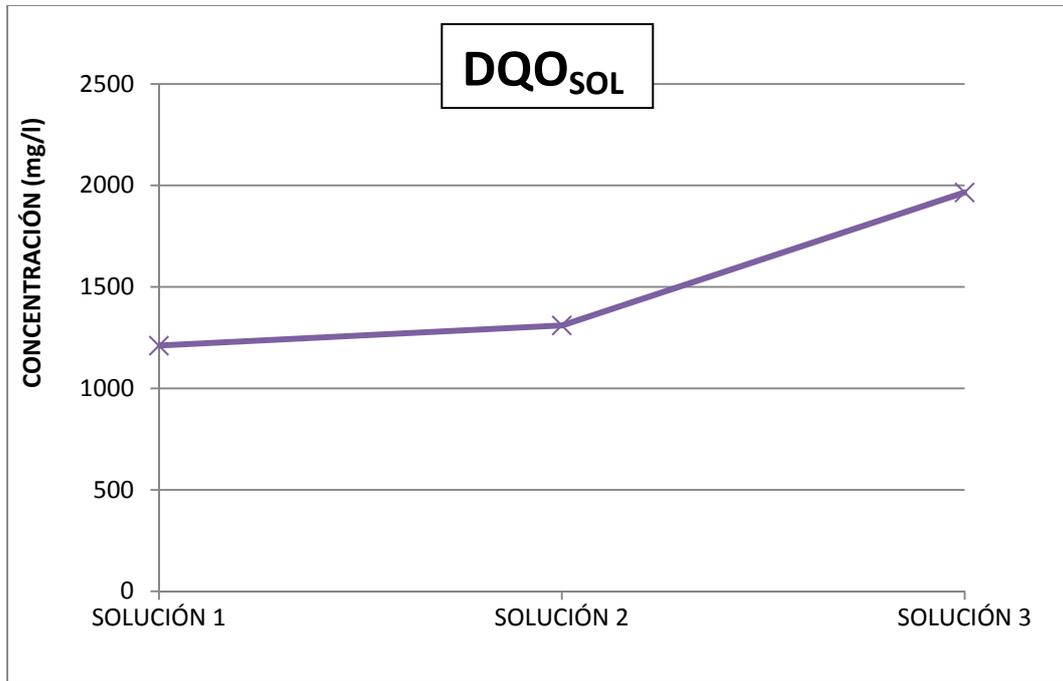


Figura 77. Comparativa de la DQO_{sol} en el sobrenadante.

Por último tenemos que considerar las repercusiones que pueden producirse en la planta por la instalación del último de los sistemas propuestos. La deshidratación antes de la digestión anaerobia, además de los beneficios comentados, provoca una reducción del caudal de gas recuperado en el digester anaerobio. Comparando los resultados de la salida del gas en la situación inicial (Tabla 15, página 81), con el caso de la solución con deshidratación (Tabla 32, página 135), podemos observar como aunque los porcentajes de los distintos gases son muy parecidos se produce una reducción de $2854.64 \text{ m}^3/\text{d}$.

El biogás almacenado es utilizado para la alimentación de las calderas que sirven para el calentamiento de los fangos. Por tanto sin entrar en valoraciones económicas hay que tener en cuenta este factor en el estudio de las posibles soluciones a adoptar.

CONCLUSIONES

9 CONCLUSIONES

El sistema creado para la simulación con Desass, compuesto por espesador-flotador-cámara de mezcla, permite ajustar el modelo para reproducir el proceso físico de espesado y los procesos biológicos que tienen lugar en los distintos elementos.

Las concentraciones de entrada de la corriente de fango biológico flotado se obtuvieron mediante una campaña de muestreo, mientras que las corrientes de entrada para el fango primario fueron estimadas mediante balances realizados en el espesador puesto que el análisis de los datos procedentes de la toma de muestras hizo pensar en posibles problemas que afectaban a las componentes suspendidas de las especies debido a la extracción discontinua del fango desde el decantador secundario.

A su vez las concentraciones suspendidas de la corriente de fango biológico también tuvieron que ser estimadas, ante la ausencia de datos en la campaña de muestreo, mediante métodos de aproximación.

El modelo matemático empleado cuenta con los contenidos en potasio, magnesio y calcio en las distintas fracciones de materia orgánica, para poder reproducir las variaciones de estos cationes en los procesos de crecimiento celular y lisis. Este hecho tiene gran importancia en el espesado y digestión de los fangos.

El estudio realizado a las corrientes de entrada y salida realizado en el flotador muestra la presencia de gran cantidad de fósforo intracelular en forma de Poly-P en el fango biológico.

Los procesos de precipitación incontrolada se producen principalmente durante la digestión anaerobia, debido al aumento de las concentraciones de amonio, PO_4^{3-} y Mg^{2+} , así como por suelta de Poly-P. También influyen los procesos de hidrólisis y el aumento de pH.

Dentro del digestor anaerobio se produce la precipitación del 79% del fósforo disponible, así como el 77.7% del calcio y el 66.9% del magnesio. Del fósforo precipitado el 53.2% lo hace en forma de estruvita ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$), el 28.6% en forma de hidroxapatita ($\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH}$) y el 18.2% restante en forma de precipitado de hierro, siendo adsorbido sobre la superficie de los sólidos.

Se proponen tres soluciones en las que se modifica la configuración de la planta para poder reducir la carga de fósforo total, magnesio total y calcio total, en la corriente llevada a digestión, provocando la suelta del Poly-P antes de la entrada al digestor.

Las dos primeras soluciones parten del esquema original de la línea de fangos de la planta en el que se mezcla el fango primario espesado y el fango biológico flotado en la cámara de mezcla. La variación introducida en la solución 1, consiste en re-circular el fango desde la cámara de mezcla nuevamente a los 2 espesadores, reforzados por la utilización de uno de los flotadores que se encontraba en reserva. La mezcla de los fangos es llevada a la cámara de mezcla, mientras que la purga del fango es llevada a digestión. Se modifica también la adición de FeCl_3 , que en este caso se realizará en la corriente de fango a digestión. Se realizan diferentes simulaciones variando el caudal de elutriación, hasta lograr el óptimo. La solución 2 está basada en la solución 1, pero aumentando el volumen de cámara de mezcla para conseguir una mayor suelta de Poly-P. En este caso además de variar el caudal de elutriación se simulan diferentes tamaños de cámara de mezcla, para conseguir los mejores resultados.

Por lo que respecta a la solución 3, el fango primario espesado será mezclado con el fango biológico sin flotar, en una cámara de mezcla de gran tamaño, a la que se le ha añadido a la salida un sistema de deshidratación mecánica mediante centrifugación. Las simulaciones realizadas tienen como objetivo encontrar el tamaño más adecuado de la cámara de mezcla que permita reducir al máximo la carga contaminante que será introducida en el digestor. También se aumenta el tiempo de retención hidráulico de la digestión anaerobia, para mejorar el rendimiento del sistema.

La puesta en marcha de cualquiera de las alternativas tratadas en este estudio, pese a conllevar un gasto económico importante supondría un salto cualitativo en la gestión de una planta depuradora que pese a tener tan solo 12 años de vida, tiene importantes problemas de operación asociados a los procesos biológicos que en ella se llevan a cabo.

Por esta razón, no consideramos el gasto a realizar como un coste a fondo perdido, sino como una inversión de futuro, que mejoraría los rendimientos de depuración de la planta. Hay que tener en cuenta que uno de los problemas que produce la precipitación es la reducción de la sección útil de los elementos que conforman la planta, con lo que, si se lleva

a cabo el plan previsto en este estudio se evitaría la ampliación sustancial, de sus instalaciones o la construcción de una nueva planta auxiliar, en la zona.

Además también sabemos que los problemas de precipitación incontrolada reducen la durabilidad de los equipos de la EDAR, haciendo necesario que las medidas que se tomen sean lo más eficientes posibles.

Viendo los resultados obtenidos con los diferentes modelos planteados, se puede pensar que la solución más adecuada para llevar a cabo es la solución 3, que adopta el tratamiento de deshidratación con equipos de centrifugación, aumentando tanto el TRH de la digestión, como el tamaño de la cámara de mezcla. Con ella se consigue la reducción de un 38.4% de fosfatos, 21.8% de nitrógeno total, 25.9% de fósforo total, 44.4% de magnesio soluble, 56.0% de calcio soluble, 74.4% de calcio total y 34.8% de magnesio total, sobre la corriente de fango a digerir originalmente. Estos rendimientos son conseguidos con un volumen de cámara de mezcla de 2241 m³ y un tiempo de retención hidráulico en la digestión de 30 días.

El único hándicap que plantea esta alternativa, es que el proceso de deshidratación llevado a cabo antes de la digestión provoca una disminución de un 10% del biogás obtenido en el digester anaerobio.

La principal limitación existente para poner en marcha cualquiera de las 3 alternativas es la capacidad de los espesadores y flotador, por esta razón será conveniente emplear un sistema de control de la altura de fangos, que mediante bombas impida el desbordamiento de espesadores y flotador.

Puesto que la reducción de carga contaminante que entra en digestión está directamente influenciada por la capacidad de espesar de espesadores y flotador resultaría aconsejable realizar ensayos de sedimentación con objeto de determinar con mayor exactitud los parámetros de sedimentabilidad empleados en el modelo.

Además de reducir los problemas de precipitación incontrolada en la digestión anaerobia, sería beneficioso tomar a cabo ciertas medidas para impedir estos procesos aguas abajo del digester. Es posible que en la deshidratación mecánica debido a los importantes aumentos de pH se formen precipitados. Para evitar la formación de estruvita en las centrifugas se podría incorporar un sistema de aireación en el depósito tampón para forzar la precipitación

de la estruvita, antes de introducir el fango en las centrifugas. La aireación favorece la desorción de CO_2 , con el consiguiente aumento de pH y precipitación controlada de estruvita.

En esta misma línea se propone actuar sobre el sobrenadante de las soluciones estudiadas, puesto que para conseguir los resultados en el fango llevado a digestión, se aumenta la carga contaminante en el sobrenadante. La corriente de sobrenadante puede ser conducida a un reactor aireado, en el que se produciría un aumento de pH por stripping de CO_2 y una precipitación controlada del P, Mg, N y Ca.

Otra opción para el aprovechamiento del sobrenadante, puesto que no existen requisitos de vertido para el contenido de P, sería re-introducirlo en la zona aerobia del reactor de fango, para que la DQO soluble sea consumida. De esta forma con un pequeño aumento de las necesidades de aireación se eliminaría el fósforo con el efluente de la planta.

En la Figura 78 se representa un esquema de la planta con la nueva configuración diseñada.

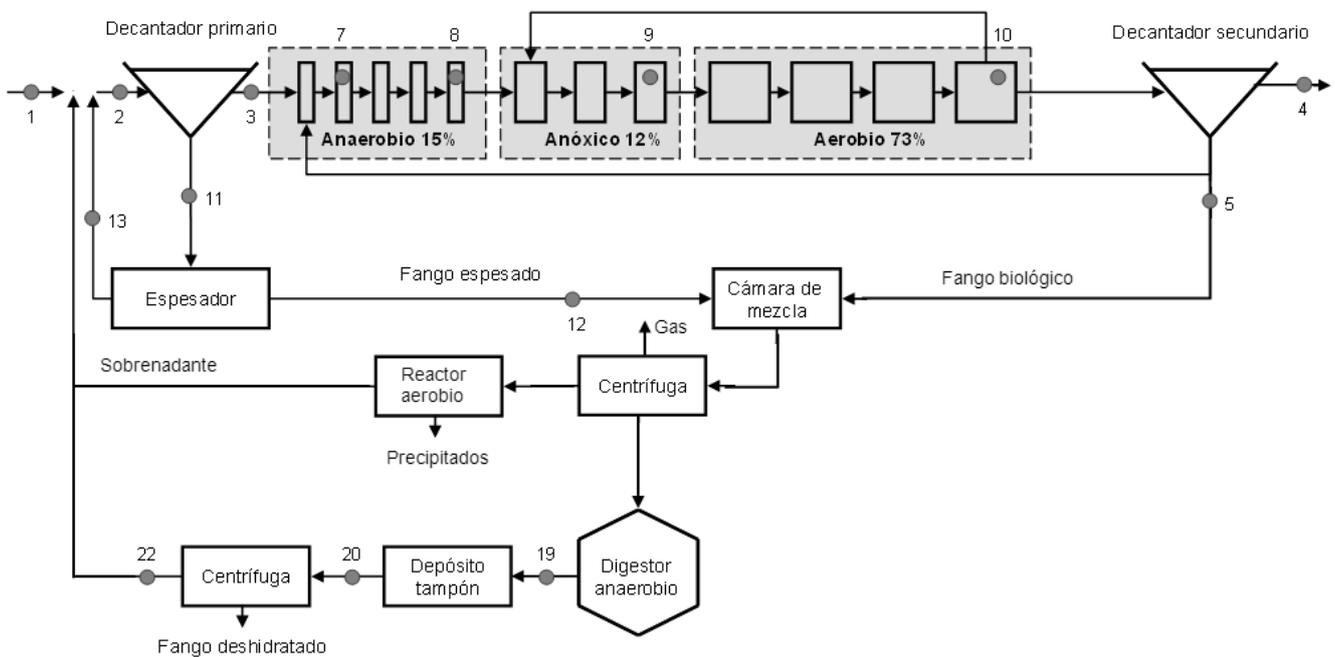


Figura 78. Esquema de la planta con su configuración definitiva.

