



UNIVERSITAT JAUME I

ESCOLA SUPERIOR DE TECNOLOGIA I CIÈNCIES
EXPERIMENTALS

MÁSTER UNIVERSITARIO EN EFICIENCIA ENERGÉTICA Y SOSTENIBILIDAD

***“Estudio del comportamiento
hidrodinámico de un reactor biológico
con sistema de aireación superficial con
turbinas de eje vertical”***

PROYECTO FINAL DE MÁSTER

AUTOR
Enrique Font Vicent

DIRECTOR
Sergio Chiva Vicent

Castellón, septiembre 2014

ÍNDICE DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. Objeto y justificación	1
1.2. Alcance	3
2. FUNCIONAMIENTO DE UNA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES	5
2.1. Contaminantes del agua residual urbana	5
2.2. Caracterización del agua residual urbana	6
2.3. Etapas principales en el funcionamiento de una EDAR.....	7
2.3.1. Recogida y conducción.....	7
2.3.1. Tratamiento	7
2.3.2. Evacuación	8
2.4. Etapas de tratamiento del agua residual en una EDAR.....	8
2.4.1. Línea de agua	8
2.4.2. Línea de fangos	13
3. TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS	15
3.1. Tratamientos biológicos de fangos activos.....	15
3.1.1. Descripción del proceso	15
3.1.2. Reacciones de oxidación biológica.....	16
3.1.3. Tipos de procesos de fangos activados.....	17
3.1.4. Procesos convencionales de media carga	18
3.2. Sistemas de aireación utilizados en los tratamientos biológicos.	19
3.2.1. Funciones básicas de un sistema de aireación.....	19
3.2.2. Clasificación de los sistemas de aireación.....	20
3.2.3. Aireadores superficiales	20
3.2.4. Aireadores subsuperficiales	22
4. ANÁLISIS DE LA DISTRIBUCIÓN DEL TIEMPO DE RESIDENCIA MEDIANTE EL USO DE LA TÉCNICA EXPERIMENTAL DE LOS TRAZADORES INERTES	23
4.1. Introducción.....	23
4.2. Distribución del tiempo de residencia (DTR)	24
4.3. Trazadores	24
4.4. Inyección en pulso	24
4.5. Análisis de la Distribución de Tiempos de Residencia.....	25
4.5.1. Elaboración de modelos.....	27

4.5.1. Comportamiento del flujo.....	32
4.5.2. Caracterización de la distribución del tiempo de residencia	32
5. DESCRIPCIÓN DE LAS HERRAMIENTAS DE DINÁMICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL (CFD)	35
5.1. Esquema del análisis CFD	36
5.1.1. Geometría	36
5.1.2. Discretización	36
5.1.3. Configuración del método numérico	36
5.1.4. Resolución	37
5.1.5. Análisis de los resultados	37
5.2. Ecuaciones de conservación	37
5.3. Método de resolución: volúmenes finitos	38
5.3.1. Descripción del método	38
5.3.2. Conceptos básicos.....	40
5.3.3. Ecuaciones de Navier-Stokes para fluidos Newtonianos	46
6. DESCRIPCIÓN DE LA EDAR ESTUDIADA.....	51
6.1. Descripción del proceso	51
6.2. Parámetros físicos de la etapa secundaria	54
6.3. Funcionamiento de la etapa secundaria.....	55
6.3.1. Tiempo de residencia teórico.....	56
6.3.2. Demanda de oxígeno disuelto del reactor.....	56
7. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.....	59
7.1. Puntos de extracción de muestras	59
7.2. Preparación y procesado de las muestras en el laboratorio	61
8. RESULTADOS ENSAYO EXPERIMENTAL.....	63
8.1. Distribuciones obtenidas en los puntos de control.....	63
8.1.1. DTR en el tanque 1	63
8.1.2. DTR en el tanque 2	65
8.1.3. DTR en el tanque 3 (salida del reactor biológico)	66
8.1.4. DTR en la recirculación.....	67
8.1.5. DTR en zona de decantación.....	68
8.2. Cálculos del estudio de trazadores	70
8.2.1. Cálculo del balance másico de trazador.....	71
8.2.2. Cálculo del tiempo de residencia del reactor biológico	72
8.2.3. Cálculos del tiempo de residencia de los tanques 1 y 2.....	72
8.2.4. Estimación de la diferencia de caudal de reparto.....	73

8.3. Caracterización de la DTR.....	74
8.3.1. Caracterización de la DTR de la salida del reactor	75
8.4. Distribuciones de oxígeno disuelto	77
8.5. Cálculo de la demanda de oxígeno disuelto	79
8.5.1. Paso 1. Cargas contaminantes	79
8.5.2. Paso 2. Límite de vertido y cargas a eliminar	80
8.5.3. Paso 3. Parámetros operacionales.....	80
8.5.4. Paso 4. Edad mínima del fango para nitrificar	81
8.5.5. Paso 6. Cálculo de la demanda de oxígeno	82
8.5.6. Paso 7. Cálculo del factor de corrección	83
8.5.7. Paso 8. Cálculo de la demanda en condiciones estándar	83
8.5.8. Paso 9. Aporte de las turbinas	84
9. MODELO HIDRODINÁMICO DE LA EDAR	85
9.1. Introducción.....	85
9.1.1. TANQUES EN SERIE SIN RECIRCULACIÓN	85
9.1.2. TANQUES EN SERIE CON RECIRCULACIÓN EXTERNA	86
9.1.3. Cálculo del tiempo de residencia en el primer tanque de un sistema	88
9.2. Modelo hidrodinámico propuesto	89
10. MODELO BIOWIN DE LA EDAR	95
10.1. Configuración de la EDAR en BioWin.....	96
10.2. Tabla resultados BIOWIN	99
11. MODELIZACION CON HERRAMIENTAS CFD.....	101
11.1. descripción y simulaciones realizadas	101
11.1.1. Geometría	102
11.1.2. Malla	102
11.1.3. Elaboración del modelo, cálculo e interpretación de resultados.....	102
11.2. Simulaciones realizadas	102
11.2.1. Simulaciones en el tanque 1	103
11.2.2. Simulaciones en la arqueta de reparto	106
12. CONCLUSIONES.....	113
12.1. Análisis del comportamiento hidrodinámico. Trazadores inertes.....	113
12.2. Estudio de las concentraciones de oxígeno disuelto en el reactor	114
12.3. Modelo hidrodinámico.....	114
12.4. Modelo BioWin	115
12.5. Aplicación de herramientas CFD.....	115

13. PRESUPUESTO DE ELABORACIÓN DEL ESTUDIO.....	117
14. ANEXO I PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL	119
14.1. Breve descripción del reactor.....	119
14.2. Realización del experimento	121
14.2.1. Descripción de los puntos de medida	121
14.2.2. Material.....	121
14.3. Condiciones de trabajo del reactor.....	121
14.4. Procedimiento experimental.....	121
14.4.1. Toma de concentraciones de oxígeno disuelto en función de la posición y de la altura.....	124
15. ANEXO II. PROCESADO DE MUESTRAS. ESPECTROFOTÓMETRO DE FLUORESCENCIA.....	125
15.1. Preparación de muestras en el laboratorio	126
15.2. Detección y calibrado	126
16. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	129

1. INTRODUCCIÓN

El agua es un bien indispensable para la vida y no solo debe estar presente en la cantidad necesaria, sino también en la calidad adecuada. Históricamente, la sociedad solo se ha preocupado por obtener de la naturaleza la cantidad de agua que necesitaba para el desarrollo de sus actividades, y no es hasta el siglo XX con el aumento de la actividad industrial y el crecimiento de la población mundial y su concentración en grandes ciudades, cuando la sociedad empieza a adquirir conciencia de lo que le ocurre al agua una vez se ha utilizado, y los problemas que esta puede ocasionar al medio ambiente e incluso a la salud de las personas.

La depuración de las aguas residuales surge en respuesta a los problemas que el agua usada genera, permitiendo mediante una serie de procesos y tratamientos, devolverla a la naturaleza en un estado similar a cuando se obtuvo, o por lo menos con unas características que no supongan un peligro para el medio ambiente o la salud de seres vivos.

El tratamiento de aguas residuales es una operación clave en la industria de procesos, ya sea para cumplir con normas ambientales o para evitar los impactos negativos citados. Es conveniente que todo ingeniero conozca los fundamentos del tratamiento de aguas residuales y sobre todo, las diferentes tecnologías existentes. De esta forma, se podrán llevar a término los procesos de depuración bajo el prisma de la eficiencia energética, es decir, cumpliendo los objetivos requeridos consumiendo la mínima energía.

1.1. OBJETO Y JUSTIFICACIÓN

El propósito de este estudio consiste en la realización de un análisis para ampliar el conocimiento y poder emprender una primera etapa de optimización del proceso de depuración de aguas residuales que se lleva a cabo en una determinada EDAR. La realización de este trabajo surge ante la necesidad de estudiar el funcionamiento de una determinada

EDAR sobre la cual se han realizado escasos estudios y propuestas de mejora desde su construcción.

Como es conocido, la mayor parte de la energía consumida en la explotación anual en una EDAR se corresponde con la aireación del reactor biológico. Además, para el caso en particular de la EDAR objeto de estudio, este punto se maximiza. Esto es debido a que el sistema de aireación consiste en turbinas de aireación, las cuales presentan el consumo más elevado de entre las diferentes tecnologías de aireación. Por ello, el estudio a realizar se centra en el reactor biológico y la etapa secundaria, la cual presenta mayor complejidad de explotación.

El estudio se centra principalmente en la realización de un análisis del comportamiento hidrodinámico de la etapa secundaria de una EDAR mediante técnicas experimentales con trazadores inertes. Se tomarán medidas de la concentración de trazador en diferentes puntos a lo largo del reactor biológico y de la decantación secundaria, lo que permite analizar de forma experimental el comportamiento del flujo. El análisis experimental se llevará a cabo de forma que se puedan estudiar de forma separada, a modo de compartimentos, cada uno de los tres tanques que conforman el reactor. Además, se analizará de forma cualitativa la zona de decantación secundaria para determinar si existen anomalías en el reparto a ambos decantadores.

En una segunda etapa, se elaborará un modelo de flujo que reproduzca de forma sencilla el comportamiento hidrodinámico en los tanques de aireación. De esta forma, se podrá trasladar el conocimiento obtenido para elaborar la configuración de un modelo de simulación y reproducir el comportamiento de la EDAR mediante un software de control de procesos en EDAR.

Se realizará el cálculo de la demanda de oxígeno derivada del proceso, de forma que se pueda verificar el aporte y las limitaciones del sistema de aireación en relación a las necesidades del proceso. Posteriormente, se realizarán medidas de oxígeno disuelto en el licor mezcla en diferentes puntos del reactor y a diferentes profundidades. Estas medidas de concentración de oxígeno permitirán conocer y estudiar en mayor detalle el funcionamiento del reactor, así como validar el modelo de simulación. Además, utilizando el oxígeno como trazador, se podrá caracterizar el aporte real y el comportamiento de las turbinas de aireación. Las medidas se llevarán a término bajo diferentes configuraciones con las que se suele trabajar normalmente en planta. Así, se tomarán medidas de oxígeno para diferentes escenarios, es decir, combinando y modificando las turbinas que estén en posición de marcha o paro.

Por último, se realizarán medidas de DQO, amonio y nitratos en distintos puntos del reactor. Así, se podrán observar si existen gradientes de concentración en función de la posición, lo cual ayudará a entender cómo se produce la degradación de los distintos nutrientes presentes en el licor mezcla y validar los modelos elaborados.

Finalmente, debido a la detección en planta de anomalías puntuales en el comportamiento del flujo, se hará uso de técnicas de simulación computacional de fluidos (CFD) como herramienta de apoyo al estudio hidrodinámico realizado.