La solución propuesta como óptima haría necesario la introducción principalmente, de 3 medidas estructurales en la estación depuradora:

- Realización de cámara de mezcla de 1100 m³. La cámara de mezcla quedará formada, por el flotador que se encontraba de reserva, que aportará 1100 m³ y una nueva cámara que se construirá con un volumen de 1150 m³.
- Instalación de deshidratación mecánica. El equipo de centrifugación puede ser de las mismas características que el ya existente situado aguas abajo de la digestión anaerobia.
- Tratamiento auxiliar del sobrenadante de la deshidratación. El reactor aerobio servirá para tratar el sobrenadante generado en la deshidratación y provocar la precipitación controlada de fósforo. De esta conseguimos recuperar fósforo para su posterior re-utilización en diversos campos.

El resto de la estación depuradora no sufriría variaciones significativas.

BIBLIOGRAFÍA

10 BIBLIOGRAFÍA

Aguas de Murcia. Murcia Este. 2009.

Alianza por el agua. Manual de depuración de aguas residuales urbanas. 2008.

APHA. Standard Methods for the Examination of Water and Waste Water, 20th Edition. American Public Health Association. 1998

Arvin, E. y Kristensen, G.H. Phosphate precipitation in biofilms and flocs. Wat. Sci. Tec. 1983.

Arvin, E. and Kristensen, G.H. Exchange of organics, phosphate and cations between sludge and water in biological phosphorus and nitrogen removal processes. W. Sci. Tec. 1985.

Baetens, D. Enhanced biological phosphorus removal: modelling and experimental design. Universiteit Gent. 2000.

Barat, R. Estudio de la precipitación de fósforo inducida biológicamente en el tratamiento de aguas residuales. Universidad Politécnica de Valencia. 2004.

Barat, R., Montoya, T., Seco, A. y Ferrer, J. The role of potassium, magnesium and calcium in the enhanced biological phosphorus removal treatment plants. Env Techn. 2005.

Barat, R., Montoya, T., Seco, A. y Ferrer, J. Modelling Biological and chemically induced precipitation of calcium phosphate in enhanced biological phosphorus removal systems. Water Research. 2011.

Barat, R., Serralta, J., Ruano, M.V., Jiménez, E., Ribes, J., Seco, A. y Ferrer, J. Biological Nutrient Removal Model No2 (BNRM2): A general model for wastewater treatment plants. IWA/WEF Wastewater Treatment Modeling Seminar, (Quebec). 2012.

Barat, R. y Van Loosdrecht, M.C.M. Potential phosphorus recovery in a WWTP with the BCFS process: Interactions with the biological process. Water Research 40. 2006.

Barnard, J.L. A review of biological phosphorus removal in the activated sludge process. Water S.A. Vol. 2. 1976.

- Battistoni, P., Pavan, P., Cecchi, F. y Mata Álvarez, J. Struvite crystallization: a feasible and reliable way to fix phosphorus in anaerobic supernatants. *Water Res.* 2000.
- Blumenthal, N.C., Betts, F. y Posner, A.S. Bone mineralization. *J. of Crystal Growth.* 1977.
- Booram, C., Smith, R. y Hazem, T.E. Crystalline phosphate precipitation from anaerobic animal waste treatment lagoon liquors. *Trans. Am. Soc. Agric. Eng.* 1975.
- Borgerding, J. Phosphate deposits in digestion systems. *J. Water Pollut.* 1972.
- Boskey, A.L. y Posner, A.S. Conversion of amorphous calcium phosphate to microcrystalline hydroxyapatite. A pH-dependent, solution-mediated, solid-solid conversion. *J. Phys. Chem.* 1973.
- Brdjanovic, D., Van Loosdrecht, M.C.M., Hooijmans, C.M., Mino, T., Alaerts, G.J. y Heijnen, J.J. Effect of polyphosphate limitation on the anaerobic metabolism of phosphorus-accumulating microorganisms. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 1998.
- Brett, S., Guy, J., Morse, G.K. y Lester, J.N. Phosphorus removal and recovery technologies. Selper Publications. 1997.
- Comeau, Y., Hall, K.J., Hancock R.E.W. y Oldham W.K. Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal. *Water Res* 20. 1986.
- Doyle J.D. y Parsons, S.A. Struvite formation, control and recovery. *Wat. Res.* 36. 2002.
- Drace Medioambiente. Estación Depuradora de Aguas Residuales Urbanas Murcia-Este.
- Durrant, A.E., Scrimshaw, M.D., Stratful, I. y Lester, J.N. Review of the feasibility of recovering phosphate from wastewater for use as a raw material by phosphate industry. *Environ. Technol.* 1999.
- Ekama, G.A., Barnard, J.L. Gunthert, F.W., Krebs, P., McCorquadale, J.A., Parker, D.S. y Wahlberg, E.J. Secondary settling tanks, theory, modelling, design and operation. International Association of Water Quality, Scientific and Technical Report. 1997.

- E.P.A. Municipal nutrient removal technologies reference document. Volume 1. 2008.
- E.P.A. Design Manual. Phosphorus removal. 1987.
- Ferguson, J.F. y McCarty, P. Effects of carbonate and magnesium on calcium phosphate precipitation. *Environ. Sci. & Tech.* 5. 1971.
- Fattah, K.P. Pilot scale struvite recovery potential from centrate at Lulu Island Wastewater Treatment Plant. The University of British Columbia. 2004.
- Forrest, A. Process optimization of a technical scale phosphorus recovery system through struvite crystallization at the city of Penticton Advanced Wastewater Treatment Plant. The University of British Columbia. 2004.
- Forrest, A.L., Fattah, K.P., Mavinic D.S. y Koch, F.A. Optimizing struvite production for phosphate recovery in WWTP. *Journal of Environmental Engineering.* 2008.
- Fuhs, G.W. y Chen M. Microbiological basis of phosphate removal in the activated sludge process for the treatment of wastewater. *Microbial Ecology*, Vol 2. 1975.
- Giesen, A. Crystalactor. DHV Water. 1998.
- Greaves, J., Hobbs, P., Chadwick y D., Haygarth, P. Prospects for the recovery of phosphorous from animal manures: a review. *Environ Technol.* 1999.
- Greenberg, A. E., Klein, G. y Kaufman, W.J. Effect of phosphorus on the activated sludge process. *Sewage and Industrial Wastes.* 1955.
- Grissop, G. Biological nutrient removal processes. CDM. 2010.
- Gujer, W. Henze, M., Mino, T. y Van Loosdrecht, M.C.M. Activated sludge model no.3. *Wat. Sci. Technol.* 39. 1999.
- Härtel, L. y Pöpel, H.J. A dynamic secondary clarifier model including processes of sludge thickening. *Wat. Sci. Tech.* 1992.
- Henze, M., Grady, C.P.L., Gujer, W., Marais, G.v.R. y Matsuo, T. Activated sludge model

- no. 1. IAWPRC. 1987.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T. y Van Loosdrecht, M. Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d y Asm3. IWA. 2000.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C. y Marais G.v.R. Activated sludge model no.2. IAWQ. 1995.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C., Marais G.v.R. y Van Loosdrecht, M.C.M. Activated Sludge Model N^o.2d. Water Science Techn. 1999.
- I.C.E.X. Ciclo integral del agua en España, potabilización, depuración y reutilización. 2007.
- I.W.A. Wastewater treatment plant design. 2003.
- Jardin, N. y Pöpel, H.J. Phosphate release of sludges from enhanced biological P-removal during digestion. Water Sci. Technol. 1994.
- Jeppson, U. Modelling aspects of wastewater treatment processes. Lund University. 1996.
- Jordaan, E.M., Ackerman, J. y Cicek, N. Phosphorus removal from anaerobically digested swine wastewater through struvite precipitation. Water, Science & Techn. 2010.
- Kynch, J.J. A theory of sedimentation. Trans. Faraday Soc. 1952.
- Kolthoff, I.M. The theory of coprecipitation-formation and properties of crystalline precipitates. J. Phys. Chem. 1932.
- Lan, J.C. Phosphorus removal in activated sludge process. *Wat. Res.* 1983.
- Levin, G.V. y Shapiro, J. Metabolic uptake of phosphorus by wastewater organisms. Water Pollution Control Federation. 1965.
- Levin, G.V. y Shahhen, D.G. Metabolic removal of phosphate from sewage effluent. Biotechnology and Bioengineering, Vol. IX. 1967.
- Lillenthal, S.E. y Levin, G.W. PhoStrip System offers low cost removal of Chesapeake Bay phosphorus. Baltimore Engineer. 1988.

- Ludzack, F.J. y Ettinger, M.B. Controlling operation to minimize activated sludge effluent nitrogen. *J. Water Poll.* 1961
- Manga Certain, J.G. Desarrollo de un modelo general para la eliminación biológica de nutrientes en los sistemas de fangos activados : una modificación al modelo No2 de la Iwa que incluye la competición entre las bacterias acumuladoras de polifosfatos (PAO) y las bacterias acumuladoras de glicógeno (GAO). UPV. 1999.
- Martí Ortega, N. Phosphorus precipitation in anaerobic digestion process. Dissertation. 2006.
- Martínez de Bascarán, G. Formación de depósitos de estruvita en EDARs. *Infoambiental.* 2003
- Maurer, M., Abramovich, D., Siegrist, H. and Gujer, W. Kinetics of biologically induced phosphorus precipitation in waste-water treatment. *Wat. Res.* 1999.
- Meijer, S.C.F., Van Loosdrecht, M.C.M. y Heijnen, J.J. Metabolic modeling of full scale biological nitrogen and phosphorus removing WWTP'S. *Water Research* 35.2001.
- Menar, A.B. y Jenkins, D. Fate of phosphorus in wastewater treatment processes: Enhanced phosphorus removal by activated sludge. *Environ. Sci. Technol.* 1970
- Metcalf & Eddy. *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse.* McGraw Hill. 1991.
- Mino T., Tsuzuki Y. and Matsuo T. (Effect of phosphorus accumulation on acetate metabolism in the bio- logical phosphorus removal process. *Proc. IAWPRCInt. Conf. on Biological Phosphate Removal from Wastewaters.* 1987.
- Mino, T., Van Loosdrecht, M.C.M. y Heijnen, J.J. Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. *Water Research.* Vol 32. 1998.
- Mogens, H., Van Loosdrecht, M.C.M., Ekama, G.A. y Brdjanovic, D. Waste water treatment development. IWA. 2008.

- Musvoto, E., Wentzel, M.C., Lowenthal, R.E., y Ekama, G.A. Integrated chemical-physical processes modelling-I. Development of kinetic-based model for fixed weak acid/base systems. 2000.
- Ostara. Pearl nutrient recovery process by the Metro Wastewater Reclamation District. 2011.
- Otterpohl, R. y Freund, M. Dynamic models for clarifiers of activated sludge plants with dry and wet weather flows. *Water Science and Technology*. 1992.
- Parsons, S.A., Wall, F., Doyle, J.D., Oldring, K. y Churchley, J. Assessing the potential of struvite fouling and recovery at sewage treatment works. International Conference on Recovery of Phosphates from Sewage and Animal Wastes, Noordwijkerhout, 2001.
- Pastor, L. Mangin, D., Barat, R. y Seco, A. A pilot-scale study of struvite precipitation in a stirred tank reactor: conditions influencing the process. *Bioresource Techn.* 2009.
- Pastor, L, Marti, N. , Bouzas, A. y Seco, A. Sewage sludge management for phosphorus recovery as struvite in EBPR wastewater treatment plants. *Bioresource Techn.* 2007.
- Pastor Alcañiz, L. Estudio de la precipitación y recuperación del fósforo presente en las aguas residuales en forma de estruvita. Universidad Politécnica de Valencia. 2008.
- Patry, G.G. y Takács, I. Settling of flocculents in secondary clarifiers. *Wat. Res.* 1992.
- Pérez, J.L., Maqueda, C., Lebrato, y J. Carretero, M.I. Influence of clay minerals, used as supports in anaerobic digesters, in the precipitation of struvite. *Wat. Res.* 1992.
- Rabinowitz, B. y Marais, G.R. Chemical and biological phosphorus removal in the activated sludge process. Univ. Cape Town. 1980.
- Rootare, H., Deitz, V.R. y Carpenter, F.G. Solubility product phenomena in hydroxyapatite-watersystems. *Journal of Colloid Science*. 1962.
- Rudolfs, W. Phosphates in sewage treatment: I, quantities of phosphates. *Sewage Works Journal Vol.19*. 1947.