1.2. ALCANCE

Se pretende elaborar un modelo de simulación que reproduzca el comportamiento de la EDAR objeto de estudio. Para ello se utilizará un software de control de proceso en EDAR llamado BioWin. Dicho software se usa a nivel mundial y está bien reconocido por la comunidad científica relacionada con el campo del tratamiento de aguas residuales. De esta forma, en futuros estudios, se podrán elaborar diferentes estrategias de explotación mediante el modelo de simulación creado y realizar una optimización del proceso.

Para elaborar el modelo en BioWin, se deben realizar una serie de ensayos experimentales con los que poder definir la configuración del proceso, la distribución y conexión de los tanques y verificar el modelo tras validar los principales parámetros de funcionamiento en planta.

Como se ha comentado, los ensayos experimentales a realizar se centran en la etapa secundaria por ser la más crítica del proceso.

2. FUNCIONAMIENTO DE UNA ESTACIÓN DEPURADORA DE AGUAS RESIDUALES

Una estación depuradora de aguas residuales (EDAR), es una instalación que trata el agua residual recogida por la red de saneamiento de una población o de una industria y, después de una serie de tratamientos y procesos, la devuelve a un cauce receptor (río, mar, ...) sin perjuicio para el medio ambiente.

Cada agua residual es única en sus características aunque en función del tamaño de la población, del sistema de alcantarillado empleado, del grado de industrialización y de la incidencia de la pluviometría, pueden establecerse unos rangos de variación habituales, tanto para los caudales como para las características fisicoquímicas de estos vertidos.

El conocimiento de los caudales y características de las aguas residuales generadas en las aglomeraciones urbanas es básico para el correcto diseño de los sistemas de recogida, tratamiento y evacuación de las mismas.

Las estaciones depuradoras de aguas residuales deben concebirse para poder hacer frente a las variaciones diarias de caudal y carga que experimentan estas aguas.

2.1. CONTAMINANTES DEL AGUA RESIDUAL URBANA

Los principales contaminantes que aparecen en las aguas residuales urbanas son:

- **Objetos gruesos:** trozos de madera, trapos, plásticos, etc., que son arrojados a la red de alcantarillado.
- **Arenas:** bajo esta denominación se engloban las arenas propiamente dichas, gravas y partículas más o menos grandes de origen mineral u orgánico.
- **Grasas y aceites:** sustancias que al no mezclarse con el agua permanecen en su superficie. Su procedencia puede ser tanto doméstica como industrial.

- **Sólidos en suspensión:** partículas de pequeño tamaño y de naturaleza y procedencia muy variadas. Aproximadamente el 60% de los sólidos en suspensión son sedimentables y un 75% son de naturaleza orgánica.
- **Sustancias con requerimientos de oxígeno:** compuestos orgánicos e inorgánicos que se oxidan fácilmente, lo que provoca un consumo del oxígeno presente en el medio al que se vierten.
- **Nutrientes (nitrógeno y fósforo):** su presencia en las aguas es debida principalmente a detergentes y fertilizantes.
- **Agentes patógenos:** organismos (bacterias, protozoos, helmintos y virus), presentes en mayor o menor cantidad en las aguas residuales y que pueden producir o transmitir enfermedades.
- **Contaminantes emergentes:** los hábitos de consumo de la sociedad actual generan una serie de contaminantes que no existían anteriormente. Estas sustancias aparecen principalmente añadidas a productos de cuidado personal, productos de limpieza doméstica, productos farmacéuticos, etc. A esta serie de compuestos se les conoce bajo la denominación genérica de contaminantes emergentes o prioritarios, no eliminándose la mayoría de ellos en las plantas de tratamiento de aguas residuales urbanas.

Normalmente en el tratamiento convencional de las aguas residuales urbanas, la reducción del contenido en los contaminantes descritos suele hacerse de forma secuencial y en el orden en que estos contaminantes se han enumerado anteriormente.

2.2. CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL URBANA

Para caracterizar el agua residual urbana se emplea un conjunto de parámetros que sirven para cuantificar los contaminantes definidos en el apartado anterior. Los parámetros de uso más habitual son los siguientes:

- **Aceites y grasas:** el contenido en aceites y grasas presentes en un agua residual se determina mediante su extracción previa, con un disolvente apropiado y la posterior evaporación del disolvente.
- **Sólidos en suspensión:** se denomina de este modo a la fracción de los sólidos totales que quedan retenidos por una membrana filtrante de un tamaño determinado (0,45 μm). Dentro de los sólidos en suspensión se encuentran los sólidos sedimentables y los no sedimentables.
- **Sustancias con requerimiento de oxígeno:** para la cuantificación de estas sustancias los dos parámetros más utilizados son:
 - **Demanda Biológica de Oxígeno a los 5 días (DBO):** es la cantidad equivalente de oxígeno (mg/l) necesaria para oxidar biológicamente los componentes del agua residual.
 - **Demanda Química de Oxígeno (DQO):** es la cantidad equivalente de oxígeno (mg/l) necesaria para oxidar los componentes orgánicos del agua utilizando agentes químicos oxidantes. La relación DBO_5/DQO indica la biodegradabilidad de las aguas residuales urbanas.

- **Nitrógeno:** se presenta en las aguas residuales en forma de nitrógeno orgánico, amoníaco y, en menor cantidad, de nitratos y nitritos. Para su cuantificación se recurre generalmente a métodos espectrofotométricos.
- **Fósforo:** en las aguas residuales aparece principalmente como fosfatos orgánicos y polifosfatos. Al igual que las distintas formas nitrogenadas, su determinación se realiza mediante métodos espectrofotométricos.
- **Organismos patógenos:** los organismos patógenos se encuentran en las aguas residuales en muy pequeñas cantidades siendo muy difícil su aislamiento, por ello, se emplean habitualmente los coliformes como organismo indicador.

2.3. ETAPAS PRINCIPALES EN EL FUNCIONAMIENTO DE UNA EDAR

Las instalaciones para el tratamiento de las aguas residuales urbanas constan de tres etapas principales:

- Recogida y conducción del agua residual hasta la estación de tratamiento.
- Tratamiento propiamente dicho de las aguas residuales.
- Evacuación de los productos resultantes del tratamiento: efluentes depurados y lodos.

2.3.1. Recogida y conducción

La recogida y conducción de las aguas residuales desde donde se generan hasta la estación depuradora se realiza a través de una compleja red de tuberías (alcantarillado, colectores). Dependiendo de la topografía, las aguas discurrirán por gravedad o será necesario recurrir a su bombeo.

Normalmente, los sistemas de recogida son unitarios, es decir, la red de saneamiento recoge tanto las aguas residuales como las de lluvia. En otros casos, aunque aún en baja proporción, los colectores que llegan a la estación de tratamiento transportan tan sólo aguas residuales, mientras que las aguas de lluvia se recogen en colectores independientes (sistemas separativos).

Con el objetivo de que a la estación depuradora no llegue más caudal del proyectado, en los colectores y/o en las obras de llegada se instalan aliviaderos, que permiten derivar los excesos de caudal en períodos en los que se registran fuertes lluvias.

2.3.1. Tratamiento

El tratamiento de las aguas residuales consta de un conjunto de operaciones físicas, biológicas y químicas, que persiguen eliminar la mayor cantidad posible de contaminantes antes de su vertido, de forma que los niveles de contaminación que queden en los efluentes tratados cumplan los límites legales existentes y puedan ser asimilados de forma natural por los cauces receptores.

2.3.2. Evacuación

Los efluentes depurados, si han alcanzado el grado de tratamiento requerido en cada caso, pueden ser vertidos a los cauces próximos a la estación depuradora. No obstante, y cada vez con mayor frecuencia, los efluentes depurados se destinan a otros usos como la reutilización en riego agrícola, refrigeración industrial, usos recreativos, recarga de acuíferos, etc.

En el caso de los lodos, como alternativas a su descarga en vertederos, debe contemplarse su uso agrícola y su incineración así como otros posibles destinos.

2.4. ETAPAS DE TRATAMIENTO DEL AGUA RESIDUAL EN UNA EDAR.

En una EDAR genérica aparecen principalmente dos líneas de tratamiento: una línea de tratamiento de agua y una línea de tratamiento de fangos.

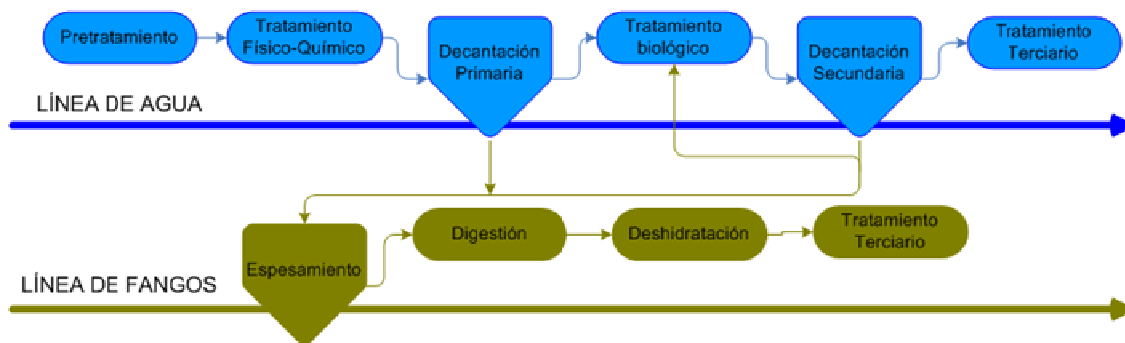


Figura 1. Etapas de tratamiento de una EDAR.

- Línea de agua: incluye los procesos o tratamientos que permiten reducir los contaminantes presentes en el agua residual. El buen o mal funcionamiento de cada etapa influye de forma determinante en el rendimiento de las siguientes.
- Línea de fango: en ella se tratan la mayor parte de los subproductos que se originan en la línea de agua.

2.4.1. Línea de agua

En una línea de agua convencional de tratamiento de agua residual urbana aparecen las siguientes etapas:

- Pretratamientos
- Tratamiento primario
- Tratamiento secundario
- Tratamiento terciario

PRETRATAMIENTO	TRATAMIENTO PRIMARIO	TRATAMIENTO SECUNDARIO	TRATAMIENTO TERCIARIO
Eliminación de objetos gruesos, arenas y grasas. - Desbaste - Tamizado - Desarenado - Desengrasado	Eliminación de materia sedimentable y flotante. - Decantación primaria - Tratamientos físico-químicos (coagulación-floculación)	Eliminación de materia orgánica disuelta o coloidal. - Degradación bacteriana - Decantación secundaria	Eliminación de sólidos en suspensión, materia orgánica residual, nutrientes y patógenos. - Floculación - Filtración - Eliminación de N y P - Desinfección
Procesos físicos	Procesos físicos y químicos	Procesos biológicos	Procesos físicos, químicos y biológicos

Figura 2. Etapas de tratamiento de la Línea de agua

A continuación se describen con mayor detalle las diferentes etapas de la línea de agua:

A. Pretratamiento

Las aguas residuales antes de su tratamiento, propiamente dicho, se someten a un pretratamiento, que comprende una serie de operaciones físicas y mecánicas para separar del agua residual la mayor cantidad posible de materias, que por su naturaleza o tamaño, pueden dar lugar a problemas en las etapas posteriores del tratamiento.

El correcto diseño y posterior mantenimiento de la etapa de pretratamiento son aspectos de gran importancia, pues cualquier deficiencia en los mismos repercutirá negativamente en el resto de las instalaciones originando obstrucciones de tuberías, válvulas y bombas, desgaste de equipos, formación de costras, etc.

Dentro del pretratamiento se incluyen las operaciones de separación de grandes sólidos, desbaste, tamizado y desarenado-desengrase.

A.1. Separación de grandes sólidos

El agua residual a tratar puede tener la presencia de sólidos de gran tamaño. Normalmente para su eliminación se ubica en cabecera de la instalación de depuración un pozo de gruesos, que permite la separación de estos elementos, además de facilitar la eliminación de arenas.

La retirada de los sólidos suele efectuarse mediante una cuchara anfibia que los deposita en contenedores, como paso previo a su envío a vertedero o incineración.