- Saldarriaga, J.C., Hoyos, D.A. y Correa, M.A. Evaluación de procesos biológicos unitarios en la remoción simultánea de nutrientes para minimizar la eutrofización. Escuela de Ingeniería de Antioquía. 2011.
- Sawyer, C.N. Biological engineering in sewage treatment. Sewage Works J. Vol.16. 1944.
- Seckler, M.M., Bruinsma, O.S.L. y Van Rosmalen, G.M. Crystallization of calcium and magnesium phosphates in a fluidized bed. European Conference on Crystal Growth, Budapest. 1991.
- Seco, A., Ribes, J., Serralta, J y Ferrer, J. Biological nutrient removal model No. 1 (BNRM1). Water Sci. Technol. 2004.
- Secretariado Alianza por el Agua, Ecología y Desarrollo. Manual de depuración de aguas residuales urbanas. 2008.
- Serralta, J. Ferrer, J., Borrás, L. y Seco, A. An extensión ASM2d including pH calculation. Water Research 38. 2004.
- Seviour, R. y Nielsen, P.H. Microbial ecology of activated sludge. IWA. 2010.
- Shu, L., Schneider, P., Jegatheesan, V. y Johnson, J. An economic evaluation of phosphorus recovery as struvite from digester supernatant. Biores. Tech.. 2005.
- Siegrist, H., Renggli, D. y Gujer, W. Mathematical modelling of anaerobic mesophilic sewage sludge treatment. Water Research. 1993.
- Spector, M.L. Biological process for enhanced removal of ammonia, nitrite, nitrate, and phosphate from wastewater. 1976.
- Stratful, S., Brett, S., Scrimshaw, M.B. y Lester J.N. Biological phosphorous removal, its role in phosphorus recycling. Environ Technol. 1999.
- Takács, I., Patry, G.G. y Nolasco, D. A dynamic model of the clarification-thickening process. Water Research. 1991.
- Taylor, A.W., Frazier, A.W. y Gurney, E.L. Solubility products of magnesium ammonium

- and magnesium potassium phosphates. *Trans. of the Faraday Society* 59. 1963.
- Torres Rojo, J.C. y Martín González, M. Posibilidades de cogeneración energética en la EDAR Murcia-Este. *Aguas de Murcia*. 2006.
- Udert, K.M., Larsen, T.A., Biebow, M. y Gujer, W. Urea hydrolysis and precipitation dynamics in a urine-collection system. *Water Research*. 2003.
- Vacker, D., Connell, C.H., Wells, W.N. Phosphate removal through Municipal Wastewater Treatment at San Antonio, Texas. *Water Pollution Control Federation*. 1967.
- Van Langerak, E.P.A., Ramaekers, H., Wiechers, J, Veeken, A.H.M., Hamelers, H.V.M. y Lettinga, G. Impact of location of CaCO₃ precipitation on the development of intact anaerobic sludge. *Water Research*. 2000.
- Van Loosdrecht, M.C.M., Brandse, F.A. y De Vries, A.C. Upgrading of waste water treatment processes for integrated nutrient removal-the BCFS process. *Water Science and Technology* Vol. 37 No. 9. 1998.
- Van Rensburg, P., Musvoto, E.V., Wentzel, M.C. y Ekama, G.A. Modelling multiple mineral precipitation in anaerobic digester liquor. *Water Research* 37. 2003.
- Vesilind, P.A. Design of prototype thickeners from bath settling tests. *Wat. Sew. W.* 1968.
- Wang, L.K., Tay, J-H., Tay, S.T.L. y Hung, Y-T. *Environmental Bioengineering*. Humana Press. 2010.
- Westerman, P.W., Zering, K.D. y Rashash, D. Struvite Crystallizer for recovering phosphorus from lagoon and digester liquid. *NC State University*. 2009.
- Wild, D., Kisliakova, A. y Siegrist, H. Prediction of recycle phosphorus loads from anaerobic digestion. *Water Research*. 1997.
- Wuhrmann, K. Die dritte reinigungsstufe: wege und bisherige erfolge in der eliminierung eutrophierender stoffe. *Schweiz Z. Hydrol.* 1957.

ANEJO

11 ANEJO

11.1 MODELO MATEMÁTICO

Para la realización del trabajo se cuenta con el software DESASS (Design and Simulation of Activated Sludge Systems), que es un simulador de estaciones depuradoras de aguas residuales diseñado y optimizado para el estudio de los procesos de eliminación de materia orgánica y nutrientes, por el Grupo de Investigación CALAGUA.

Este programa permite evaluar esquemas completos de tratamiento incluyendo tanto la línea de agua como la de fangos, pudiéndose representar desde sistemas tan sencillos como la eliminación de materia orgánica, hasta procesos más complejos con eliminación biológica de nitrógeno y fósforo, fermentación de fango primario y digestión de fangos.

DESASS tiene implementado un algoritmo de modelación matemática basado en un modelo biológico general (Biological Nutrient Removal Model No.1, BNRM1; Seco et al., 2004) que incluye el modelo de fangos activados número 2d modificado (ASM2d, Henze et al., 1999) de la IAWQ, junto con un modelo de fermentación y digestión anaerobia de los fangos desarrollado por el propio grupo de investigación, basado en el modelo propuesto por Siegrist et al. (1993). El modelo ASM2d es el más ampliamente aceptado por la comunidad científica para representar los procesos de eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo.

El BNRM1 también tiene incorporado un modelo unidimensional de sedimentación basado en la teoría del flujo propuesta por Kynch (1952) y en el modelo propuesto por Takács et al. (1991). Este modelo permite representar los procesos de clarificación, sedimentación zonal y compresión, junto con los procesos biológicos que tienen lugar en decantadores y espesadores (fermentación de fango primario, desnitrificación en decantadores secundarios, etc).

El modelo utilizado tiene incluido un algoritmo para el cálculo del pH (Serralta et al., 2004) y un modelo para el cálculo de los procesos de precipitación inducidos biológicamente en el tratamiento de aguas residuales (Barat, 2004).

En el modelo se distinguen dos grupos de componentes: solubles (S) y suspendidos (X). Los componentes suspendidos están asociados al fango activado de tal forma que se pueden concentrar por sedimentación y/o espesamiento en los decantadores, mientras que los componentes solubles sólo pueden ser transportados en el agua. Todos los componentes suspendidos son eléctricamente neutros (no tienen carga eléctrica), mientras que los solubles pueden llevar carga eléctrica.

11.1.1 COMPONENTES SOLUBLES

- S_A ($M_{DQO}L^{-3}$): Acetato. Es el producto principal del proceso de fermentación. Dado que la fermentación se ha incluido como un proceso biológico, los productos de la fermentación se deben considerar separadamente de los otros componentes orgánicos solubles.
- S_{ALK} ($M_{HCO_3}L^{-3}$): Alcalinidad del agua residual. La alcalinidad se usa para representar, de una manera aproximada la conservación de las cargas eléctricas en las reacciones biológicas. La alcalinidad se ha introducido con la finalidad de obtener una rápida aproximación de posibles condiciones de pH bajos, que podrían inhibir algunos procesos biológicos. Para todos los cálculos estequiométricos se supone el S_{ALK} como bicarbonato (HCO_3^-).
- S_F ($M_{DQO}L^{-3}$): Sustrato fermentable soluble y fácilmente biodegradable. Es la fracción de la DQO soluble que está directamente disponible para la degradación por parte de los organismos heterótrofos. Se supone que S_F puede ser utilizado como sustrato para el proceso de fermentación, por lo tanto, no incluye productos de la fermentación.
- S_I ($M_{DQO}L^{-3}$): Materia orgánica soluble inerte. La principal característica de este componente es que no puede degradarse en las plantas de tratamiento. Se supone que este elemento es parte del influente o bien se puede generar en el proceso de hidrólisis de los sustratos orgánicos suspendidos.
- S_{N_2} ($M_{N}L^{-3}$): Nitrógeno gaseoso. Se supone que es el único producto nitrogenado del proceso de desnitrificación. S_{N_2} puede estar sujeto a una transferencia entre las fases líquida y gaseosa, al igual que el oxígeno, S_{O_2} .

- S_{NH_4} ($\text{M}_{\text{N}}\text{L}^{-3}$): Nitrógeno amoniacal. Para el balance de las cargas eléctricas, se supone que es tanto el S_{NH_4} como NH_4^+ .
- S_{NO_3} ($\text{M}_{\text{N}}\text{L}^{-3}$): Nitrógeno oxidado, nitrato más nitrito. Se supone que el S_{NO_3} incluye tanto nitrato como nitrito, debido a que el nitrito no está incluido en el modelo como un componente separado. Para todos los cálculos estequiométricos (especialmente la conservación de la DQO) se puede considerar el S_{NO_3} como nitrógeno nítrico (N-NO_3^-).
- S_{O_2} ($\text{M}_{\text{O}_2}\text{L}^{-3}$): Oxígeno disuelto.
- S_{PO_4} ($\text{M}_{\text{P}}\text{L}^{-3}$): Fósforo soluble inorgánico, principalmente ortofosfatos. Para el balance de las cargas eléctricas, se supone que este componente consiste en un 50% de H_2PO_4^- y un 50% de HPO_4^{2-} , independientemente del pH.
- S_{PRO} ($\text{M}_{\text{DQO}}\text{L}^{-3}$): Ácidos grasos de cadena corta excepto el acético. Para todos los cálculos estequiométricos, se supone que S_{PRO} equivale a ácido propiónico. Sin embargo, es probable que el componente incluya una gran variedad de otros componentes minoritarios (productos finales del proceso de fermentación).
- S_{Mg} ($\text{M}_{\text{Mg}}\text{L}^{-3}$): Concentración total de magnesio en forma disuelta.
- S_{K} ($\text{M}_{\text{K}}\text{L}^{-3}$): Concentración total de potasio en forma disuelta.
- S_{Ca} ($\text{M}_{\text{Ca}}\text{L}^{-3}$): Concentración total de calcio en forma disuelta.
- S_{Fe} ($\text{M}_{\text{Fe}}\text{L}^{-3}$): Concentración total de hierro en forma disuelta.
- S_{Al} ($\text{M}_{\text{Al}}\text{L}^{-3}$): Concentración total de aluminio en forma disuelta.
- S_{H_2} ($\text{M}_{\text{DQO}}\text{L}^{-3}$): Hidrógeno disuelto medido como DQO. Se trata de una especie gaseosa sujeta a intercambio con la atmósfera.
- S_{CH_4} ($\text{M}_{\text{DQO}}\text{L}^{-3}$): Metano disuelto medido como DQO. Al igual que el hidrógeno, este componente está sometido a procesos de intercambio con la atmósfera.
- S_{IC} ($\text{Mol}_{\text{C}}\text{L}^{-3}$): Carbono inorgánico medido como moles de carbono (carbonato, bicarbonato y ácido carbónico). El ácido carbónico (H_2CO_3) en agua se encuentra fundamentalmente en forma de dióxido de carbono (CO_2), por lo que su concentración también está incluida en este componente.
- S_{TH} ($\text{Mol}_{\text{H}}\text{L}^{-3}$): Protones totales medidos como moles de H^+ (protones libres en disolución más los protones contenidos en las diversas especies presentes en la disolución).

11.1.2 COMPONENTES SUSPENDIDOS

- X_{ACID} ($M_{DQO}L^{-3}$): Organismos heterótrofos acidogénicos. Son los responsables de llevar a cabo el proceso de fermentación así como la hidrólisis de la materia orgánica lentamente biodegradable en condiciones anaerobias. Son anaerobios estrictos y sólo pueden desarrollarse en ausencia de oxígeno.
- X_{ACET} ($M_{DQO}L^{-3}$): Organismos heterótrofos acetogénicos. Son los responsables de la oxidación anaerobia de los ácidos grasos volátiles englobados en el componente S_{PRO} .
- X_{MET} ($M_{DQO}L^{-3}$): Organismos heterótrofos metanogénicos acetotróficos. Son los responsables de la conversión del ácido acético en metano y dióxido de carbono.
- X_{MH2} ($M_{DQO}L^{-3}$): Organismos heterótrofos metanogénicos hidrogenotróficos. Son los responsables de la conversión del hidrógeno en metano.
- X_{AUT} ($M_{DQO}L^{-3}$): Organismos autótrofos nitrificantes. Son los responsables de llevar a cabo el proceso de nitrificación. Son aerobios estrictos y se supone que estos organismos oxidan el amonio (S_{NH4}) directamente a nitrato (S_{NO3}), por lo tanto, incluyen los organismos que oxidan el amonio y el nitrito.
- X_H ($M_{DQO}L^{-3}$): Organismos heterótrofos. Se supone que estos organismos pueden crecer en condiciones aerobias y anóxicas. Son los responsables de los procesos de hidrólisis de los sustratos particulados y pueden utilizar todos los sustratos solubles orgánicos degradables (S_A, S_{PRO} y S_F).
- X_I ($M_{DQO}L^{-3}$): Materia orgánica inerte suspendida. Esta fracción del sustrato suspendido no se puede degradar en el tratamiento, pero se puede separar por sedimentación junto al fango activado. X_I , puede ser una fracción del influente o puede producirse a partir del proceso de muerte de la biomasa activa (lisis).
- X_{NV} ($M_{SST}L^{-3}$): Sólidos suspendidos no volátiles (SSNV). Este componente se introduce en el modelo únicamente con el fin de calcular su concentración y tenerlos en cuenta en los procesos de sedimentación ya que no intervienen para nada en los procesos biológicos.
- X_{PAO} ($M_{DQO}L^{-3}$): Organismos acumuladores de polifosfatos (PAO). Se supone que este componente incluye todos los tipos de organismos acumuladores de polifosfatos. La concentración de X_{PAO} no incluye los productos que se almacenan intracelularmente (X_{PP} y

X_{PHA}), sino únicamente los propios microorganismos. Se supone que estos microorganismos sólo pueden crecer en condiciones aerobias.

- X_{PHA} ($M_{\text{DQO}}L^{-3}$): Producto almacenado intracelularmente en los organismos acumuladores de polifosfatos. Incluye principalmente polihidroxicanoatos (PHA) y glicógeno. Este componente está asociado con X_{PAO} , pero no está incluido en la masa de X_{PAO} . Para todas las consideraciones estequiométricas, se supone que el PHA tiene la composición química de polihidroxibutirato, PHB ($C_4H_6O_2$)_n.
- X_{PP} ($M_{\text{P}}L^{-3}$): Polifosfato, almacenado intracelularmente en las bacterias PAO. Este componente está asociado con X_{PAO} , pero no está incluido en la masa de X_{PAO} . Es una parte del fósforo suspendido y puede ser analíticamente cuantificado. Para consideraciones estequiométricas se supone que tiene la composición química ($K_{0.33}Mg_{0.33}PO_3$)_n.
- X_{S} ($M_{\text{DQO}}L^{-3}$): Sustrato lentamente biodegradable. Incluye compuestos orgánicos de peso molecular alto en forma coloidal o particulada. Para que el X_{S} se degrade biológicamente, ha de ser previamente hidrolizado. Se supone que los productos de la hidrólisis (S_{F}) pueden fermentar.
- X_{MEOH} ($M_{\text{SST}}L^{-3}$): Hidróxidos metálicos. Este componente se añade al sistema para llevar a cabo el proceso de precipitación química del fósforo. Se asume que este componente está compuesto de $Fe(OH)_3$. Es posible reemplazar este componente por otros reactivos.
- X_{MEP} ($M_{\text{SST}}L^{-3}$): Fosfatos metálicos. Este componente resulta de la precipitación química del fósforo. Se asume que este componente está compuesto de $FePO_4$.
- X_{TSS} ($M_{\text{SST}}L^{-3}$): Sólidos suspendidos totales (SST). Este componente se introduce en el modelo únicamente con el fin de calcular su concentración mediante la estequiometría. La predicción de los SST resulta especialmente interesante debido a que la eliminación biológica de fósforo y la precipitación química introducen fracciones inorgánicas en el fango activado.
- X_{PREC} ($M_{\text{SST}}L^{-3}$): Engloba a todos aquellos precipitados incluidos en el modelo (estruvita, newberita, fosfato cálcico amorfo, hidroxapatita, estrengita, vivianita, variscita, calcita, siderita y magnesita).

11.2 PROCESOS BIOLÓGICOS

El modelo considera 33 procesos, que son detallados a continuación, agrupados en función del tipo de microorganismos que los llevan a cabo. Las expresiones cinéticas propuestas para las velocidades de los distintos procesos se basan en la cinética de Monod; una velocidad máxima corregida por distintas funciones switch del tipo:

$$\frac{S}{K_S + S}$$

Siendo:

S: concentración de sustrato limitante del crecimiento.

K_S : constante de semi-saturación. Concentración de sustrato para la cual la velocidad del proceso se reduce a la mitad de su valor máximo.

La inhibición experimentada en algunos procesos por el aceptor de electrones o por el producto final, está incluida en las expresiones cinéticas asumiendo la ecuación que, habitualmente se emplea en cinética enzimática para representar la inhibición no competitiva.

$$\frac{K_I}{K_I + I}$$

Siendo:

I: concentración del componente inhibidor del crecimiento.

K_I : constante de inhibición. Corresponde a la concentración del componente inhibidor para la cual la velocidad del proceso se reduce a la mitad del valor máximo.

11.2.1 PROCESOS DE LOS MICROORGANISMOS HETERÓTROFOS

Los microorganismos heterótrofos (X_H) son los responsables de la hidrólisis del sustrato lentamente biodegradable (X_S) y de la degradación aerobia y anóxica de los sustratos fermentables (S_F) y de los productos de la fermentación (S_A y S_{PRO}). Además, estos microorganismos están sujetos a los procesos de lisis.

La mayoría de los sustratos orgánicos de elevado peso molecular, particulados o en forma coloidal, no pueden ser utilizados directamente por los microorganismos. Estos sustratos pueden pasar a estar disponibles para su consumo por los microorganismos, mediante reacciones enzimáticas externas que transforman la materia orgánica lentamente biodegradable (MOLB) en materia orgánica fácilmente biodegradable (MOFB). A este proceso se le suele conocer como hidrólisis. No está claro si los productos de la hidrólisis se liberan al medio en la forma de fracciones orgánicas más simples o si son capturados directamente por los microorganismos que catalizan esta hidrólisis. En el modelo utilizado se considera que los productos de la hidrólisis se liberan al medio en la forma de sustrato orgánico fácilmente biodegradable que posteriormente, en condiciones aerobias y anóxicas, es consumido por los microorganismos.

Hay evidencia experimental de que las reacciones de hidrólisis dependen de los aceptores de electrones disponibles en el medio; por lo tanto, en el modelo utilizado se distinguen tres tipos de hidrólisis:

- Hidrólisis aerobia ($S_{O_2} > 0$)
- Hidrólisis anóxica ($S_{O_2} \approx 0$, $S_{NO_3} > 0$)
- Hidrólisis anaerobia ($S_{O_2} \approx 0$, $S_{NO_3} \approx 0$)

En la Figura 79 y en la Figura 80 se presentan los esquemas del metabolismo de los microorganismos heterótrofos en condiciones aerobias, anóxicas y anaerobias.

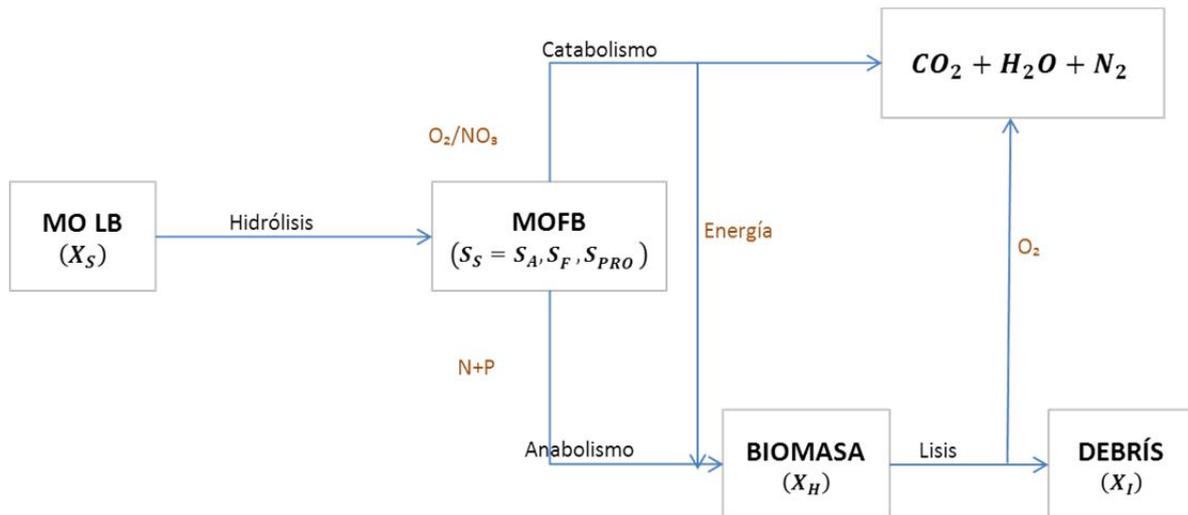


Figura 79. Metabolismo de las bacterias heterótrofas en condiciones aerobias y anóxicas.

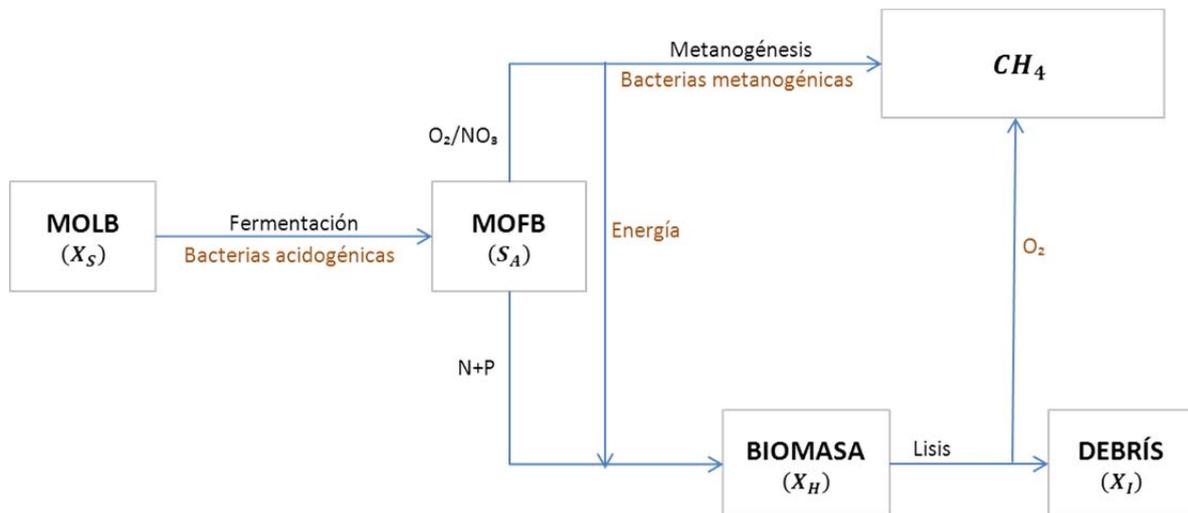


Figura 80. Metabolismo de las bacterias heterótrofas en condiciones anaerobias.

El modelo supone que en el proceso de degradación de la materia orgánica suspendida (X_S) a sustrato soluble fermentable (S_F) es posible que se genere una pequeña fracción (f_{SI}) de materia orgánica soluble inerte (S_I), aunque la considera despreciable. Los coeficientes estequiométricos para S_{NH_4} , S_{PO_4} y S_{ALK} pueden obtenerse aplicando las ecuaciones de conservación de nitrógeno, fósforo y carga eléctrica. Para la correcta aplicación de estas ecuaciones de conservación es necesario conocer los contenidos en nitrógeno, fósforo y carga eléctrica de los distintos componentes del modelo.

Los valores correspondientes a los componentes cuya fórmula es conocida (acético, propiónico, amonio, nitrato, nitrógeno y fósforo) se obtienen por estequiometría, los valores correspondientes a la biomasa se obtienen asumiendo que su composición química es $C_5H_7NO_2P_{0.2}$, mientras que para el resto de componentes se calculan a partir de determinaciones analíticas del agua influente:

$$NKT_{SOL} = S_{NH} + S_F \cdot i_{NSF} + S_I \cdot i_{NSI}$$

$$NKT_{SUSP} = X_S \cdot i_{NXS} + X_I \cdot i_{NXI} + (X_{ACID} + X_{AUT} + X_H + X_{PAO}) \cdot i_{NBM}$$

$$P_{SOL} = S_{PO4} + S_F \cdot i_{PSF} + S_I \cdot i_{PSI}$$

$$P_{SUSP} = X_S \cdot i_{PXS} + X_I \cdot i_{PXI} + (X_{ACID} + X_{AUT} + X_H + X_{PAO}) \cdot i_{PBM} + X_{PP}$$

siendo:

i_{NSI} : contenido en nitrógeno de S_I (g N/g DQO)

i_{NSF} : contenido en nitrógeno de S_F (g N/g DQO)

i_{NXI} : contenido en nitrógeno de X_I (g N/g DQO)

i_{NXS} : contenido en nitrógeno de X_S (g N/g DQO)

i_{NBM} : contenido en nitrógeno de la biomasa (g N/g DQO)

i_{PSI} : contenido en fósforo de S_I (g P/g DQO)

i_{PSF} : contenido en fósforo de S_F (g P/g DQO)

i_{PXI} : contenido en fósforo de X_I (g P/g DQO)

i_{PXS} : contenido en fósforo de X_S (g P/g DQO)

i_{PBM} : contenido en fósforo de la biomasa (g P/g DQO)

El cálculo de los sólidos suspendidos se realiza de forma análoga al de los coeficientes estequiométricos del amonio, fósforo y alcalinidad, siendo necesario conocer el contenido en sólidos suspendidos de todos los componentes particulados del modelo. El contenido en sólidos de X_{PHA} y X_{PP} se calcula a partir de la fórmula estequiométrica considerada, el contenido en sólidos de todos los grupos de microorganismos se calcula asumiendo que su composición es $C_5H_7NO_2P_{0.2}$, mientras que para la materia orgánica se calcula a partir de determinaciones analíticas del agua influente.

$$SST = X_I \cdot i_{SSTXI} + X_S \cdot i_{SSTXS} + (X_{ACID} + X_{AUT} + X_H + X_{PAO}) \cdot i_{SSTBM} + X_{PHA} \cdot 0.60 + X_{PP} \cdot 3.23$$

$$SSVB = X_S \cdot i_{SSTXS} + (X_{ACID} + X_{AUT} + X_H + X_{PAO}) \cdot i_{SSTBM} + X_{PHA} \cdot 0.60$$

$$SSVB = X_I \cdot i_{SSTXI}$$

siendo:

i_{SSTXI} : contenido en sólidos suspendidos de X_I (g SS/g DQO).

i_{SSTXS} : contenido en sólidos suspendidos de X_S (g SS/g DQO).

i_{SSTBM} : contenido en sólidos suspendidos de la biomasa (g SS/g DQO).

El proceso de amonificación (liberación de amonio a partir del nitrógeno orgánico particulado) no se incluye en el modelo utilizado, porque se considera que la materia orgánica que se hidroliza, así como la materia orgánica soluble, contienen una fracción constante de nitrógeno y de fósforo. Dado que el contenido en nitrógeno y fósforo de la materia orgánica particulada (X_S) suele ser superior al de la materia orgánica soluble (S_F) durante el proceso de hidrólisis se libera amonio y fósforo al medio.

En la Tabla 35, se desarrolla la matriz estequiométrica de los procesos relacionados con la hidrólisis.

Proceso \ Componente	S_F	S_{NH4}	S_{PO4}	S_I	S_{ALK}	X_S
Hidrólisis aerobia	$1-f_{SI}$	$V_{1,NH4}$	$V_{1,PO4}$	f_{SI}	$V_{1,ALK}$	-1
Hidrólisis anóxica	$1-f_{SI}$	$V_{2,NH4}$	$V_{2,PO4}$	f_{SI}	$V_{2,ALK}$	-1
Hidrólisis anaerobia	$1-f_{SI}$	$V_{3,NH4}$	$V_{3,PO4}$	f_{SI}	$V_{3,ALK}$	-1

Tabla 35. Matriz estequiométrica de los procesos relacionados con la hidrólisis debida a bacterias heterótrofas.

Como hemos dicho anteriormente, las bacterias heterótrofas también tienen un crecimiento aerobio y anóxico a partir de sustratos fermentables (S_F) y de productos de la fermentación (S_A y S_{PRO}).

Los procesos de crecimiento aerobio se han modelado en tres reacciones paralelas, las cuales consumen los sustratos degradables (S_F , S_A y S_{PRO}). El modelo supone para ambos procesos la misma velocidad máxima de crecimiento (μ_H) y el mismo rendimiento (Y_H). Estos procesos requieren oxígeno, nutrientes y alcalinidad y producen biomasa (X_H).