A.2. Desbaste

El objetivo del desbaste es la eliminación de los sólidos de pequeño y mediano tamaño (trozos de madera, trapos, raíces, etc.) que de otro modo podrían deteriorar o bloquear los equipos mecánicos y obstruir el paso de la corriente de agua.

El procedimiento más usual consiste en hacer pasar las aguas a través de rejas que, de acuerdo con la separación entre los barrotes, pueden clasificarse en:

- Desbaste de gruesos: el paso libre entre los barrotes es de 50 a 100 mm.

- Desbaste de finos: el paso libre entre los barrotes es de 10 a 25 mm.

En función de su geometría, las rejillas pueden ser rectas o curvas y, según como se ejecute la extracción de los residuos retenidos en los barrotes, se distingue entre rejillas de limpieza manual y rejillas de limpieza automática.

En grandes instalaciones de depuración se hacen pasar los residuos extraídos de las rejillas por mecanismos de compactación, con objeto de reducir su volumen antes de ser depositados en contenedores.

A.3. Tamizado

Tiene por objeto la reducción del contenido en sólidos en suspensión de las aguas residuales, mediante su filtración a través de un soporte delgado dotado de ranuras de paso. Los más habituales son los tamices estáticos autolimpiantes y los tamices rotativos.

- Los tamices estáticos autolimpiantes constan de un enrejado, constituido por barras de acero inoxidable. El agua a tratar se alimenta por la parte superior del tamiz, los sólidos de tamaño superior a la luz de paso quedan retenidos por el enrejado y, debido a la inclinación de este, ruedan hasta un contenedor situado en la parte inferior. Por su parte, la fracción líquida, conteniendo los sólidos de tamaño inferior al tamaño de paso, atraviesa el enrejado y se recoge en una tubería situada en la parte inferior del tamiz.

- Los tamices rotativos están constituidos por un enrejado cilíndrico de eje horizontal, formado por barras de acero inoxidable, de sección trapezoidal. El enrejado gira lentamente accionado por un motorreductor. La alimentación al tamiz se efectúa por su parte exterior. Los sólidos de tamaño superior a la luz de paso quedan retenidos en la parte externa del cilindro y la eliminación de la capa de sólidos retenidos en la periferia del tamiz se logra mediante la acción de una cuchilla y del propio giro de la unidad. La fracción líquida, con los sólidos de tamaño inferior a la luz de paso, atraviesa el enrejado cilíndrico y se conduce hacia la zona de evacuación.

A.4. Desarenado

Tiene por objetivo la eliminación de materias pesadas de tamaño superior a 0,2 mm, para evitar que sedimenten en canales y conducciones y para proteger a las bombas y otros elementos de la abrasión.

Aparte de las arenas propiamente dichas, en esta operación se eliminan también gravas y partículas minerales, así como elementos de origen orgánico, no putrescibles (granos de café, semillas, huesos, cáscaras de frutas y huevos, etc.).

- Los canales desarenadores de flujo variable se emplean en pequeñas instalaciones de depuración, y en ellos las arenas se extraen manualmente de un canal longitudinal, con una capacidad para el almacenamiento de arenas de 4-5 días.

- Los canales desarenadores de flujo constante mantienen una velocidad de paso fija, en torno a 0,3 m/s, independientemente del caudal que los atraviesa, con lo que se

logra que sedimente la mayor parte de las partículas de origen inorgánico y la menor parte posible de las de origen orgánico (< 5% de materia orgánica).

A.5. Desengrasado

En esta etapa se eliminan las grasas y demás materias flotantes más ligeras que el agua.

- En los desengrasadores estáticos se hace pasar el agua a través de un depósito dotado de un tabique, y que la obliga a salir por la parte inferior del mismo, lo que permite que los componentes de menor densidad que el agua queden retenidos en la superficie. La retirada de las grasas se lleva a cabo de forma manual, haciendo uso de un recoge hojas de piscina.
- En los desengrasadores aireados se inyecta aire con objeto de desemulsionar las grasas y lograr una mejor flotación de las mismas.

En plantas de tamaño medio-grande las operaciones de desarenado y desengrasado se llevan a cabo de forma conjunta en unidades de tratamiento conocidas como desarenadores-desengrasadores aireados.

B. Tratamiento primario

El principal objetivo de los tratamientos primarios se centra en la eliminación de sólidos en suspensión, consiguiéndose además una cierta reducción de la contaminación biodegradable, dado que una parte de los sólidos que se eliminan están constituidos por materia orgánica. Los tratamientos primarios más habituales son la decantación primaria y los tratamientos fisicoquímicos.

B.1. Decantación primaria

Mediante la decantación primaria se pretende eliminar la mayor parte posible de los sólidos sedimentables, bajo la acción exclusiva de la gravedad. La retirada de estos sólidos es muy importante ya que, en caso contrario, originarían fuertes demandas de oxígeno en el resto de las etapas de tratamiento de la estación.

La reducción de sólidos en suspensión por acción de la gravedad solo afectará a sólidos sedimentables y materias flotables.

B.2. Tratamientos fisicoquímicos

Mediante la adición de reactivos químicos, se consigue incrementar la reducción de los sólidos en suspensión al eliminarse, además, sólidos coloidales, incrementando el tamaño y densidad de los mismos mediante procesos de coagulación - floculación.

Los tratamientos fisicoquímicos se aplican fundamentalmente:

- Cuando las aguas residuales presentan vertidos industriales que pueden afectar negativamente al tratamiento biológico.
- Para evitar sobrecargas en el posterior tratamiento biológico.
- Cuando se dan fuertes variaciones estacionales de caudal.
- Para la reducción del contenido en fósforo.

C. Tratamiento secundario

El objetivo básico del tratamiento secundario es la reducción de la materia orgánica disuelta. Normalmente consiste en un proceso biológico aerobio seguido de una decantación secundaria.

El tratamiento biológico se realiza con la ayuda de microorganismos (fundamentalmente bacterias) que en condiciones aerobias actúan sobre la materia orgánica presente en las aguas residuales.

El aporte de oxígeno para el mantenimiento de las reacciones de oxidación, síntesis y respiración endógena, se efectúa introduciendo, generalmente, aire en los recipientes en que se llevan a cabo estas reacciones, que se conocen con el nombre de reactores biológicos o cubas de aireación.

Las nuevas bacterias que van apareciendo en los reactores, como consecuencia de las reacciones de síntesis, tienden a unirse (floculación), formando agregados de mayor densidad que el líquido circundante, y en cuya superficie se va adsorbiendo la materia en forma coloidal.

Una vez el agua tratada ha pasado por el reactor y se ha reducido la carga orgánica, esta llega a un decantador secundario donde se realiza la separación sólido-líquido, separando del agua los flóculos que forman los fangos activos. El funcionamiento de estos decantadores secundarios es el mismo que los decantadores primarios.

Los fangos obtenidos en el proceso se extraen mediante la acción de la gravedad favorecida por la inclinación del suelo y con apoyo de equipos mecánicos como son las barredoras o rasquetas de fondo, pero una parte de estos fangos se recirculará de vuelta al reactor biológico para mantener una concentración suficiente de bacterias de forma que se mantengan los niveles óptimos para la realización de las reacciones biológicas.

D. Tratamiento terciario

Los tratamientos terciarios permiten obtener efluentes finales de mejor calidad para que puedan ser vertidos en zonas donde los requisitos son más exigentes o puedan ser reutilizados.

D.1. Desinfección

Si bien el cloro ha sido, y continua siendo, el desinfectante típico en el campo de las aguas residuales, al incrementarse el número de requisitos para lograr bajas o indetectables cantidades de cloro residual en los efluentes tratados, se hace precisa la implantación de procesos posteriores de dechloración, o bien, la sustitución de los sistemas de cloración por sistemas de desinfección alternativos, tales como la radiación UV, el empleo de ozono o el empleo de membranas.

D.2. Eliminación de nutrientes

Para la eliminación de nutrientes (nitrógeno y fósforo), se recurre cada vez más al empleo de procesos biológicos. No obstante, el caso del de fósforo, los procesos de precipitación química, empleando sales de hierro y de aluminio, continúan siendo los de mayor aplicación.

En la eliminación biológica de nitrógeno se opera de forma secuencial, bajo condiciones óxicas y anóxicas, que dan como resultado final su liberación a la atmosfera, en forma de nitrógeno gaseoso.

D.3. Filtración

En ocasiones suelen usarse sistemas de filtración en superficie que, con un determinado tamaño de poro, consiguen retener partículas, materia orgánica e incluso patógenos que no se han podido eliminar en tratamientos anteriores.

2.4.2. Línea de fangos

El tratamiento de las aguas residuales conduce a la producción de unos subproductos conocidos como lodos o fangos.

Los fangos están formados por sólidos de tipo orgánico e inorgánico, son muy líquidos y muy reactivos por la alta concentración de materia orgánica que poseen y se originan fundamentalmente en los decantadores primarios y secundarios.

Los fangos presentan un contenido de agua aproximado del 95 %, por lo que el objetivo principal de los tratamientos es reducir el agua que contienen. Además es importante también estabilizarlos para evitar problemas de fermentación o putrefacción, darles una textura adecuada de forma que sean fáciles de manejar y transportar, y eliminar los patógenos que contienen, evitando problemas de enfermedades en la población.

El agua contenida en los fangos se vuelve a llevar a la línea de aguas para volverla a tratar, ya que suele contener altos niveles de DBO y de nitrógeno orgánico, mientras que el fango obtenido al final del tratamiento puede aplicarse a la agricultura siempre que cumpla una serie de condiciones (es imprescindible que el fango no contenga metales pesados), puede llevarse a vertederos, o puede utilizarse para otras aplicaciones como en construcción, rellenos o jardinería.

En la figura siguiente se muestran los distintos tratamientos englobados en la línea de lodos, el objeto de estos tratamientos y la naturaleza de los procesos que en ellos tienen lugar.

ESPESAMIENTO	ESTABILIZACIÓN	ACONDICIONAMIENTO	DESHIDRATACIÓN
<p>Incremento de la concentración de sólidos.</p> <ul style="list-style-type: none"> - Espesado por gravedad - Espesado por flotación - Centrifugación 	<p>Reducción de la fracción biodegradable de los lodos.</p> <ul style="list-style-type: none"> - Estabilización aerobia - Estab. anaerobia - Estabilización química 	<p>Mejora de las características del lodo para facilitar se deshidratación.</p> <ul style="list-style-type: none"> - Adición de floculantes 	<p>Reducción del contenido de agua en el lodo.</p> <ul style="list-style-type: none"> - Secado mecánico - Secado térmico - Eras de secado
Procesos físicos	Procesos físicos, químicos y biológicos	Procesos biológicos	Procesos físicos

Figura 3. Etapas de tratamiento en la línea de lodos

A. Espesamiento

Esta etapa tiene como objeto incrementar la concentración de los lodos mediante la eliminación de parte del agua que contienen. Los métodos de espesamiento más habituales son por gravedad y por flotación, siendo este último el más apropiado para el espesamiento de los lodos biológicos.

B. Estabilización

Consiste en la eliminación de la materia orgánica contenida en los fangos para evitar los problemas que surgen debido a su descomposición. Existen varias formas de estabilización:

- Digestión aerobia o anaerobia: se elimina en torno al 40-50% de la materia orgánica presente en el lodo.
- Estabilización química, mediante la elevación del pH por adición de cal.
- Tratamiento térmico.

C. Acondicionamiento

En esta etapa, mediante la adición de productos químicos, se mejora la deshidratación de los lodos facilitando la eliminación del agua.

D. Deshidratación

En esta última fase del tratamiento se elimina parte del agua contenida en los lodos, transformándolos en sólidos fácilmente manejables y transportables. Los lodos deshidratados presentan un 20-25% de materia seca. Los métodos de deshidratación más habituales son:

- Centrifugación.
- Filtros banda.
- Secado térmico.
- Eras de secado.

3. TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS

Como se ha visto, el tratamiento biológico constituye la etapa fundamental en el proceso de depuración de aguas residuales.