Los procesos de crecimiento anóxico son similares a los de crecimiento aerobio, pero se utiliza nitrato (S_{NO3}) como aceptor de electrones en vez de S_{O2} . La estequiometría para el nitrato se ha calculado en base a la asunción de que todo el nitrato se reduce a nitrógeno gas (S_{N2}). Se supone que la desnitrificación es inhibida por el oxígeno.

Por último queda el proceso relacionado con la lisis de microorganismos heterótrofos que representa la suma de todos los fenómenos asociados a la desaparición de la biomasa heterótrofa (respiración endógena, lisis, predación, etc).

En la Tabla 36 se presenta la matriz estequiométrica para estos procesos, donde se han omitido las columnas para el S_{PO4} y el S_{NH4} que intervienen en las reacciones debido a que su valor se obtiene directamente aplicando un balance sobre el contenido en nitrógeno y fósforo de las especies implicadas en cada reacción.

Componente	S_{O2}	S_F	S_A	S_{PRO}	S_{NO3}	S_{N2}	X_I	X_S	X_H
Crecimiento aerobio sobre S_F	$-\frac{(1-Y_H)}{Y_H}$	$-\frac{1}{Y_H}$							1
Crecimiento aerobio sobre S_A	$-\frac{(1-Y_H)}{Y_H}$		$-\frac{1}{Y_H}$						1
Crecimiento aerobio sobre S_{PRO}	$-\frac{(1-Y_H)}{Y_H}$			$-\frac{1}{Y_H}$					1
Crecimiento anóxico sobre S_F		$-\frac{1}{Y_H}$			$-\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$	$\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$			1
Crecimiento anóxico sobre S_A			$-\frac{1}{Y_H}$		$-\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$	$\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$			1
Crecimiento anóxico sobre S_{PRO}				$-\frac{1}{Y_H}$	$-\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$	$\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$			1
Lisis							f_{XI}	$1-f_{XI}$	-1

Tabla 36. Matriz estequiométrica de los procesos relacionados con la lisis y el crecimiento de bacterias heterótrofas a partir de S_A , S_{PRO} y S_F .

En cuanto a las cinéticas de los procesos podemos decir que la hidrólisis considera una velocidad de reacción limitada por la superficie:

$$\frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H}$$

La velocidad de reacción del proceso de hidrólisis en condiciones anóxicas y anaerobias es menor que en condiciones aerobias. Por lo tanto, las expresiones cinéticas para condiciones anóxicas y anaerobias vienen afectadas por los factores η_{NO3} y η_{fe} respectivamente (Tabla 37).

En los procesos de crecimiento a partir de S_A , S_F y S_{PRO} , la velocidad de crecimiento es reducida en condiciones anóxicas por el factor η_{NO3} . Este último factor refleja, en las expresiones cinéticas del modelo, que no todos los microorganismos heterótrofos tienen capacidad de llevar a cabo los procesos de desnitrificación o que la desnitrificación se produce a una velocidad menor respecto al proceso de crecimiento aerobio (Tabla 37).

El proceso de lisis se han modelado siguiendo una cinética de primer orden y su velocidad de reacción es independiente de los aceptores de electrones presentes (Tabla 37).

Proceso	Velocidad de reacción
Hidrólisis aerobia	$K_h \cdot \frac{S_{O2}}{K_{O2} + S_{O2}} \cdot \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} \cdot X_H$
Hidrólisis anóxica	$K_h \cdot \eta_{NO3} \cdot \frac{K_{O2}}{K_{O2} + S_{O2}} \cdot \frac{S_{NO3}}{K_{NO3} + S_{NO3}} \cdot \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} \cdot X_H$
Hidrólisis anaerobia	$K_h \cdot \eta_{fe} \cdot \frac{K_{O2}}{K_{O2} + S_{O2}} \cdot \frac{K_{NO3}}{K_{NO3} + S_{NO3}} \cdot \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} \cdot X_H$
Crecimiento aerobio sobre S_F	$\mu_H \cdot \frac{S_{O2}}{K_{O2} + S_{O2}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH4}}{K_{NH4} + S_{NH4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_P + S_{PO4}} \cdot X_H$
Crecimiento aerobio sobre S_A	$\mu_H \cdot \frac{S_{O2}}{K_{O2} + S_{O2}} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_A}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH4}}{K_{NH4} + S_{NH4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_P + S_{PO4}} \cdot X_H$
Crecimiento aerobio sobre S_{PRO}	$\mu_H \cdot \frac{S_{O2}}{K_{O2} + S_{O2}} \cdot \frac{S_{PRO}}{K_{PRO} + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{PRO}}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH4}}{K_{NH4} + S_{NH4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_P + S_{PO4}} \cdot X_H$

Proceso	Velocidad de reacción
Crecimiento anóxico sobre S_F	$\mu_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_H$
Crecimiento anóxico sobre S_A	$\mu_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_A}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_H$
Crecimiento anóxico sobre S_{PRO}	$\mu_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{PRO}}{K_{PRO} + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{PRO}}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_H$
Lisis de X_H	$b_H \cdot X_H$

Tabla 37. Velocidades de reacción para los procesos relacionados con los microorganismos heterótrofos.

11.2.2 PROCESOS DE LOS MICROORGANISMOS ACUMULADORES DE POLIFOSFATO

El metabolismo de las bacterias PAO (acumuladoras de polifosfatos) tiene dos comportamientos distintos según se produzcan condiciones anaerobias o aerobias/anóxicas.

Bajo condiciones anaerobias las PAO almacenan intracelularmente productos de la fermentación como ácido acético (S_A) y propiónico (S_{PRO}), en forma de polihidroxialcanoatos (PHA) y polihidroxibutiratos (PHB). La energía necesaria en este proceso es producida en la descomposición de los polifosfatos (PP) presentes, que provocan la descarga de fósforo (S_{PO_4}) al medio (Figura 81).

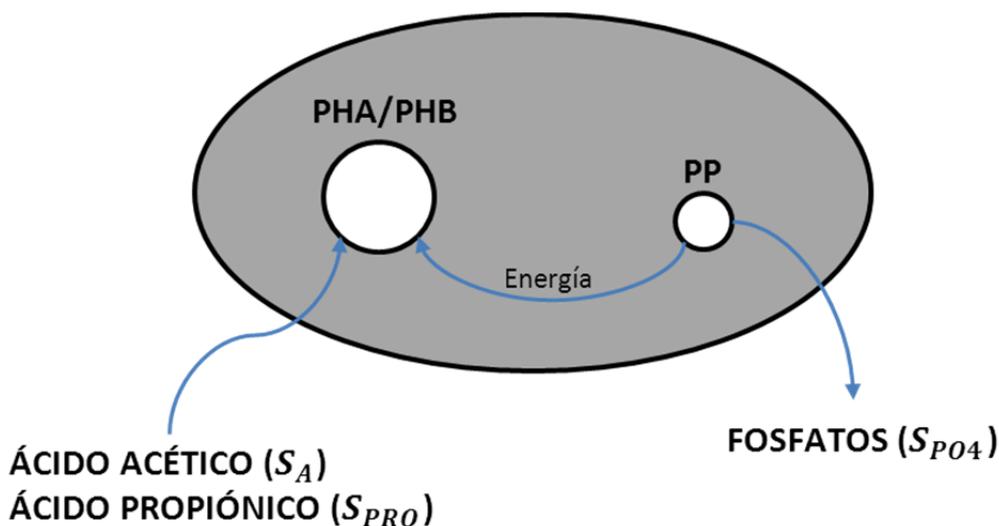


Figura 81. Metabolismo de los microorganismos acumuladores de polifosfato en condiciones anaerobias.

En condiciones aerobias o anóxicas, las bacterias PAO utilizan el sustrato almacenado en forma de PHA/PHB para generar energía y acumular fósforo en forma de Polifosfato (PP) intracelular. De esta forma crecen, aseguran las reservas de energía para la etapa anaerobia y al mismo tiempo retiran fósforo del medio. La regeneración de las reservas de polifosfatos es esencial para el crecimiento de las bacterias PAO ya que los sustratos orgánicos (S_A y S_{PRO}) únicamente se acumulan intracelularmente mediante la energía obtenida a partir de la degradación de los polifosfatos (Figura 82).

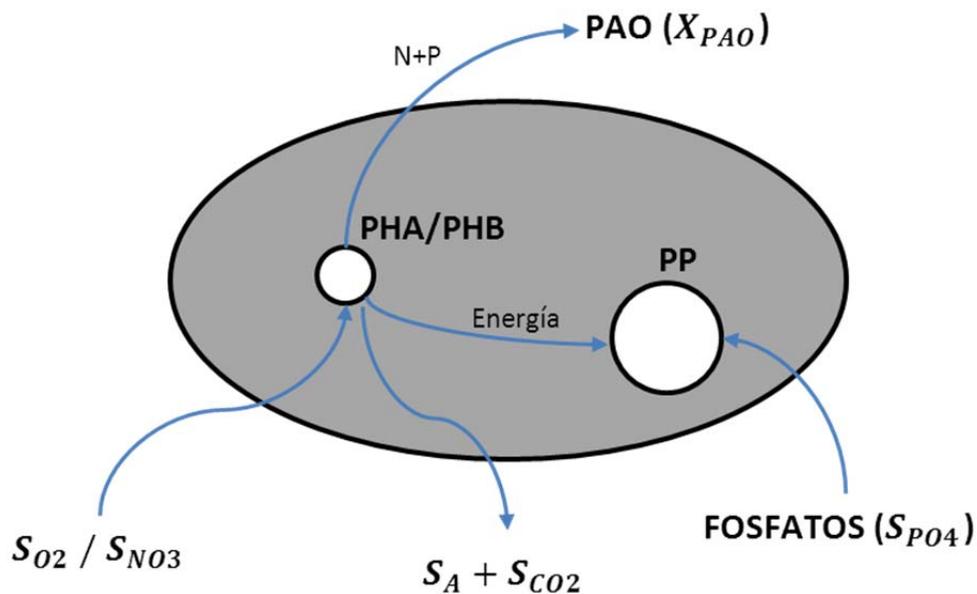


Figura 82. Metabolismo de los microorganismos acumuladores de polifosfato en condiciones aerobias/anóxicas.

Conociendo el esquema del metabolismo de las bacterias PAO, los procesos que tiene en cuenta el modelo (Tabla 38) son los siguientes:

- Almacenamiento de PHA.

El modelo considera como base estequiométrica el proceso de captura de materia orgánica.

- Almacenamiento de polifosfatos.

Se desdobra en dos procesos según se produzca el almacenamiento en condiciones aerobias o anóxicas.

- Crecimiento de las bacterias PAO.

Se supone que los organismos acumuladores de polifosfatos crecen a partir del sustrato orgánico intracelular (X_{PHA}). Sin embargo, se sabe que las bacterias PAO pueden crecer a partir de los sustratos solubles como el S_A , aunque es altamente improbable que tales sustratos estén disponibles bajo condiciones aerobias en una planta de eliminación biológica de nutrientes por lo que no está considerado en el modelo.

- Lisis de las bacterias PAO y liberación de los productos almacenados.

Estos procesos representan la suma de todos los fenómenos asociados a la desaparición de la biomasa PAO (X_{PAO}) junto con sus productos almacenados intracelularmente (X_{PHA} y X_{PP}). En el modelo utilizado se consideran tres procesos de lisis de primer orden respecto al componente que desaparece e independientes de los aceptores de electrones presentes. Los productos de la lisis se han definido por analogía a los de los organismos heterótrofos. Las reservas orgánicas y los polifosfatos se supone que se descomponen a S_A y S_{PO4} , respectivamente. En la tabla 7 se ha omitido la columna del componente S_{NH4} que interviene en las reacciones debido a que su valor se obtiene directamente aplicando un balance sobre el contenido en nitrógeno de las especies implicadas en cada reacción.

Componente/Proceso	S_{O2}	S_{NO3}	S_{N2}	S_A	S_{PRO}	S_{PO4}	X_I	X_S	X_{PAO}	X_{PP}	X_{PHA}
Almacenamiento de X_{PHA} a partir de S_A				-1		Y_{PO4}				$-Y_{PO4}$	1
Almacenamiento de X_{PHA} a partir de S_{PRO}					-1	Y_{PO4}				$-Y_{PO4}$	1
Almacenamiento aerobio de X_{PP}	$-Y_{PHA}$					-1				1	$-Y_{PHA}$
Almacenamiento anóxico de X_{PP}		$\frac{-Y_{PHA}}{2.86}$	$\frac{Y_{PHA}}{2.86}$			-1				1	$-Y_{PHA}$
Crecimiento aerobio	$-\frac{(1 - Y_{PAO})}{Y_{PAO}}$					$-i_{PBM}$			1		$-\frac{1}{Y_{PAO}}$

ComponenteProceso	S _{O2}	S _{NO3}	S _{N2}	S _A	S _{PRO}	S _{PO4}	X _I	X _S	X _{PAO}	X _{PP}	X _{PHA}
Crecimiento anóxico		$-\frac{(1-Y_{PAO})}{2.86 \cdot Y_{PAO}}$	$\frac{(1-Y_{PAO})}{2.86 \cdot Y_{PAO}}$			$-i_{PBM}$			1		$-\frac{1}{Y_{PAO}}$
Lisis de X _{PAO}							f_{XI}	$1-f_{XI}$	-1		
Ruptura de X _{PP}						1				-1	
Ruptura de X _{PHA}				1							-1

Tabla 38. Matriz estequiométrica para los procesos relacionados con los microorganismos acumuladores de polifosfato.

Para el desarrollo de las ecuaciones cinéticas referentes a cada uno de los procesos de han hecho las siguientes consideraciones:

- Almacenamiento de PHA.

Este proceso se observó inicialmente bajo condiciones anaerobias, sin embargo, también se ha detectado bajo condiciones aerobias y anóxicas por lo que en las expresiones cinéticas no se han incluido los términos de inhibición para el oxígeno y el nitrato.