Dentro de la amplia gama de procesos biológicos aplicables en la actualidad, los procesos más usados por su eficacia, versatilidad y economía son los procesos aerobios de cultivo en suspensión (fangos activados en cualquiera de sus variantes). En este apartado se analizan con mayor detalle.

3.1. TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS DE FANGOS ACTIVOS

El proceso de fangos activados es un sistema de depuración muy experimentado y usado, que comenzó a desarrollarse en Inglaterra en 1914. Su nombre proviene de la utilización como elemento básico del proceso de una masa activada de microorganismos capaz de eliminar una parte importante de la contaminación del agua residual.

En condiciones idóneas, el proceso es seguro y flexible y obtiene rendimientos de depuración superiores al 90%. Su principal problema es su alto coste de explotación, debido fundamentalmente a los altos consumos energéticos empleados en la producción de aire.

3.1.1. Descripción del proceso

En el proceso de fangos activados pueden distinguirse dos operaciones diferenciadas: la oxidación biológica y la separación sólido-líquido.

La primera tiene lugar en el reactor biológico o cuba de aireación. Donde se provoca el desarrollo de un cultivo biológico formado por un gran número de microorganismos agrupados en flóculos (fangos activados). La población bacteriana se mantiene en un determinado nivel

(concentración de SS o SVS en el Licor Mezcla), para llegar a un equilibrio entre la carga orgánica a eliminar y la cantidad de microorganismos existentes en el reactor. El reactor se alimenta con el agua residual a depurar.

El proceso necesita para su desarrollo un sistema de aireación y agitación, que produzca el oxígeno necesario para la actividad depuradora de las bacterias, evite la sedimentación de los flóculos y permita la homogeneización de los fangos activados.

Una vez que la materia orgánica ha sido suficientemente reducida, lo que requiere un tiempo de contacto suficiente, el licor mezcla se envía a la segunda operación, denominada clarificación o decantación secundaria, en la que se separan el agua depurada y los fangos activados floculados. Estos últimos se recirculan al reactor biológico, para mantener en el mismo una concentración suficiente de bacterias.

El excedente (fangos en exceso) se extrae del sistema y se evacua hacia el tratamiento de fangos.

3.1.2. Reacciones de oxidación biológica

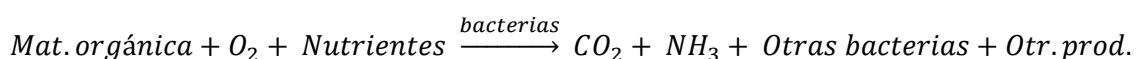
En el reactor, tienen lugar las reacciones de oxidación biológica, dándose dos tipos diferentes: de síntesis o asimilación y de respiración endógena.

A. Reacciones de síntesis o asimilación

La materia orgánica presente en el agua residual es utilizada por los microorganismos tanto como fuente productora de energía como fuente de formación del nuevo protoplasma, o lo que es lo mismo nuevos microorganismos

Estas reacciones consisten en la incorporación de elementos nutritivos (materia orgánica), al protoplasma de los microorganismos, produciéndose nuevas moléculas organizadas. Este proceso de asimilación es complejo y difícil. Ciertas partículas en disolución pueden difundirse directamente a través de las membranas celulares de los microorganismos, pero la mayoría más complejas, deben sufrir un tratamiento previo de hidrólisis, mediante enzimas extracelulares, cuya actividad se ve profundamente afectada por el pH, la temperatura y la concentración del sustrato.

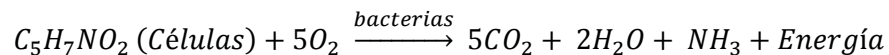
En estas reacciones se utilizan una parte de los compuestos orgánicos como fuente de energía necesaria para su realización, transformándose en productos inorgánicos finales como H₂O, CO₂, nitratos, sulfatos, etc. Otra parte se asimila para formar nuevo protoplasma, es decir para que crezca la masa de microorganismos. Las reacciones globales corresponden a:



B. Reacciones de respiración endógena

Estas reacciones consisten en la auto oxidación del protoplasma celular y aparecen cuando comienza a faltar la materia usada como alimento por los microorganismos. En su desarrollo se liberan los nutrientes usados previamente en la síntesis de nuevas células.

En el curso de las fases sucesivas de respiración endógena, una fracción del protoplasma es transformado en H_2O y CO_2 , de tal forma que la masa de microorganismos disminuye y tiende hacia cero. Las reacciones globales corresponden a:



En el caso de que los compuestos nitrogenados (nitrógeno orgánico y amoniacal, fundamentalmente) sean oxidados completamente y se produzca la nitrificación, la expresión dada anteriormente debe modificarse por la siguiente:



Para que se puedan dar las reacciones de oxidación biológica es necesario controlar las características del sustrato o del alimento que va a consumir la masa de microorganismos, ya que determinará el tipo de reacción que se va a realizar, los nutrientes, como el nitrógeno, el fósforo, azufre, sodio,..., el aporte de oxígeno al tanque, la temperatura del agua, la salinidad y elementos tóxicos. Tanto la salinidad como los elementos tóxicos pueden inhibir a los microorganismos en exceso.

El tiempo de contacto o de permanencia del agua residual en el reactor, también denominado tiempo de residencia, varía según la cantidad de agua entrante y el volumen del reactor pero suele ser de 5 a 10 horas en reactores que tratan caudales medios.

Durante el proceso se dan una serie de reacciones de nitrificación y desnitrificación que son llevadas a cabo por determinados grupos de microorganismos bacterianos diferentes de los que realizan la eliminación de la materia orgánica, consiguiendo así la eliminación de los nitrógenos, que es necesaria cuando el efluente de la EDAR va a ir a embalses o masas de agua utilizadas para captación de aguas potables, principalmente para evitar los procesos de eutrofización. Estos procesos se dan de manera consecutiva, produciéndose generalmente primero el proceso de nitrificación, ya que la mayoría de aguas residuales contienen nitrógeno orgánico y amoniacal (NH_4), consiguiendo transformarlo en nitratos (NO_3^-) y pasando después a los procesos de desnitrificación consiguiendo transformar estos NO_3^- en N_2 (gas) que se puede liberar a la atmosfera.

3.1.3. Tipos de procesos de fangos activados.

El proceso de fangos activados es muy flexible y se puede adaptar a casi la totalidad de los problemas de tratamiento biológico de aguas residuales.

A continuación se indican los principales procesos y variantes de fangos activados.

- Procesos convencionales de media carga
 - Flujo pistón
 - Mezcla completa
 - Alimentación escalonada
- Procesos de muy baja carga
 - Aireación prolongada
- Procesos avanzados de eliminación de nutrientes
 - Eliminación de nitrógeno
 - Eliminación de fósforo
- Canales de oxidación
 - Carrusel
 - Orbal
- Sistemas secuenciales
 - Sistema Unitank
 - Canales de aireación secuencial

- Procesos de bioadsorción
 - Contacto-estabilización
 - Procesos de doble etapa

3.1.4. Procesos convencionales de media carga

Los procesos convencionales de fangos activados son los procesos de media carga diseñados para eliminar exclusivamente la materia orgánica carbonada de flujo continuo, de cuba rectangular o cuadrada y que realizan el proceso en una sola etapa. Estos procesos llevan mucho tiempo funcionando, con probada eficacia y buenos rendimientos, especialmente en el tratamiento de aguas residuales urbanas, con escasos componentes de vertidos industriales.

El proceso convencional tiene tres modificaciones fundamentales: Flujo pistón, mezcla completa y alimentación escalonada.

A. Flujo pistón

Se lleva a cabo en un depósito rectangular de aireación, seguido de un clarificador. Tanto el agua residual como el fango recirculado entran en la cuba por un extremo y son aireados por un periodo de unas 6 horas. Durante este periodo se produce la adsorción, floculación y oxidación de la materia orgánica.

El proceso produce un fango muy decantable, siendo menos susceptible que otros a la proliferación de microorganismos filamentosos y a la producción de bulking (lodo ligero y disperso difícil de sedimentar).

El suministro de aire puede ser uniforme a lo largo de toda la longitud del caudal o en función de la demanda de oxígeno. En este último caso, la mayor cantidad de oxígeno se suministra a

la entrada del tanque y las cantidades aportadas disminuyen, conforme el licor mezcla se aproxima al extremo de salida.

B. Mezcla completa

En este proceso el contenido total del licor mezcla se mezcla completa y uniformemente. El agua residual influente y los fangos recirculados, se introducen en diversos puntos del tanque de aireación a lo largo de un canal central. La carga orgánica en la cuba de aireación y la demanda de oxígeno son uniformes de uno a otro extremo de aquella. El proceso es utilizado en aplicaciones generales, siendo resistente frente a cargas de choque, pero susceptible al desarrollo de crecimiento de organismos filamentosos.

C. Alimentación escalonada

Es otra modificación del proceso convencional, en la que se introduce el agua residual en distintos puntos del reactor biológico, para conseguir que la carga másica sea igual en toda la cuba, disminuyendo con ello la demanda punta de oxígeno.

La teoría básica del proceso de alimentación escalonada es similar a la del proceso convencional de flujo pistón. Sin embargo, la demanda de oxígeno se distribuye más uniformemente en todo lo largo de la cuba de aireación, dando como resultado un mejor aprovechamiento del oxígeno suministrado.

La introducción del agua residual en muchos puntos consigue que el fango activado tenga mayores propiedades de adsorción, de modo que la materia orgánica soluble es eliminada en un periodo más corto y son posibles cargas volúmicas superiores, en la cuba de aireación. Este proceso se utiliza en aplicaciones generales, en un amplio campo de tipos de aguas residuales.

3.2. SISTEMAS DE AIREACIÓN UTILIZADOS EN LOS TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS.

La propia concepción los procesos aerobios de cultivo en suspensión (fangos activados en cualquiera de sus variantes) implica la necesidad de suministrar el oxígeno necesario para el desarrollo del proceso. En este apartado se describen los sistemas de aireación más utilizados.

3.2.1. Funciones básicas de un sistema de aireación

Las funciones básicas que debe cumplir un sistema de aireación son.

- Suministrar el oxígeno necesario que permita la satisfacción de la demanda asociada a la materia carbonosa y, adicionalmente, en su caso, la de la materia nitrogenada presente en el agua residual.
- Suministrar el oxígeno necesario para la satisfacción de la demanda asociada a la respiración endógena del cultivo biológico que constituye el fango activado.
- Aportar la energía necesaria para conseguir el mantenimiento de condiciones homogéneas en el seno del reactor biológico, de forma que tanto el sustrato a eliminar como el oxígeno necesario para el desarrollo del proceso estén

uniformemente distribuidos en aquel y, por tanto, fácilmente disponibles para su utilización por los microorganismos.

- Mantener un nivel de oxígeno disuelto en la totalidad del reactor que posibilite el desarrollo normal de las reacciones involucradas.

3.2.2. Clasificación de los sistemas de aireación

Puede realizarse una clasificación de los sistemas de aireación en superficiales y subsuperficiales según que la transferencia de oxígeno desde la fase gaseosa (aire) a la acuosa (licor mezcla) se realice a la presión atmosférica o superior.

También se suele clasificar a los sistemas de aireación en aireadores mecánicos y aireadores por difusión. Los primeros son aquellos dispositivos accionados, directa o indirectamente, por motores eléctricos, implicando una acción giratoria de un elemento mecánico que dispersa el aire en el seno del líquido. Los sistemas de aireación por difusión son aquellos que implican la inyección de aire (u oxígeno gas, en su caso) a presión por debajo de la superficie del líquido. Además, existen en el mercado sistemas de aireación que tienen carácter mixto, ya que combinan la acción giratoria mecánica con la inyección de aire a presión.

3.2.3. Aireadores superficiales

Los aireadores superficiales de uso más extendido son los de eje vertical y flujo ascendente y los de eje horizontal. Además, en menor medida también se utilizan los eyectores y los de aspiración con rotor sumergido.