- Almacenamiento de polifosfatos.

El almacenamiento de fósforo se detiene si el contenido de fósforo en las bacterias PAO es demasiado alto. A partir de esta observación, en la expresión cinética de este proceso se ha introducido un término que inhibe el proceso cuando la fracción X_{PP}/X_{PAO} se acerca a la cantidad máxima de fósforo que las bacterias PAO son capaces de almacenar (K_{MAX}).

El almacenamiento de polifosfatos puede realizarse en condiciones aerobias o anóxicas. Al igual que sucedía con las bacterias heterótrofas la velocidad de almacenamiento es reducida en condiciones anóxicas por el factor η_{NO3} . Este factor refleja, en las expresiones cinéticas del modelo, que no todos los microorganismos acumuladores de polifosfatos tienen capacidad de llevar a cabo los procesos de desnitrificación o que la desnitrificación se produce a una velocidad menor respecto al proceso de almacenamiento aerobio.

- Crecimiento de las bacterias PAO.

Las bacterias PAO son capaces de crecer tanto en condiciones aerobias como en condiciones anóxicas. De forma análoga al proceso de almacenamiento, la velocidad de crecimiento es reducida en condiciones anóxicas por el factor η_{NO_3} . Este factor es el mismo que el empleado en el almacenamiento de polifosfatos.

- Lisis de las bacterias PAO y liberación de los productos almacenados.

Si las constantes de velocidad de cada uno de los tres procesos son iguales, la composición de los microorganismos no cambia en los procesos de desaparición. Sin embargo, existen evidencias experimentales según las cuales X_{PP} se descompone más rápidamente que X_{PAO} y X_{PHA} . Esta pérdida adicional de polifosfato puede modelarse matemáticamente mediante un valor de la constante de velocidad b_{PP} más alto.

En la Tabla 39, figuran las ecuaciones cinéticas incluidas en el modelo para cada uno de estos procesos.

Proceso	Velocidad de reacción
Almacenamiento de X_{PHA} a partir de S_A	$q_{PHA} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_A}{S_A + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PP}/X_{PAO}}{K_{PP+} X_{PP}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
Almacenamiento de X_{PHA} a partir de S_{PRO}	$q_{PHA} \cdot \frac{S_{PRO}}{K_{PRO} + S_{PRO}} \cdot \frac{S_A}{S_A + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PP}/X_{PAO}}{K_{PP+} X_{PP}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
Almacenamiento aerobio de X_{PP}	$q_{PP} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot \frac{K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO}}{K_{IPP} + (K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO})} \cdot X_{PAO}$
Almacenamiento anóxico de X_{PP}	$q_{PP} \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO} + S_{NO_3}} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot \frac{K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO}}{K_{IPP} + (K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO})} \cdot X_{PAO}$
Crecimiento aerobio de X_{PAO}	$\mu_{PAO} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
Crecimiento anóxico de X_{PAO}	$\mu_{PAO} \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO} + S_{NO_3}} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
Lisis de X_{PAO}	$b_{PAO} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_{PAO}$

Proceso	Velocidad de reacción
Ruptura de X_{PP}	$b_{PP} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_{PP}$
Ruptura de X_{PHA}	$b_{PHA} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_{PHA}$

Tabla 39. Velocidades de reacción para los procesos relacionados con los microorganismos acumuladores de polifosfato.

11.2.3 PROCESOS DE LOS MICROORGANISMOS AUTÓTROFOS

Los organismos autótrofos utilizan materiales inorgánicos para la producción de energía y síntesis celular (Figura 83). La energía la obtienen de la luz (fotosintéticos) o de reacciones inorgánicas de oxidación-reducción (quimiosintéticos).

Dentro de este grupo de microorganismos se encuentran las bacterias nitrificantes, que son las responsables de la oxidación de amonio a nitrato.

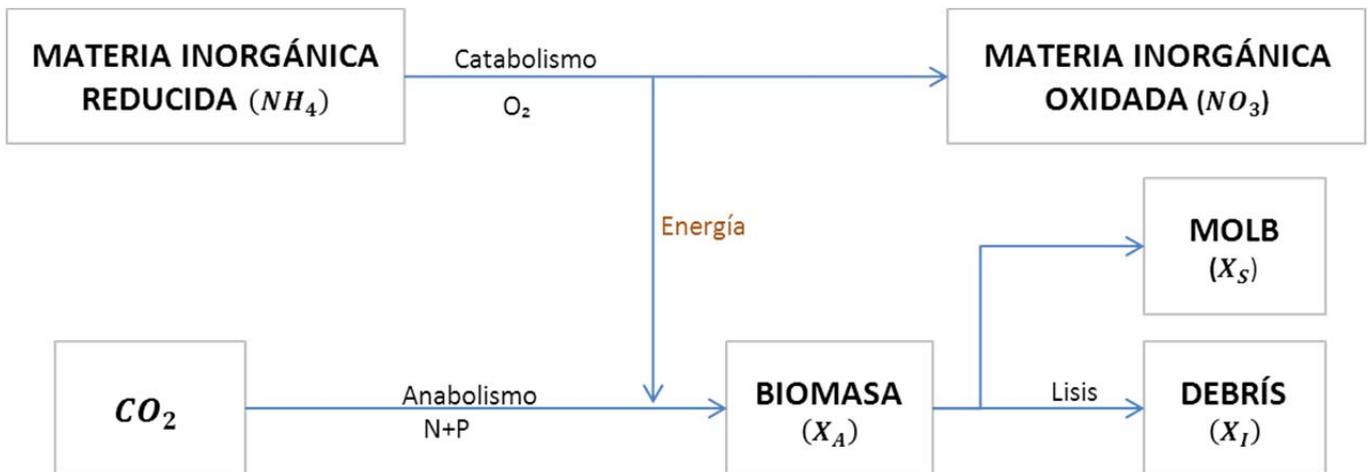


Figura 83. Metabolismo de los microorganismos autótrofos.

En el modelo utilizado se supone la nitrificación como un proceso de una sola reacción, donde el amonio (S_{NH4}) se transforma directamente a nitrato (S_{NO3}).

Los procesos considerados son:

- Crecimiento de bacterias autótrofas.

Las bacterias nitrificantes son aerobias estrictas, consumen amonio como sustrato y como nutriente y producen nitrato y biomasa autótrofa (X_{AUT}). Este proceso se modela de forma análoga al crecimiento de las bacterias heterótrofas.

- Lisis de las bacterias autótrofas.

Los procesos de lisis de los microorganismos autótrofos se modelan análogamente a como se hace con la lisis de los organismos heterótrofos. La X_S generada por la lisis es utilizada por las bacterias heterótrofas previa transformación de ésta a S_F (mediante los procesos de hidrólisis). Por lo tanto, la lisis de los microorganismos implica un crecimiento y consumo de oxígeno por parte de las bacterias heterótrofas.

En la Tabla 40 se representa la estequiometría de los procesos relativos a las bacterias autótrofas.

Componente \ Proceso	S_{O2}	S_{NH4}	S_{NO3}	S_{PO4}	X_I	X_S	X_{AUT}
Crecimiento aerobio	$-\frac{(4.57 - Y_A)}{Y_A}$	$-i_{NBM} - \frac{1}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-i_{PBM}$			+1
Lisis					f_{XI}	$1 - f_{XI}$	-1

Tabla 40. Matriz estequiométrica para los procesos relacionados con los microorganismos autótrofos.

Las ecuaciones cinéticas para los dos procesos del modelo relacionados con las bacterias autótrofas, se recogen en la Tabla 41.

Proceso	Velocidad de reacción
Crecimiento aerobio de X_{AUT}	$\mu_{AUT} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_{AUT}$
Lisis de X_{AUT}	$b_{AUT} \cdot X_{AUT}$

Tabla 41. Velocidades de reacción para los procesos relacionadas con los microorganismos autótrofos.

11.2.4 PROCESOS ANAEROBIOS

Los procesos anaerobios se llevan a cabo cuando no está presente ni el oxígeno, ni los nitratos y se diferencian tres fases:

- **Hidrólisis:** Transformación, por parte de las bacterias acidogénicas, de materia orgánica lentamente biodegradables (MOLB), en materia orgánica fácilmente biodegradable (MOFB), por acción de enzimas extracelulares. Estos procesos son más lentos que los de crecimiento biológico y por tanto son limitantes.
- **Acidogénesis:** Comprende los procesos de fermentación, a través de los cuales, se degradan las moléculas de MOFB, convirtiéndose en ácidos volátiles de cadena corta (acético, propiónico y butírico). También incluye procesos de oxidación anaerobia donde se crea H_2 , además se generan gases como CO_2 , y N_2 , nuevas células y otros productos.
- **Metanogénesis:** Conversión por acción de bacterias metanogénicas de los ácidos orgánicos volátiles y el hidrógeno en metano y otros productos simples como el CO_2 , agua y amonio.

La Figura 84 recoge el esquema del metabolismo de los microorganismos anaerobios.

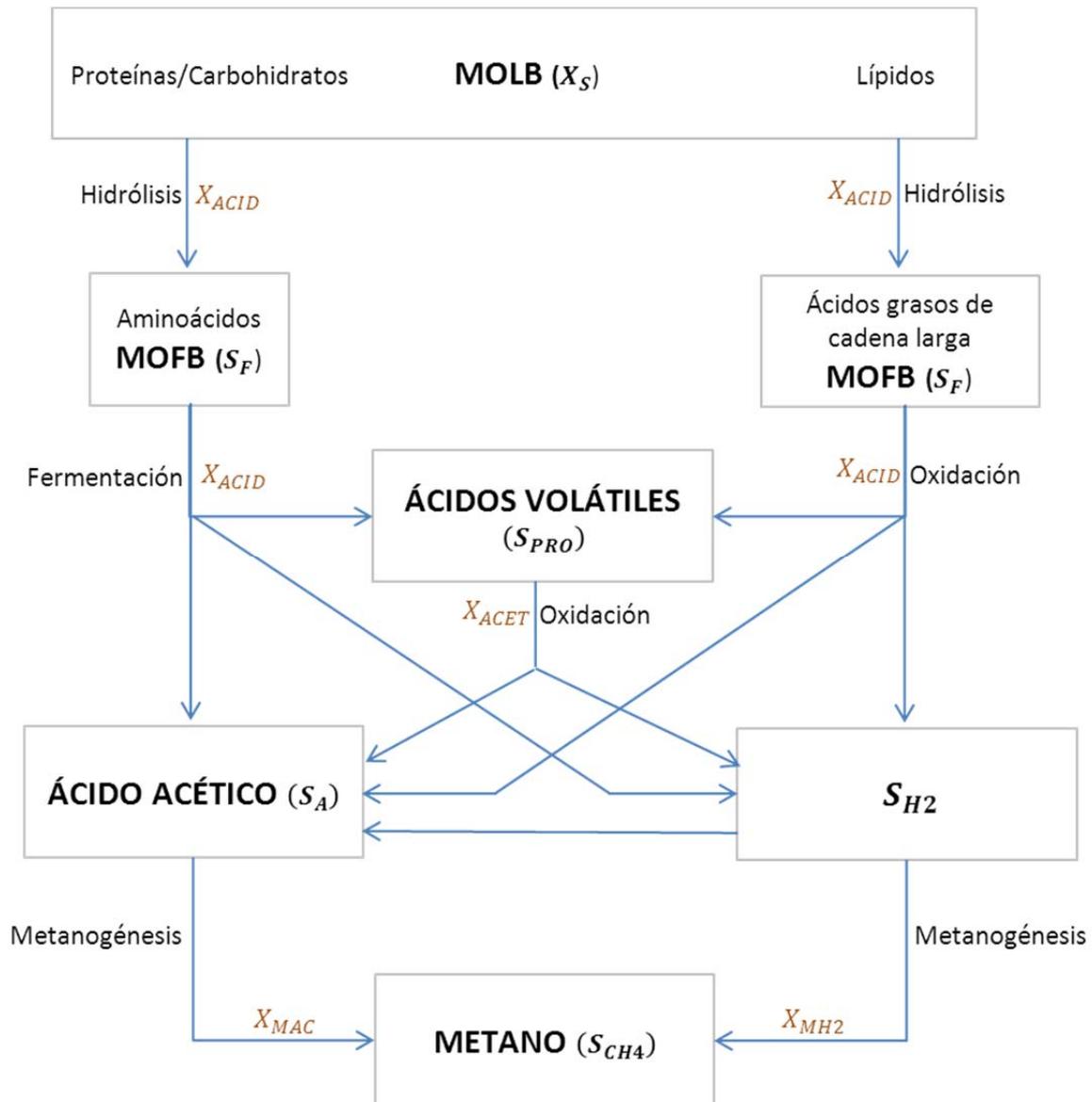


Figura 84. Metabolismo de los microorganismos que participan en los procesos anaerobios.

En total se considerarán 12 procesos anaerobios, en la Tabla 42 aparecen los procesos anaerobios llevados a cabo por las bacterias acidógenicas, en la Tabla 43 los llevados a cabo por las bacterias acetógenicas, en la Tabla 44 los relacionados con las bacterias metanogénicas acetotróficas y en la Tabla 45 los que tienen que ver con las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas.

Componente Proceso	S _F	S _A	S _{PRO}	S _I	S _{NH4}	S _{PO4}	S _{H2}	S _{IC}	S _{TH}	X _I	X _S	X _{ACID}
Hidrólisis Anaerobia	1-f _{SI}			f _{SI}	v _{1,NH4}	v _{1,PO4}		v _{1,SIC}	v _{1,STH}		-1	
Fermentación de la materia Fermentable	$\frac{-1}{Y_{ACID}}$	$\left[\frac{1}{Y_{ACID}} - 1\right] \cdot f_{AC}$	$\left[\frac{1}{Y_{ACID}} - 1\right] \cdot f_{PRO}$		v _{2,NH4}	v _{2,PO4}	$\left[\frac{1}{Y_{ACID}} - 1\right] \cdot f_{H2}$					1
lisis					v _{3,NH4}	v _{3,PO4}		v _{3,SIC}	v _{3,STH}	f _{XI}	1- f _{XI}	-1

Tabla 42. Matriz estequiométrica de los procesos anaerobios llevados a cabo por las bacterias acidogénicas.

Componente Proceso	S _A	S _{PRO}	S _{NH4}	S _{PO4}	S _{H2}	S _{IC}	S _{TH}	X _I	X _S	X _{ACET}
Oxidación Anaerobia del Ac. Propiónico	$\left[\frac{1}{Y_{PRO}} - 1\right] \cdot f'_{AC}$	$\left[\frac{1}{Y_{PRO}} - 1\right] \cdot f'_{PRO}$	v _{4,NH4}	v _{4,PO4}	$\left[\frac{1}{Y_{PRO}} - 1\right] \cdot f'_{H2}$	v _{4,SIC}	v _{4,STH}			1
lisis			v _{5,NH4}	v _{5,PO4}		v _{5,SIC}	v _{5,STH}	f _{XI}	1- f _{XI}	-1

Tabla 43. Matriz estequiométrica de los procesos anaerobios llevados a cabo por las bacterias acetogénicas.

Componente Proceso	S _A	S _{NH4}	S _{PO4}	S _{CH4}	S _{IC}	S _{TH}	X _I	X _S	X _{MAC}
Conversión del Ac. Acético en Metano	$\frac{-1}{Y_{MAC}}$	N _{6,NH4}	v _{6,PO4}	$\frac{1}{Y_{MAC}} - 1$	v _{6,SIC}	v _{6,STH}			1
lisis		v _{7,NH4}	v _{7,PO4}		v _{7,SIC}	v _{7,STH}	f _{XI}	1- f _{XI}	-1

Tabla 44. Matriz estequiométrica de los procesos anaerobios llevados a cabo por las bacterias metanogénicas acetotróficas.

Componente Proceso	S _{H2}	S _{NH4}	S _{PO4}	S _{CH4}	S _{IC}	S _{TH}	X _I	X _S	X _{MH2}
Conversión del Hidrógeno en Metano	$\frac{-1}{Y_{MH2}}$	v _{8,NH4}	v _{8,PO4}	$\frac{1}{Y_{MH2}} - 1$	v _{8,SIC}	v _{8,STH}			1
lisis		v _{9,NH4}	v _{9,PO4}		v _{9,SIC}	v _{9,STH}	f _{XI}	1- f _{XI}	-1

Tabla 45. Matriz estequiométrica de los procesos anaerobios llevados a cabo por las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas.

Los procesos de lisis engloban todos los procesos de desaparición de la biomasa (muerte, lisis, predación, etc.). Por muerte de las bacterias se genera una pequeña fracción de materia orgánica suspendida no biodegradable (X_I) y materia orgánica lentamente biodegradable (X_S) que tras ser hidrolizada puede ser utilizada como sustrato por las bacterias acidogénicas. Los procesos de desaparición de todos los grupos de bacterias se han modelado de forma análoga.

Por último quedarían los procesos relacionados con los gases formados (Tabla 46).

Componente	S_{H_2}	S_{CH_4}	S_{IC}	S_{TH}
Desorción de CO_2			-1	-2
Desorción de CH_4		-1		
Desorción de H_2	-1			

Tabla 46. Matriz estequiométrica de los procesos anaerobios relacionados con los gases formados.

Aunque para el hidrógeno y el metano se podría asumir el equilibrio entre las fases líquida y gaseosa, se han modelado de forma análoga al dióxido de carbono.

En las Tabla 47 observamos la cinética de los procesos anaerobios.

Proceso	Velocidad de reacción
Hidrólisis	$K_h \cdot \eta_{fe} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{K_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{X_S/X_{ACID}}{K_X + X_S/X_{ACID}} \cdot X_{ACID}$
Fermentación	$\mu_{ACID} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{K_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_{ACID}$
Lisis de X_{ACID}	$b_{ACID} \cdot X_{ACID}$
Acetogénesis	$\mu_{ACET} \cdot \frac{S_{PRO}}{K_{PRO} + S_{PRO}} \cdot \frac{K_{I,A}}{K_{I,A} + S_A} \cdot \frac{K_{I,H_2}}{K_{I,H_2} + S_{H_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{10^{-pH}}{K_{PH} + 10^{-pH}} \cdot \frac{K_{I,PH}}{K_{I,PH} + 10^{-pH}} \cdot \frac{1}{f_{pH}} \cdot X_{ACET}$
Lisis X_{ACET}	$b_{ACET} \cdot X_{ACET}$
Crecimiento X_{MH_2}	$\mu_{MH_2} \cdot \frac{S_{H_2}}{K_{H_2} + S_{H_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{10^{-pH}}{K_{PH} + 10^{-pH}} \cdot \frac{K_{I,PH}}{K_{I,PH} + 10^{-pH}} \cdot \frac{1}{f_{pH}} \cdot X_{MH_2}$
Lisis X_{MH_2}	$b_{MH_2} \cdot X_{MH_2}$
Crecimiento X_{MAC}	$\mu_{MAC} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{10^{-pH}}{K_{PH} + 10^{-pH}} \cdot \frac{K_{I,PH}}{K_{I,PH} + S_{H_2}} \cdot \frac{1}{f_{pH}} \cdot X_{MAC}$
Lisis X_{MAC}	$b_{MAC} \cdot X_{MAC}$
Desorción CH_4	$K_L a_{CH_4} \cdot (S_{CH_4} - C_{CH_4}^*)$
Desorción H_2	$K_L a_{H_2} \cdot (S_{H_2} - C_{H_2}^*)$
Desorción CO_2	$K_L a_{CO_2} \cdot (S_{CO_2} - C_{CO_2}^*)$

Tabla 47. Velocidades de reacción de los procesos anaerobios.

11.3 PROCESOS QUÍMICOS

Aunque es bien conocida la presencia de potasio, magnesio y calcio en la materia orgánica, los modelos matemáticos desarrollados hasta el momento han considerado despreciable este contenido a los efectos de las predicciones que realiza. No obstante, la inclusión de los modelos de precipitación, en los que intervienen dichos cationes, y las elevadas concentraciones de DQO en los fangos espesados, hacen necesaria la toma en consideración del contenido de estos cationes en la materia orgánica.

Para ello se realizó una modificación en el modelo matemático, en la cual se introdujeron los contenidos en potasio, magnesio y calcio en las distintas fracciones de materia orgánica (S_F , S_I , X_S , X_I y X_{BM}). De esta forma el modelo es capaz de reproducir las variaciones de estos cationes en los procesos de crecimiento y lisis celular que pueden tener gran importancia en las operaciones de tratamiento de fangos, especialmente espesado y digestión.

El modelo utilizado contempla los procesos de precipitación inducidos biológicamente en el tratamiento de aguas residuales. Este modelo representa los procesos de precipitación y redisolución mediante expresiones cinéticas. Los procesos considerados y sus respectivas velocidades de reacción se muestran en la Tabla 48.

Proceso	Velocidad de reacción
Precipitación Estruvita	$k_{pMAP} \cdot \frac{K_{MAP1}}{K_{MAP1} + \frac{X_{MAP}}{X_{TSS}}} \cdot \left([Mg^{2+}]^{\frac{1}{3}} [NH_4^+]^{\frac{1}{3}} [PO_4^{3-}]^{\frac{1}{3}} - \left(\frac{K_{PSMAP}}{\gamma_m \gamma_d \cdot \gamma_t} \right)^{\frac{1}{3}} \right)^3 \cdot \frac{1 + \text{signo}(IS_{MAP})}{2}$
Disolución Estruvita	$k_{dMAP} \cdot \frac{X_{MAP}}{K_{MAP2} + X_{MAP}} \cdot \left([Mg^{2+}]^{\frac{1}{3}} [NH_4^+]^{\frac{1}{3}} [PO_4^{3-}]^{\frac{1}{3}} - \left(\frac{K_{PSMAP}}{\gamma_m \gamma_d \cdot \gamma_t} \right)^{\frac{1}{3}} \right)^3 \cdot \frac{-1 + \text{signo}(IS_{MAP})}{2}$
Precipitación Newberita	$k_{pNew} \cdot \frac{K_{New1}}{K_{New1} + \frac{X_{New}}{X_{TSS}}} \cdot \left([Mg^{2+}]^{\frac{1}{2}} [HPO_4^{2-}]^{\frac{1}{2}} - \left(\frac{K_{PSNew}}{\gamma_d^2} \right)^{\frac{1}{2}} \right)^2 \cdot \frac{1 + \text{signo}(IS_{New})}{2}$
Disolución Newberita	$k_{dNew} \cdot \frac{X_{New}}{K_{New2} + X_{New}} \cdot \left([Mg^{2+}]^{\frac{1}{2}} [HPO_4^{2-}]^{\frac{1}{2}} - \left(\frac{K_{PSNew}}{\gamma_d^2} \right)^{\frac{1}{2}} \right)^2 \cdot \frac{1 - \text{signo}(IS_{New})}{2}$

Proceso	Velocidad de reacción
Precipitación ACP	$k_{pACP} \cdot \frac{K_{ACP1}}{K_{ACP1} + \frac{X_{ACP}}{X_{TSS}}} \cdot \left([Ca^{2+}]^3 [PO_4^{3-}]^2 - \left(\frac{K_{PSACP}}{\gamma_d^3 \cdot \gamma_t^2} \right)^{\frac{1}{5}} \right)^2 \cdot \frac{1 + \text{signo}(IS_{ACP})}{2}$
Disolución ACP	$k_{dACP} \cdot \frac{X_{ACP}}{K_{ACP2} + X_{ACP}} \cdot \left([Ca^{2+}]^3 [PO_4^{3-}]^2 - \left(\frac{K_{PSACP}}{\gamma_d^3 \cdot \gamma_t^2} \right)^{\frac{1}{5}} \right)^2 \cdot \frac{1 - \text{signo}(IS_{ACP})}{2}$
Precipitación HAP	$k_{HAP} \cdot \frac{X_{ACP}}{K_{HAP} + X_{ACP}}$
Precipitación Variscita	$k_{pVar} \cdot \frac{K_{Var1}}{K_{Var1} + \frac{X_{Var}}{X_{TSS}}} \cdot \left([Al^{3+}]^{\frac{1}{2}} [PO_4^{3-}]^{\frac{1}{2}} - \left(\frac{K_{PSVar}}{\gamma_t^2} \right)^{\frac{1}{2}} \right)^2 \cdot \frac{1 + \text{signo}(IS_{Var})}{2}$
Disolución Variscita	$k_{dVar} \cdot \frac{X_{Var}}{K_{Var2} + X_{Var}} \cdot \left([Al^{3+}]^{\frac{1}{2}} [PO_4^{3-}]^{\frac{1}{2}} - \left(\frac{K_{PSVar}}{\gamma_t^2} \right)^{\frac{1}{2}} \right)^2 \cdot \frac{1 - \text{signo}(IS_{Var})}{2}$
Precipitación Estrengita	$k_{pEst} \cdot \frac{K_{Est1}}{K_{Est1} + \frac{X_{Est}}{X_{TSS}}} \cdot \left([Fe^{3+}]^{\frac{1}{2}} [PO_4^{3-}]^{\frac{1}{2}} - \left(\frac{K_{PSEst}}{\gamma_t^2} \right)^{\frac{1}{2}} \right)^2 \cdot \frac{1 + \text{signo}(IS_{Est})}{2}$
Disolución Estrengita	$k_{dEst} \cdot \frac{X_{Est}}{K_{Est2} + X_{Est}} \cdot \left([Fe^{3+}]^{\frac{1}{2}} [PO_4^{3-}]^{\frac{1}{2}} - \left(\frac{K_{PSEst}}{\gamma_t^2} \right)^{\frac{1}{2}} \right)^2 \cdot \frac{1 - \text{signo}(IS_{Est})}{2}$
Precipitación Vivianita	$k_{pViv} \cdot \frac{K_{Viv1}}{K_{Viv1} + \frac{X_{Viv}}{X_{TSS}}} \cdot \left([Fe^{2+}]^3 [PO_4^{3-}]^2 - \left(\frac{K_{PSViv}}{\gamma_d^3 \cdot \gamma_t^2} \right)^{\frac{1}{2}} \right)^2 \cdot \frac{1 + \text{signo}(IS_{Viv})}{2}$
Disolución Vivianita	$k_{dViv} \cdot \frac{X_{Viv}}{K_{Viv2} + X_{Viv}} \cdot \left([Fe^{2+}]^3 [PO_4^{3-}]^2 - \left(\frac{K_{PSViv}}{\gamma_d^3 \cdot \gamma_t^2} \right)^{\frac{1}{2}} \right)^2 \cdot \frac{1 - \text{signo}(IS_{Viv})}{2}$
Precipitación Calcita	$k_{pCal} \cdot \frac{K_{Cal1}}{K_{Cal1} + \frac{X_{Cal}}{X_{TSS}}} \cdot \left([Ca^{2+}]^{\frac{1}{2}} [CO_3^{2-}]^{\frac{1}{2}} - \left(\frac{K_{PSCal}}{\gamma_d^2} \right)^{\frac{1}{2}} \right)^2 \cdot \frac{1 + \text{signo}(IS_{Cal})}{2}$
Disolución Calcita	$k_{dCal} \cdot \frac{X_{Cal}}{K_{Cal2} + X_{Cal}} \cdot \left([Ca^{2+}]^{\frac{1}{2}} [CO_3^{2-}]^{\frac{1}{2}} - \left(\frac{K_{PSCal}}{\gamma_d^2} \right)^{\frac{1}{2}} \right)^2 \cdot \frac{1 - \text{signo}(IS_{Cal})}{2}$

Tabla 48. Velocidades de los procesos de precipitación y redisolución

11.4 MODELO DE SEDIMENTACIÓN

El modelo del decantador incluye las zonas de clarificación, sedimentación y compresión del fango, de forma que se pueden obtener no sólo las concentraciones del efluente y de la recirculación de fangos, sino también el perfil de concentraciones en el decantador. De esta manera, se puede conocer la posición del manto de fangos en cada momento y la capacidad de almacenamiento de fangos del decantador.