A. Aireadores de eje vertical

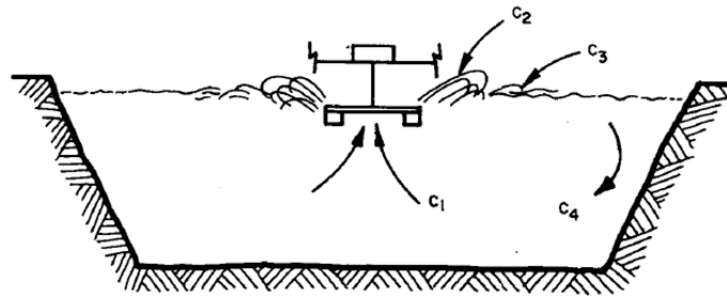
Los aireadores de eje vertical y flujo ascendente son dispositivos mecánicos de agitación de la superficie del agua mediante el movimiento giratorio de un impulsor, que da origen a la formación de olas y a la proyección de partículas de agua que aumentan la superficie de la interfase agua-aire y consecuentemente la transferencia de oxígeno.

Los impulsores están acoplados a motores y se encuentran montados en estructuras fijas o flotantes.

Estos aireadores se clasifican en alta y baja velocidad, en función de la velocidad de rotación del impulsor.

Los de baja velocidad (20-100 rpm) son los que normalmente se usan en tratamientos de fangos activos. El impulsor gira acoplado a un motor eléctrico acoplado a un reductor, que se montan sobre una plataforma o viga de hormigón, y a veces sobre flotadores.

Esta tecnología de aireación es la que posee el reactor biológico y el digestor aerobio de la EDAR objeto de este estudio. En la siguiente figura se puede observar de forma esquemática como el flujo es succionado verticalmente por la turbina. Se crea así un movimiento convectivo del flujo en el tanque.



C_1 = CONCENTRACION DE OXIGENO EN LIQUIDO BOMBEADO
 C_2 = CONCENTRACION DE OXIGENO EN LIQUIDO ROCIADO
 C_3 = AUMENTO EN O.D. POR TURBULENCIA LIQUIDA
 C_4 = DECREMENTO EN O.D. POR MEZCLA

Figura 4. Funcionamiento aireadores de eje vertical

Los aireadores de alta velocidad (750-1.500 rpm) se usan fundamentalmente en lagunas aireadas. El impulsor se acopla directamente sobre el motor eléctrico, montándose casi siempre sobre flotadores. Son aireadores muy robustos, pero de bajo rendimiento y poca agitación.

B. Aireadores de eje horizontal

Los aireadores de eje horizontal superficiales están constituidos por un cilindro en el que se fijan los elementos de agitación constituidos por paletas. El movimiento de giro del rotor produce la agitación de la superficie del líquido y su desplazamiento horizontal con una velocidad superior a 0,3 m/s de forma que no se originen sedimentaciones de la materia en suspensión. Normalmente se instalan en canales de profundidad limitada (3m) y de diversas geometrías (circulares, ovalados, etc.), en configuración cerrada.

Los aireadores de eje horizontal de tipo sumergido son básicamente similares a los anteriores excepto que el eje del dispositivo está situado a un nivel inferior que hace que gran parte del conjunto se encuentre sumergido en el líquido. El tipo más usado es el aireador de disco formado por un conjunto de discos montados sobre un eje común a distancias determinadas en función de las necesidades de oxígeno y de mezclado del reactor.

C. Aireadores de aspiración con rotor sumergido

Están constituidos por un aparato similar a una bomba sumergida cuyo eje está comunicado con el aire exterior de forma que el giro del rotor genera una aspiración de aire que es expulsado radialmente del cuerpo de la bomba conjuntamente con el licor mezcla.

Cuando la profundidad de inmersión es superior a 3-4 m, según los tipos de aireador, la depresión creada no es suficiente para aspirar aire exterior y es preciso inyectarlo mediante una soplante. En este caso el aireador trabaja de un modo mixto.

D. Eyectores

Los eyectores están formados por una bomba sumergida que impulsa el licor mezcla a través de un eyector que está conectado al exterior por medio de un conducto. El efecto Venturi que produce la impulsión del licor mezcla provoca la aspiración del aire exterior que es impulsado conjuntamente con aquel a través del eyector.

A profundidades superiores a 2,5-3 m, el efecto Venturi es insuficiente para aspirar el aire y es preciso suministrar aire a presión.

3.2.4. Aireadores subsuperficiales

Los aireadores subsuperficiales de uso prácticamente mayoritario son los del tipo de difusores de burbuja.

En estos sistemas se introduce aire comprimido debajo de la superficie del líquido dispersándose en forma de burbujas. La transferencia de oxígeno se da entre la superficie de la burbuja y el líquido; además mientras asciende esta burbuja transmite una turbulencia al líquido poniéndolo en movimiento.

La proporción de oxígeno transferido de la burbuja al líquido dependerá del tiempo de contacto entre ellos, por lo que cuanto más profundo sea el tanque y a más profundidad estén los difusores más cantidad de oxígeno será transferida al agua antes de que la burbuja llegue a la superficie. Normalmente se considera una profundidad mínima de 3 metros. Como contrapartida a mayor profundidad mayor será la presión del líquido y mayor presión tendrá que tener el aire para salir del difusor lo que supone un aumento del consumo de energía, aunque según experimentos realizados este aumento de energía no es proporcional a la profundidad y no supone un coste adicional mucho mayor.

La eficacia de transferencia de oxígeno es mayor y los costes de energía de este sistema serán menores comparándolos con los aireadores superficiales. Como contrapartida estos sistemas necesitan de mayor mantenimiento y limpieza, lo que supone tener que vaciar el reactor, cosa que para aireadores superficiales no es necesario. Por tanto, estos sistemas suelen utilizarse en grandes instalaciones con grandes caudales a tratar, con varias líneas de tratamiento, de forma que se pueda detener una línea para realizar el mantenimiento y limpieza.

4. ANÁLISIS DE LA DISTRIBUCIÓN DEL TIEMPO DE RESIDENCIA MEDIANTE EL USO DE LA TÉCNICA EXPERIMENTAL DE LOS TRAZADORES INERTES

4.1. INTRODUCCIÓN

En un reactor continuo de flujo de pistón ideal todos los elementos del flujo avanzan en forma de pistón sin mezclarse entre ellos. El modelo ideal de reactor de tanque agitado se basa en la mezcla perfecta de todas las partículas. En ambos casos, todas las partículas que salen del reactor han estado exactamente el mismo tiempo en su interior. Se define como tiempo de residencia de un reactor al tiempo que permanecen las partículas en el interior de éste.

Normalmente, los reactores biológicos se diseñan de acuerdo a modelos de flujo ideal (modelo de tanque agitado y modelo de flujo en pistón). En realidad el flujo no se ajusta exactamente a estas situaciones ideales y los reactores reales suelen presentar funcionamientos distintos, ya que al propio movimiento del fluido hay que sumar la presencia de elevadas cantidades de distintos grupos de microorganismos, así como la aportación de aire para la oxidación de la materia orgánica y del nitrógeno amoniacal.

Se tiene un flujo no ideal que hace que los elementos del flujo pasen tiempos variables en el interior del reactor hasta su salida:

- No todas las moléculas que pasan por el reactor permanecen el mismo tiempo en su interior.
- Existen zonas muertas donde el fluido prácticamente no se renueva.
- Existen otras zonas donde el flujo de entrada pasa directamente a la salida (cortocircuito hidráulico).
- Los reactivos o productos forman aglomeraciones y provocan un mezclado defectuoso entre sí.

Por tanto, existe una distribución del tiempo de residencia de las partículas en el interior del reactor.

4.2. DISTRIBUCIÓN DEL TIEMPO DE RESIDENCIA (DTR)

La simplificación que se adopta al diseñar los reactores con modelos de flujo ideal provoca que los resultados reales de depuración puedan ser distintos de los valores de diseño, pudiendo llegar a producirse importantes diferencias

Una de las técnicas utilizadas para investigar las desviaciones respecto a la idealidad de un reactor real es la denominada Distribución de Tiempo de Residencia (DTR).

Esta técnica se basa en la introducción dentro del reactor, ya construido y en funcionamiento, de un trazador inerte. Mediante el seguimiento de su concentración a la salida se determinan los tiempos que permanecen las distintas fracciones de fluido en el reactor. La curva de DTR se utiliza para obtener un modelo de flujo real dentro del reactor que permite predecir los valores reales de operación.

4.3. TRAZADORES

Los trazadores más comunes en estudios hidrodinámicos por su fácil manejo y bajo coste son los compuestos fluorescentes (Rodamina WT, Fluoresceína) y las sales de Na, Br, K y Li. Las sales tienden a incrementar la densidad del fluido en proporción a la cantidad de sal disuelta, y si se aplican en altas concentraciones tienden a irse al fondo ocasionando menor recuperación del trazador. Las curvas DTR generadas a partir de esta información pueden presentar grandes distorsiones respecto al comportamiento real.

La selección del trazador a utilizar en un estudio hidrodinámico depende en gran parte de las características del sistema, de los equipos de los que se dispone para la determinación de las concentraciones y por supuesto de la accesibilidad al trazador mismo en términos de costo y manejo. El trazador debe tener propiedades físicas similares a la de la mezcla de reacción y debe ser totalmente soluble en la mezcla. Además, no debe absorberse en las paredes ni en otras superficies del reactor, así como en ninguna sustancia que contenga la mezcla.

Como trazadores para llevar a cabo análisis hidrodinámicos a través de la DTR, se pueden utilizar: colorantes, ácidos, bases, sales, isótopos radiactivos, etc. La forma de analizarlos en el flujo de salida dependerá del tipo de trazador utilizado, métodos y equipos para determinar la absorbancia, pH, conductividad eléctrica, fluorescencia, etc. Estos requisitos son necesarios para que el comportamiento del trazador refleje fielmente el del material que fluye a través del reactor.

4.4. INYECCIÓN EN PULSO

Cuando se aplican trazadores en un reactor y luego se hace un análisis detallado de las muestras tomadas a la salida del reactor cada cierto período de tiempo, se obtiene una curva de concentración en función del tiempo. En esta curva se puede observar como la concentración del trazador crece a medida que pasa el tiempo hasta alcanzar un valor máximo, y luego, comienza a decrecer. Estos métodos se conocen como métodos estímulo-respuesta. En estas metodologías se puede utilizar cualquier tipo de señal de entrada, tales como señales al azar, una señal periódica, una señal en escalón, o como es en este caso, una señal en pulso.

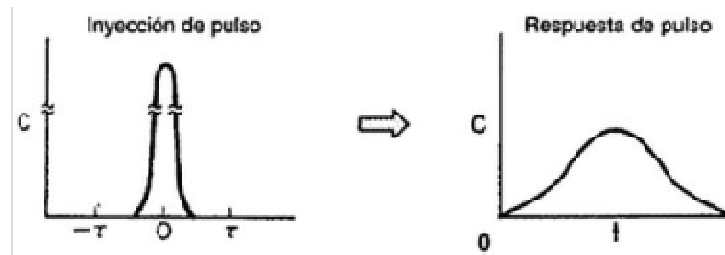


Figura 5. Esquema de la inyección en pulso

En la entrada por pulso, cierta cantidad de trazador se inyecta repentinamente y en una sola ocasión en la corriente de alimentación que ingresa en el reactor, tardando el menor tiempo posible en hacerlo. Posteriormente se registra la respuesta de pulso en un lugar de interés del reactor, normalmente a su salida, pudiendo trazar la curva correspondiente a la concentración en función del tiempo. A partir de esta curva se analiza la distribución del tiempo de residencia.

4.5. ANÁLISIS DE LA DISTRIBUCIÓN DE TIEMPOS DE RESIDENCIA

Una cantidad M (moles o gramos) se introduce instantáneamente (en la práctica, en el menor tiempo posible) en la corriente que entra al reactor. Se mide la concentración de trazador a la salida del reactor como función del tiempo transcurrido desde el momento de introducir el pulso. Esta curva concentración-tiempo se denomina curva C .

Si en la curva C se toma un incremento de tiempo dt suficientemente pequeño, la concentración de trazador que sale entre t y $t+dt$ será esencialmente constante. La cantidad de trazador que abandona el reactor en ese intervalo de tiempo será (siendo q el caudal volumétrico):

$$dM = C(t)qdt$$

Si se integra entre $t=0$ y $t=\infty$, se obtiene la masa total de trazador introducida en el pulso, pues más pronto o más tarde acaba saliendo todo.

$$M = \int_0^{\infty} dM = \int_0^{\infty} C(t)qdt$$

Para condiciones de caudal volumétrico constante, se deduce de la expresión anterior que el área bajo la curva C es igual al cociente M/q

$$\frac{M}{q} = \int_0^{\infty} C(t)qdt = \text{Área bajo curva } C(t) = \sum_{i=1}^{\infty} C(t_i)\Delta t_i$$

De esta forma, se puede definir el tiempo de residencia medio t_m como el tiempo para el cual un 50% de la cantidad de trazador M que se ha introducido, ha abandonado el reactor y restará el otro 50% en el interior. Este tiempo medio de residencia será igual al tiempo medio espacial del reactor.

$$t_m = \frac{V}{q} = \frac{\int_0^{\infty} t \cdot C(t) dt}{\int_0^{\infty} C(t) dt} = \frac{\sum_{i=1}^{\infty} t_i \cdot C(t_i) \Delta t_i}{\sum_{i=1}^{\infty} C(t_i) \Delta t_i}$$

Así, a partir de la curva C obtenida experimentalmente se tienen las dos ecuaciones anteriores que relacionan las tres magnitudes M, V y q . Por ello, conocida una de esas magnitudes pueden determinarse las otras dos a partir de este experimento de estímulo-respuesta. Si se conoce más de una magnitud, se pueden hacer ensayos de consistencia con los resultados obtenidos.

A partir de la curva C , dividiendo los valores de concentración de trazador a cada tiempo, $C(t)$, entre el área total bajo la curva, se obtiene una nueva cantidad que se denominará $E(t)$. Así, el valor de la curva E para un tiempo t viene definido como:

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t) dt} = \frac{C(t)}{M/q}$$

La magnitud $E(t)$ tiene dimensiones de tiempo⁻¹ y se la conoce como 'función de distribución de tiempos de residencia'. Es una función con la misma forma que la curva C , pero representa una distribución normalizada; esto es, el área bajo la curva es igual a la unidad.

$$\int_0^{\infty} E(t) dt = 1$$

El valor de la curva E para un tiempo t determinado, $E(t)$, indica la fracción de material que tiene un tiempo de residencia t en el reactor. Esto se comprueba realizando el cociente entre la cantidad de trazador que abandona el reactor en un intervalo dt y la cantidad total de trazador:

$$\frac{dM}{M} = \frac{C(t) \cdot q dt}{M} = \frac{C(t) dt}{M/q} = E(t) dt$$

Así, la fracción de material con un tiempo de residencia entre t_1 y t_2 será igual a la integral de la función $E(t)$ entre esos tiempos:

$$\int_{t_1}^{t_2} E(t) dt$$

En función de una escala de tiempos adimensionales, tomados como $\theta = t/t_m$, se define la función adimensional $E(\theta)$ según:

$$E(\theta) = t_m \cdot E(t) = \frac{V}{q} \cdot E(t) = \frac{V}{M} \cdot C(t)$$

Usando esta función, puede compararse directamente el tipo de flujo en reactores de tamaños diferentes. De esta manera, por ejemplo, todos los reactores continuos ideales de mezcla perfecta tendrán los mismos valores numéricos de DTR usando $E(\theta)$.

El tiempo medio de residencia en el reactor se calcula a partir de la curva $E(t)$:

$$t_m = \frac{\int_0^{\infty} t \cdot E(t) dt}{\int_0^{\infty} E(t) dt} = \int_0^{\infty} t \cdot E(t) dt$$

Las curvas DTR se comparan usando sus momentos como criterio de comparación en lugar de toda la distribución. Se usan tres momentos comparativos: el tiempo medio de residencia, ya comentado, la varianza respecto del tiempo medio, que mide la amplitud o dispersión de la distribución,

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (t - t_m)^2 E(t) dt = \int_0^{\infty} t^2 E(t) dt - t_m^2$$

Las principales dificultades de la técnica de entrada de trazador en pulso consisten en conseguir este tipo de entrada, pues la inyección debe realizarse de forma homogénea en los diferentes segmentos de flujo del reactor, en un período de tiempo muy corto en comparación con el tiempo de residencia y de manera que la dispersión entre el punto de inyección y la entrada al reactor sea despreciable. Si todo esto puede lograrse, la técnica es sencilla y directa para la obtención de la DTR.

Cuando la curva concentración-tiempo obtenida por esta técnica presenta larga "cola", pueden cometerse imprecisiones en su análisis, fundamentalmente en la integración de la curva $C(t)$. En estos casos suele ser aconsejable extrapolar la cola (generalmente puede ajustarse a un decrecimiento exponencial) y hacer el cálculo analíticamente.

4.5.1. Elaboración de modelos

Los problemas de flujo no ideal están íntimamente relacionados con los de cambio de escala, ya que la decisión de si se ha de ensayar o no en planta piloto depende en gran parte del control que se tenga sobre las variables más importantes del proceso. A menudo, el factor de cambio de escala es la magnitud de la no idealidad del flujo, y, con frecuencia este factor difiere drásticamente entre las unidades grandes y pequeñas. En consecuencia, el desconocimiento de este factor puede conducir a grandes errores en el diseño.

La primera aproximación al flujo existente de un reactor es considerarlo como flujo pistón o mezcla perfecta, que representa los dos extremos ideales de flujo. Sin embargo, el flujo real se aparta de esa idealidad, y eso supone una disminución de la conversión alcanzada, por lo que es totalmente necesario conocer este efecto. El siguiente nivel de aproximación consiste en hacer uso de la información sobre el grado de macromezcla en el reactor que determina la DTR en el sistema. La siguiente aproximación es considerar la mezcla a un nivel más microscópico (micromezcla). Con esta información se elabora un modelo de flujo que describa el sistema.

Para predecir el comportamiento hidrodinámico de un reactor sería necesario disponer de una representación completa de la distribución de velocidades del flujo. Sería una técnica magnífica pero de una enorme complejidad, casi impracticable. De esta forma, se puede ser menos ambicioso y prescindir de un conocimiento completo sobre el flujo, de forma que conociendo lo mínimo se disponga del conocimiento suficiente para la elaboración del diseño del reactor. Así, sabiendo cuanto tiempo permanece cada átomo en el interior del reactor o la distribución del tiempo de residencia, garantiza información necesaria para elaborar un modelo que refleje comportamiento hidrodinámico del fluido en el reactor. Esta información puede determinarse de manera relativamente fácil mediante la técnica experimental estímulo respuesta mediante el uso de trazadores.

En las unidades de tratamiento de una planta, desde el punto de vista hidráulico, el flujo del líquido puede ser de dos tipos: discontinuo o intermitente y continuo.

A. Flujo intermitente

El flujo de tipo discontinuo o intermitente es el menos habitual y consiste en llenar la unidad y dejar un tiempo el líquido en ella mientras se produce el proceso correspondiente, que puede realizarse con o sin mezcla, vaciar la unidad y repetir el ciclo. Este tipo de flujo, en la mayoría de los casos, no es práctico y generalmente los procesos en una planta de tratamiento son de flujo continuo, salvo que el proceso de tratamiento en sí exija la discontinuidad, o se trate de experiencias piloto o pruebas de laboratorio.

B. Flujo continuo

Ese tipo de flujo es el habitual en las plantas de tratamiento de agua. Teniendo en cuenta esta característica, los reactores pueden ser de flujo de pistón, mezclado y no ideal.

B.1. Flujo de pistón

Se describe como aquel en el que todas las partículas de fluido que entran a la unidad permanecen en ella el mismo tiempo. De esta manera, los elementos de fluido pasan a través del sistema y son descargados en la misma secuencia en que fueron introducidos y no hay ningún tipo de mezcla entre el fluido que ingresa y el fluido que está en la unidad. En la práctica es muy difícil lograr un flujo con estas características. Se presenta con bastante aproximación en unidades hidráulicas como los canales Parshall, los vertederos, los floculadores hidráulicos de pantallas y en los decantadores con una relación largo/ancho bastante mayor de 1.

B.2. Flujo mezclado

Un reactor con flujo mezclado es aquel en el que todo elemento que ingresa al reactor se dispersa inmediatamente dentro de él. Además, se cumplirá que la concentración de una sustancia a la salida de la unidad es igual a la existente en todo el reactor. En la práctica es muy difícil lograr un flujo con estas características; solo se presentará bajo condiciones ideales. Se encuentra con bastante aproximación en retromezcladores o floculadores mecánicos con pocas cámaras de aire.

B.3. Flujo no ideal

Este tipo de flujo corresponde a cualquier grado intermedio entre flujo pistón y mezcla completa con otras posibles alteraciones como la presencia de zonas muertas, cortocircuitos hidráulicos, recirculación. Viene a ser el tipo de flujo con el que nos encontraríamos usualmente en las unidades de tratamiento de las plantas.

C. Modelo de tanques en serie

Existen diferentes métodos para elaborar modelos de reactores, uno de ellos es el modelo de tanques en serie.

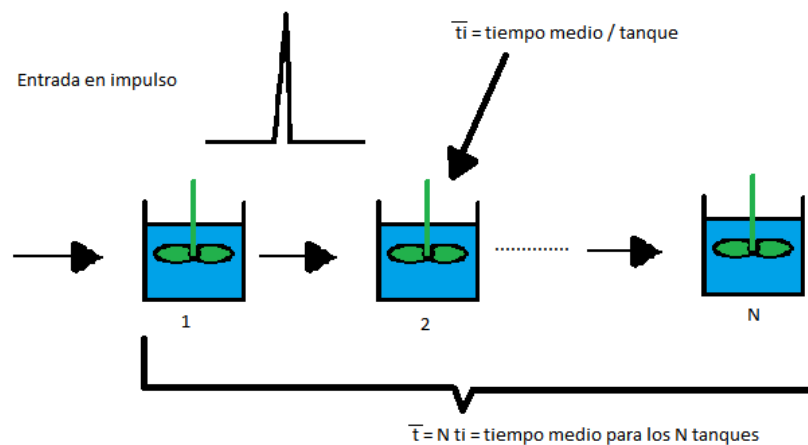


Figura 6. Esquema de tanques perfectamente agitados en serie

Según este modelo el comportamiento global del tanque es el correspondiente al de un número determinado de tanques de mezcla perfecta en serie o también llamados tanques perfectamente agitados.

Se entiende que el tiempo medio que las partículas pasan en cada tanque (\bar{t}_i) es el mismo para cada uno de los tanques que componen el sistema, siendo el tiempo medio global $\bar{t} = N \bar{t}_i$.