En este modelo se asume que los gradientes horizontales de concentración de sólidos en el decantador son despreciables y, por tanto, sólo se modelan los procesos en la dirección vertical.

El modelo de decantación se basa en la teoría del flujo de sólidos propuesta por Kynch en 1952. Esta teoría afirma que la velocidad de sedimentación de los sólidos en una suspensión sólo varía con la concentración inicial en la zona de sedimentación retardada. Según este modelo, el flujo total de sólidos que se produce en el decantador se puede expresar como:

$$j_T = j_b + j_s$$

es decir, la suma del flujo debido a la sedimentación (j_s) y el flujo debido al arrastre de sólidos producido por los caudales de agua sobrenadante y de fango espesado (j_b).

El flujo debido al arrastre se puede expresar como:

$$j_b = V \cdot X$$

donde V es la velocidad del agua o del fango y depende de la sección del decantador y la zona del decantador donde se evalúe (Figura 85):

- Parte superior a la alimentación ($y \geq y_f$):

$$V_{OV} = -\frac{Q_E}{A}$$

- Parte inferior a la alimentación ($y < y_f$):

$$V_{UN} = -\frac{Q_R}{A}$$

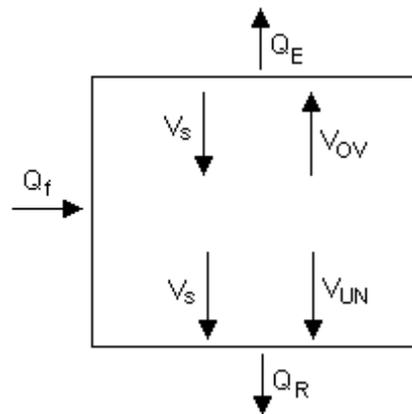


Figura 85. Esquema de un decantador.

El flujo de sólidos debido a la sedimentación será el producto de la velocidad de sedimentación de los sólidos por la concentración de sólidos existente:

$$j_s = V_s \cdot X$$

De todos los modelos de sedimentación propuestos por la teoría del flujo, el más aceptado y utilizado es el modelo exponencial de Vesilind (1968):

$$V_{zs} = V_0 \cdot \exp(-n \cdot X)$$

Sin embargo, este modelo únicamente es válido en el intervalo de concentraciones donde se puede asumir que se produce una sedimentación zonal. Mediante experimentos de sedimentación en una probeta graduada para disoluciones con distintas concentraciones de sólidos, se pueden obtener los valores de la velocidad de sedimentación zonal por simple observación del descenso de la interfase que separa los sólidos que sedimentan del líquido clarificado.

El modelo exponencial de Vesilind, solamente describe el comportamiento de la sedimentación zonal, pero en los decantadores también se producen otros procesos que afectan al flujo de sólidos, como son la sedimentación floculada y la compresión del fango, que también han de quedar bien definidos para poder obtener un modelo de flujo general.

11.4.1 SEDIMENTACIÓN FLOCULADA

El efecto de la sedimentación floculada se considera importante en las capas más elevadas del decantador, donde la concentración de sólidos es demasiado baja como para que se pueda producir una sedimentación zonal.

Patry y Takács en 1992 comprobaron que en esta zona de bajas concentraciones, la velocidad de sedimentación aumenta con la concentración de sólidos debido a que el efecto de floculación es más importante cuanto mayor sea la concentración de sólidos.

Esta floculación se podría explicar como el aumento del tamaño medio de las partículas de mayor diámetro debido al arrastre de las partículas de menor diámetro (más numerosas) que se encuentran por el camino durante la sedimentación. Este efecto de arrastre se produce por las diferentes velocidades con que sedimentan las partículas discretas en función de su tamaño.

Por tanto, el efecto de la floculación será mayor a medida que aumenta la concentración de sólidos. Así, la velocidad de sedimentación aumentará hasta llegar a un valor máximo de la velocidad de sedimentación efectiva (V_{Smax}).

Esta velocidad máxima se puede entender como el momento en el que las partículas de mayor diámetro ya han arrastrado a la gran mayoría de las de menor diámetro y se ha conseguido un estado de igualdad de diámetros (y por tanto, también de velocidades de sedimentación discreta) entre las partículas que anula el efecto de floculación anterior. Las concentraciones de sólidos para las que se produce este efecto de extinción de la floculación dependen de las características del fango, fundamentalmente de la distribución de tamaños de partícula en los fangos introducidos al decantador y de la facilidad de las partículas para flocular. En la Figura 86 se puede ver la variación de la velocidad de sedimentación en función de la concentración del fango.

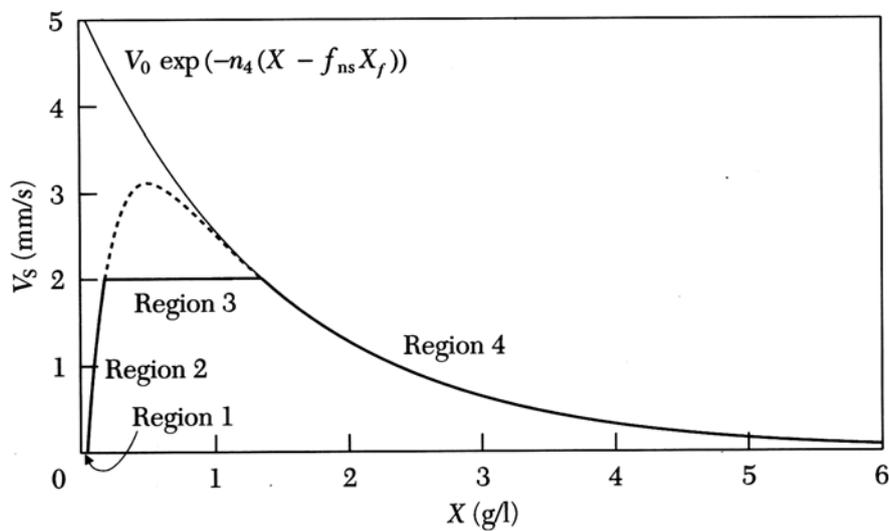


Figura 86. Velocidad de sedimentación considerando la sedimentabilidad de sólidos dispersos y floculados (Ekama et al., 1997).

Teniendo en cuenta estas consideraciones, la expresión general para la velocidad de sedimentación se puede expresar de la siguiente forma (Takács et al., 1991):

$$V_s = \max \left[0, \min \left[V_{MAX}, V_0 \cdot (e^{-r_h \cdot X^*} - e^{-r_p \cdot X^*}) \right] \right]$$

donde X^* es la concentración de sólidos sedimentables, es decir, el total de sólidos existentes (X) menos los sólidos no sedimentables (X_{min}).

Los sólidos no sedimentables se pueden obtener en función de la fracción de sólidos no sedimentables existentes en el fango (f_{ns}) según la siguiente expresión:

$$X_{\min} = f_{ns} \cdot X_f$$

y por tanto,

$$X^* = X - f_{ns} \cdot X_f$$

Según este modelo global, para obtener la velocidad de sedimentación de un fango en el decantador en función de la concentración de sólidos existente en cada zona del mismo, debemos conocer los siguientes parámetros para ese fango:

- V_0 (m/h): Máxima velocidad de sedimentación zonal.
- $V_{S\max}$ (m/h): Máxima velocidad de sedimentación efectiva.
- r_h (m³/g): Parámetro característico de la sedimentación zonal.
- r_p (m³/g): Parámetro característico de la sedimentación floculada.
- f_{ns} : Fracción no sedimentable de los sólidos en la entrada.

La obtención de los parámetros V_0 y r_h experimentalmente requiere por lo menos entre 6 y 10 experimentos de sedimentación con un intervalo de concentraciones de 2 a 12 g/l. Esto supone un elevado tiempo de experimentación, ya que para concentraciones superiores a los 6 g/l, el experimento para determinar la velocidad de sedimentación zonal puede alargarse más de 3 horas.

Dado el trabajo que supone la obtención de estos parámetros para cada fango, y también los problemas de desnitrificación que pueden aparecer en las columnas de sedimentación, se han propuesto diversas correlaciones empíricas de V_0 y r_h con los diferentes parámetros de sedimentabilidad de los fangos, fundamentalmente con el índice volumétrico del fango (IVF).

De esta manera se pueden obtener valores aproximados de V_0 y r_h a partir de los valores de determinados parámetros que no requieren tanto tiempo experimental.

Por lo que respecta a los parámetros de sedimentación floculada ($V_{S_{max}}$ y r_p), como primera aproximación se suele dar a la velocidad máxima de sedimentación efectiva ($V_{S_{max}}$) un valor del orden del de la velocidad máxima de sedimentación teórica (V_0). Para el parámetro r_p , los valores suelen estar en un orden de magnitud superior a los valores de r_h (Ekama et al., 1997).

Teniendo en cuenta estas consideraciones, y usando la correlación empírica propuesta por Härtel y Pöpel (1992) se han utilizado los parámetros de la Tabla 49 para el modelo de sedimentación.

Parámetro	Valor Utilizado
V_0 (m/d)	435
$V_{S_{max}}$ (m/d)	250
r_h (m ³ /g)	0.000157
r_p (m ³ /g)	0.0007
f_{ns}	0.003

Tabla 49. Valores de los parámetros de sedimentación utilizados en el diseño de la solución variante.

11.4.2 ZONA DE COMPRESIÓN

El modelo anterior para la velocidad de sedimentación sólo tiene en cuenta el comportamiento de los sólidos desde concentraciones muy bajas hasta concentraciones altas donde aún se produce una sedimentación zonal. Por tanto, no representa el comportamiento de los sólidos cuando dejan la sedimentación zonal y el fango comienza a comprimirse por el propio peso de los sólidos que van sedimentando.

Este efecto de compresión hará que la velocidad de sedimentación real en las capas inferiores del decantador sea muy inferior a la que se obtendría si la sedimentación fuera zonal con esa misma concentración.

Härtel y Pöpel (1992), propusieron una función correctora para tener en cuenta este efecto de reducción de la velocidad de sedimentación (Figura 87). Esta función (Ω) solamente debe ser aplicable para las zonas de transición y compresión que aparecen en las capas más bajas del decantador. Por lo tanto, para las capas más elevadas, $\Omega = 1$ mientras que a partir de la zona de transición, el valor de Ω irá disminuyendo hasta anular la velocidad de sedimentación en el fondo del decantador (0).

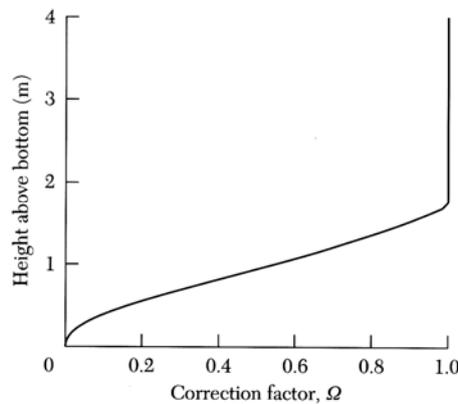


Figura 87. Factor de corrección de la sedimentación para una alimentación al decantador a 1'8 m del fondo del decantador.

El modelo de sedimentación utilizado utiliza la ecuación propuesta por Otterpohl y Freund (1992) para corregir el flujo de sedimentación en función de la altura en el decantador:

$$\Omega = \frac{1 - B \cdot h_t^{-\left(1 + \frac{2 \cdot IVF}{100 + IVF}\right)}}{1 - B \cdot Z^{-\left(1 + \frac{2 \cdot IVF}{100 + IVF}\right)}}$$

donde:

$$B = - \left(\frac{100 + IVF}{IVF} + 1 \right) \cdot h_c \left(1 + \frac{2 \cdot IVF}{100 + IVF} \right)$$

$$h_t = \min(2 \cdot h_c, h_f)$$

$$h_c = \left(1 - \frac{1}{X_c \cdot r_h} \right) \cdot \left(\frac{X_f \cdot h_f}{X_c} \right)$$

$$X_c = \frac{480}{IVF}$$

Con esta función correctora, el flujo de sedimentación de sólidos se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$j_s = \Omega(z) \cdot V_s(X) \cdot X$$

Teniendo en cuenta que el flujo de sólidos viene determinado por la suma del flujo por arrastre y el flujo de sedimentación, la ecuación diferencial que describe el proceso de sedimentación en la dirección vertical de los decantadores y espesadores será:

$$- \frac{\partial X}{\partial t} = V \cdot \frac{\partial X}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial y} (\Omega \cdot V_s \cdot X)$$

Para poder obtener el perfil de concentraciones que se establece en el decantador desde la concentración del agua sobrenadante hasta la concentración del fango espesado, se ha dividido el decantador en 10 capas de igual altura y se aplica un balance de materia a cada una, considerando cada capa como un reactor de tanque agitado.

Las entradas y salidas de materia de cada capa vienen dadas por el flujo total de sólidos que se establece en el decantador. En la capa de alimentación estará la entrada de agua proveniente del reactor de fangos activados y las capas inferior y superior del decantador tendrán las salidas de fango espesado y efluente respectivamente.

Para poder modelar los procesos biológicos que se producen en el decantador se ha utilizado la misma estructura de cálculo que en los reactores de fangos activados, considerando las capas del decantador como una serie de reactores donde las salidas y entradas de materia vienen dadas por los flujos de sedimentación que se establecen en función de la concentración de sólidos totales en cada capa.