Se define además:

$$\theta_i = \frac{t}{\bar{t}_i} = \text{tiempo adimensional basado en el tiempo por tanque } \bar{t}_i$$

$$\theta = \frac{t}{\bar{t}} = \text{tiempo adimensional basado en el tiempo para los N tanques, } \bar{t}$$

Entonces

$$\theta_i = N\theta \dots y \dots \bar{\theta}_i = 1, \bar{\theta} = 1$$

La DTR será:

$$\text{para } N = 1 \quad \dots \quad \bar{t}_i E_t = e^{-\frac{t}{\bar{t}_i}}$$

$$\text{para } N = 2 \quad \dots \quad \bar{t}_i E_t = \frac{t}{\bar{t}_i} e^{-\frac{t}{\bar{t}_i}}$$

$$\text{para } N = 3 \quad \dots \quad \bar{t}_i E_t = \frac{1}{2} \left(\frac{t}{\bar{t}_i}\right)^2 e^{-\frac{t}{\bar{t}_i}}$$

Para cualquier número de tanques la DTR, valor medio y varianza para este modelo son:

$$\bar{t} E_t = \left(\frac{t}{\bar{t}_i}\right)^{N-1} \frac{N^N}{(N-1)!} e^{-\frac{tN}{\bar{t}_i}} \quad \dots \quad \bar{t} = N \bar{t}_i \quad \dots \quad \sigma_t^2 = \frac{\bar{t}^2}{N}$$

$$\bar{t}_i E_t = \left(\frac{t}{\bar{t}_i}\right)^{N-1} \frac{1}{(N-1)!} e^{-\frac{t}{\bar{t}_i}} \quad \dots \quad \bar{t}_i = \frac{\bar{t}}{N} \quad \dots \quad \sigma_t^2 = N \bar{t}_i^2 = \frac{\bar{t}^2}{N}$$

$$E_{\theta_i} = \bar{t}_i E_t = \frac{\theta_i^{N-1}}{(N-1)!} e^{-\theta_i} \quad \dots \quad \bar{t}_{\theta_i} = N \quad \dots \quad \sigma_{\theta_i}^2 = N$$

$$E_{\theta} = (N \bar{t}_i) E_t = \frac{N(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N\theta} \quad \dots \quad \bar{t}_{\theta} = 1 \quad \dots \quad \sigma_{\theta}^2 = \frac{1}{N}$$

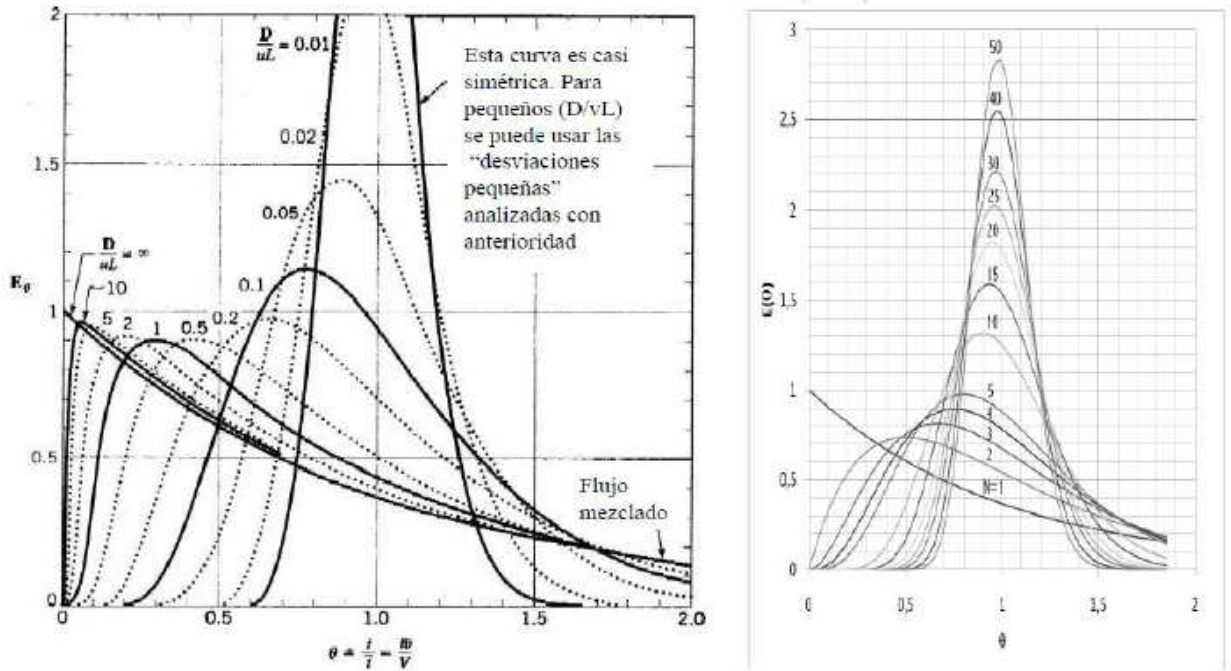


Figura 7. Distribución en función de la dispersión axial (izquierda) y del número de tanques agitados en serie

A continuación, se esquematizan las propiedades de las curvas DTR:

Para una desviación pequeña del flujo en pistón, $N > 50$, la DTR se hace simétrica y gaussiana.

Por tanto una aproximación mu precisa de las ecuaciones anteriores sería:

$$E_\theta = \frac{1}{\sqrt{2\pi\sigma^2}} e^{-\frac{(1-\theta)^2}{2\sigma^2}} \quad \dots \quad \text{la distribución gaussiana} = \sqrt{\frac{N}{2\pi}} e^{-\frac{(1-\theta)^2}{\frac{2}{N}}} =$$

$$= \sqrt{\frac{N}{2\pi}} e^{-\frac{(1-\frac{t}{V})^2}{\frac{2}{N}}}$$

Conocidas estas distribuciones, existen una serie de métodos para encontrar un N que ajuste a una curva experimental, siendo los más precisos los siguientes:

- Se dibujan las curvas DTR para diversos N y se observa cuál de ellas coincide más con la curva experimental
- Se calcula σ^2 del experimento y se compara con la teoría
- Se evalúa la anchura de la curva para un 61% de la altura máxima.
- Se localiza la altura máxima ($E\theta$ máxima) y se mira a que θ corresponde. Se aplica:

$$\theta \text{ max} = \frac{N-1}{N}$$

El método que consiste en evaluar la anchura de la curva sólo será válido cuando el número de tanques en serie sea de 4 o más.

Subrayar que este modelo tiene la propiedad de independencia entre tanques. Es decir, si se conectan M tanques a N tanques adicionales (todos del mismo tamaño) entonces las varianzas y medias individuales (en unidades ordinarias de tiempo) son aditivas, o sea:

$$\bar{t}_{M+N} = \bar{t}_M + \bar{t}_N \dots y \dots \sigma_{t,M+N}^2 = \sigma_{t,M}^2 + \sigma_{t,N}^2$$

Debido a esta propiedad se pueden unir las corrientes y las de recirculación. Por tanto, este modelo es útil para el tratamiento de sistemas con recirculación.

4.5.1. Comportamiento del flujo

A. Comportamiento ideal del flujo

En un reactor de flujo pistón ideal todas las partículas tienen el mismo tiempo de residencia.

En un reactor continuo de mezcla perfecta las moléculas del influente nada más introducirse en el reactor se mezclan de forma uniforme con el material ya existente en todo su volumen. Puesto que existe un flujo continuo de salida, unas partículas salen casi de inmediato y otras permanecen un largo tiempo dentro, pero la gran mayoría de las partículas abandonan el reactor tras permanecer en él un período de tiempo cercano al tiempo medio de residencia.

B. Comportamiento real

El modelo de flujo real de todo recipiente de proceso estará lógicamente entre los dos extremos ideales, flujo en pistón (ausencia de mezcla) y mezcla perfecta (mezcla completa). La inspección de la curva $E(t)$ permite estimar el grado de mezcla de forma cualitativa. Para cuantificar el mismo se usan diferentes modelos según el grado de desviación que se presente respecto a los modelos ideales. Tanto si a simple vista se trata de un modelo aproximado a un flujo de pistón, como si se trata de un modelo aproximado al de mezcla completa, el modelo de tanques agitados en serie es la mejor aproximación y la más simple al modelo real. En el caso de que sea aproximado a un flujo pistón no habrá problema a la hora de aplicar cualquiera de los métodos expuestos anteriormente para llegar a estimar su comportamiento. Si por el contrario es aproximado a uno de mezcla completa es posible que alguno de los métodos expuestos no puedan ser empleados dada la forma de la curva del modelo de mezcla completa.

4.5.2. Caracterización de la distribución del tiempo de residencia

Existen una serie de parámetros bibliográficos que ayudan a entender el comportamiento del reactor a partir de la curva experimental obtenida y que permiten la detección de defectos de mezclado, existencia de cortocircuitos hidráulicos o volúmenes muertos.

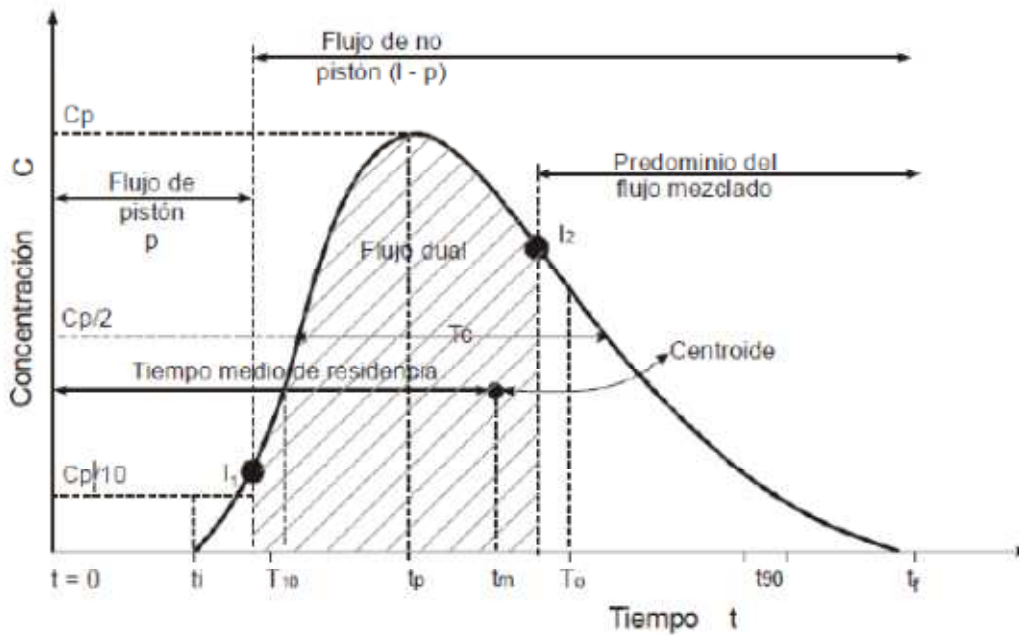


Figura 8. Curva distribución de la concentración. Parámetros característicos.

Para poder emplear dichos parámetros en primer lugar es necesario caracterizar la curva y obtener los siguientes datos:

- **ti**: tiempo inicial desde que se aplica el trazador hasta que aparece en el efluente
- **tp**: tiempo modal, correspondiente a la presentación de la máxima concentración
- **t10**: tiempo correspondiente al paso del 10% de la cantidad total del trazador
- **tm**: tiempo medio de residencia, correspondiente al paso del 50% de la cantidad del trazador
- **t0**: tiempo medio de retención o tiempo teórico de retención = V/Q
- **t90**: tiempo correspondiente al paso del 90% de la cantidad total del trazador
- **tf**: tiempo que transcurre hasta que atraviesa la totalidad del trazador al reactor
- **Co**: concentración inicial
- **Cp**: concentración máxima a la salida

Una vez obtenidos los parámetros anteriores, los índices a aplicar serían los siguientes:

- Mide los cortocircuitos grandes. Es igual a 1 para flujo de pistón y a 0 para el flujo mezclado. Si el valor de la relación es ($< 0,3$), puede significar que existe paso directo del trazador entre la entrada y la salida (cortocircuito hidráulico).

$$\frac{t_i}{t_0}$$

- Si la relación es menor que la unidad, existen cortocircuitos hidráulicos. Si es mayor, hay errores experimentales o existen zonas donde el trazador ha quedado retenido por un cierto tiempo (espacios muertos), para luego salir lentamente, con lo que la

rama descendente de la curva presenta una forma alargada, que desplaza el centroide del área y aumenta el valor de t_m , haciendo $t_m > t_0$.

$$\frac{t_m}{t_0}$$

- Indica la relación de flujo de pistón y flujo mezclado. Cuando es igual a 1, existe únicamente flujo de pistón, y cuando es 0, existe flujo mezclado. Cuando la relación t_p/t_0 se aproxima a 1 y $t_i/t_0 > 0,5$, se puede concluir que existe predominio de flujo de pistón, y cuando se aproxima a 0, existe predominio de flujo mezclado.

$$\frac{t_p}{t_0}$$

- Está relacionado en general con la difusión debida a corrientes de inercia (turbulencia). Es igual al cociente $(\Delta t_0/t_0)$ (razón de tiempo de inyección) para el flujo estable ideal y aproximadamente del orden de 0,7 para flujo mezclado.

$$\frac{t_c}{t_0}$$

- Expresa la excentricidad de la curva y, por lo tanto, es función de la recirculación. Es igual a cero para flujo de pistón y mayor de 2,3 para flujo mezclado ideal.

$$\frac{(t_f - t_p) - (t_p - t_i)}{t_0}$$

- Índice de Morril

$$\text{Índice de Morril} = \frac{t_{90}}{t_{10}} = \frac{\text{tiempo en que pasa el 90\%}}{\text{tiempo en que pasa el 10\%}}$$

Este autor encontró que al acumular los datos sobre cantidad de trazador que pasa, expresado en porcentajes y dibujados en papel que tenga escala de probabilidades en las abscisas y escala logarítmica en las ordenadas para diferentes tiempos, se obtenía aproximadamente una línea recta. El segmento comprendido entre el 10% y el 90% es el más regular y por eso Morril sugirió que la relación entre uno y otro se tomara como índice de dispersión.

5. DESCRIPCIÓN DE LAS HERRAMIENTAS DE DINÁMICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL (CFD)

La dinámica de fluidos computacional (Computational Fluid Dynamics CFD) permite resolver problemas físicos mediante simulaciones por ordenador. De esta forma, se puede predecir el flujo de un fluido, la transferencia de calor, la transferencia de masa, reacciones químicas, etc. resolviendo las ecuaciones matemáticas que gobiernan estos procesos utilizando métodos numéricos.

Los códigos computacionales CFD se utilizan para analizar y solucionar problemas relacionados con el campo de la mecánica de fluidos. Actualmente existe software y programas específicos que se basan en estos códigos y mediante algoritmos y métodos matemáticos permiten simular y, de esta forma, prever el comportamiento y la interacción de los líquidos y gases en determinadas instalaciones industriales con un amplio abanico de condiciones de contorno.

Así pues, los resultados de los análisis CFD se utilizan para:

- Estudio de nuevos diseños.
- Desarrollo de nuevos productos.
- Reparaciones.
- Rediseños.

El análisis comienza con un modelo matemático de un problema físico. Las ecuaciones de conservación de la masa, momento y energía han de cumplirse en la región de estudio.

Las propiedades del fluido son modelizadas empíricamente, aunque hay que hacer simplificaciones para conseguir que el modelo sea completamente analizado: suposición de fluido incompresible, régimen estacionario, viscosidad cero, estudio bidimensional, etc.

Para la obtención de resultados que se aproximen en buena medida a la realidad, una serie de modelos matemáticos han estado y siguen siendo desarrollados y mejorados durante las últimas décadas. Estos modelos representan el comportamiento de cada fase del fluido, en

cuanto a fuerzas que actúan, según determinadas variables y condiciones físicas, y derivan en sistemas de ecuaciones a resolver que cumplen las leyes de conservación de masa, energía y momento.

El conjunto de ecuaciones que representan el comportamiento de un sistema determinado serán resueltas mediante métodos matemáticos de iteración, que vienen integrados en el software en cuestión.

Para el correcto funcionamiento de los códigos CFD se requiere un conocimiento previo del comportamiento de los fluidos según sus características y las condiciones externas.

5.1. ESQUEMA DEL ANÁLISIS CFD

En cada análisis se precisa seguir una serie de pasos que serán los mismos para cada caso a analizar. En primer lugar es necesario representar el modelo geométrico. Seguidamente el modelo debe ser discretizado o mallado. A continuación se introducen las condiciones de contorno y finalmente se procesa el modelo y se obtienen las soluciones.

5.1.1. Geometría

Es necesario obtener el modelo tridimensional o bidimensional para empezar a trabajar en el análisis, por lo que interesa que este modelo sea lo más exacto posible al modelo real, con las mismas dimensiones y las mismas características geométricas.

5.1.2. Discretización

El elemento a analizar se divide en un número finito de volúmenes o celdas. La discretización del dominio se llama "mallado" y se considera una de las partes más importantes en la simulación CFD, ya que se ha de conseguir que los resultados sean independientes de la malla.

Las ecuaciones de conservación de la masa, momento, energía, etc. son discretizadas, pasando así a ser ecuaciones algebraicas fácilmente tratadas por ordenador.

La solución es post-procesada para encontrar las variables de interés: velocidades de flujo, presiones, fuerzas, momentos, temperaturas, etc.

Todas las ecuaciones han de ser resueltas para obtener el campo de flujo.

5.1.3. Configuración del método numérico

Se ha de seleccionar precisamente los parámetros y condiciones que afecten cada caso. Por ejemplo, para el problema del reactor biológico que se tiene en este trabajo, se han de tener en cuenta los siguientes factores:

- Selección de los modelos físicos de fuerzas apropiados.
- Modelos de turbulencia y multifase.
- Propiedades de los fluidos.
- Condiciones de contorno en todas las paredes o superficies internas del dominio.

- Condiciones iniciales: caudales, presiones...
- Parámetros controlables de resolución: residuos mínimos, número de iteraciones...

5.1.4. Resolución

Las ecuaciones de conservación discretizadas se resuelven mediante un método de iteración. Para que la solución converja a valores residuales bajos, un número mínimo de iteraciones es necesario. Esta convergencia se alcanza cuando los cambios en las variables de salida son inapreciables entre una iteración y la siguiente (este hecho se puede observar con la monitorización de los residuos) y cuando todas las propiedades de conservación son alcanzadas.

La precisión de una solución bien convergida dependerá de la elección de unos modelos físicos apropiados, de la calidad de la malla y de la correcta configuración del método numérico explicado anteriormente.

5.1.5. Análisis de los resultados

La visualización de los primeros resultados revelará la capacidad del modelo empleado para realizar una buena simulación.

Si los modelos físicos y las condiciones de contorno son apropiados, el campo de flujos será resuelto correctamente. Mediante la observación de los primeros resultados se puede conocer la pauta general del flujo en el diseño y las zonas de cortes, choques y turbulencias.

Una vez se da el modelo como válido, las herramientas de visualización permiten obtener resultados numéricos como son las disipaciones, resistencias, tiempos y fuerzas, los coeficientes de transferencia de calor, las presiones, velocidades, caudales, etc.

Las herramientas para examinar los resultados pueden ser tanto gráficas (trazado de vectores, trayectorias de partículas y gráficas) como numéricas (balances de flujos, fuerzas, momentos, velocidades y presiones).

5.2. ECUACIONES DE CONSERVACIÓN

Las ecuaciones que gobiernan el comportamiento de un fluido incluyen las siguientes leyes físicas de conservación:

- Conservación de la masa.
- Segunda ley de Newton: la variación del momento es igual a la suma de fuerzas, en una partícula de fluido.
- Primer principio de la termodinámica o conservación de la energía: la variación de la energía de una partícula es igual a la suma de la adición de calor y trabajo en esta partícula de fluido.
- El fluido es tratado como continuo; para escalas mayores a $1\mu\text{m}$, la estructura molecular debe ser ignorada.

5.3. MÉTODO DE RESOLUCIÓN: VOLÚMENES FINITOS

El método de los volúmenes finitos (MVF) es un método numérico general para la aproximación de soluciones de ecuaciones diferenciales parciales muy utilizado en diversos problemas de ingeniería y física.

El MVF está pensado para ser usado en ordenadores y permite resolver ecuaciones diferenciales asociadas a un problema físico sobre geometrías complicadas. El MVF se utiliza en el diseño y mejora de productos y aplicaciones industriales, así como en la simulación de sistemas físicos y biológicos complejos. La variedad de problemas a los que se puede aplicar ha crecido enormemente, siendo el único requisito básico que las ecuaciones constitutivas y ecuaciones de evolución temporal del problema sean conocidas de antemano.

El MVF permite obtener una solución numérica aproximada sobre un cuerpo, estructura o dominio (medio continuo) sobre el que están definidas ciertas ecuaciones diferenciales que caracterizan el comportamiento físico del problema, dividiéndolo en un número elevado de subdominios llamados elementos finitos. El conjunto de elementos finitos forma una partición del dominio, también llamada discretización.

Dentro de cada elemento se distinguen una serie de puntos representativos llamados nodos. Dos nodos son adyacentes si pertenecen al mismo elemento finito. Un nodo sobre la frontera de un elemento finito puede pertenecer a varios elementos. El conjunto de nodos, considerando sus relaciones de adyacencia, se nombra "malla".

Los cálculos se realizan sobre esta malla de nodos. La generación de la malla se realiza con programas especiales renombrados generadores de mallas, en una etapa previa a los cálculos que se nombra preproceso. De acuerdo con estas relaciones de adyacencia o conectividad se relaciona el valor de un conjunto de variables incógnitas definidas en cada nodo y denominadas grados de libertad. El conjunto de relaciones entre el valor de una determinada variable entre los nodos se puede escribir en forma de sistema de ecuaciones. La matriz de este sistema de ecuaciones se nombra matriz de rigidez del sistema, y el número de ecuaciones que la forman es proporcional al número de nodos.

5.3.1. Descripción del método

El método de los elementos finitos es muy usado por su generalidad y la facilidad de introducir dominios de cálculo complejos (en dos o tres dimensiones). Además, el método es fácilmente adaptable a problemas de transmisión de calor, de mecánica de fluidos para calcular campos de velocidades y presiones (mecánica de fluidos computacional, CFD) o de campo electromagnético. Dada la imposibilidad práctica de encontrar la solución analítica de estos problemas, a menudo en la práctica ingenieril, los métodos numéricos y, en particular, los elementos finitos, se convierten en la única alternativa práctica de cálculo.

La principal propiedad del método es la convergencia. Si se consideran particiones de elementos finitos sucesivamente más finas, la solución numérica calculada converge rápidamente hacia la solución exacta del sistema de ecuaciones.

En la práctica, el MVF es un método numérico de resolución de ecuaciones diferenciales y la solución obtenida es nada más aproximada, coincidiendo con la solución exacta solo en un número finito de puntos renombrados nodos. Al resto de puntos que no coinciden con los nodos, la solución aproximada se obtiene interpolando a partir de los resultados obtenidos para los nodos.

El MVF convierte un problema definido en términos de ecuaciones diferenciales en un problema en forma matricial que proporciona el resultado correcto para un número finito de puntos e interpola posteriormente la solución al resto del dominio, resultando finalmente solo una solución aproximada. El conjunto de puntos donde la solución es exacta se denomina conjunto de nodos. Este conjunto de nodos forma una red, llamada malla formada por retículos. Cada uno de los retículos contenidos en esta malla es un "elemento finito". El conjunto de nodos se obtiene dividiendo o discretizando la estructura en elementos de forma variada, es decir, en forma de superficies, volúmenes o barras.

Desde el punto de vista de la programación algorítmica modular, las tareas necesarias para llevar a cabo un cálculo mediante el MVF se dividen en tres grupos:

A. Pre-procesado

Consiste en la definición de geometría, generación de la malla, especificación de las condiciones de contorno y asignación de propiedades a los materiales. También se incluyen operaciones de regularización de la malla y acondicionamiento para garantizar una mejor aproximación o una mejor convergencia del cálculo.

Las mallas generadas constan de miles (e incluso, cientos de miles) de puntos. Pueden existir regiones donde se definan una mayor densidad de nodos (densidad de malla) que en la resto del dominio. La malla actúa como una red en que, desde cada nodo, se extiende un elemento de malla a cada nodo adyacente. Este tipo de red vectorial es la que lleva las propiedades del material al objeto, creando de esta forma varios elementos.

B. Cálculo

Es el resultado del pre-proceso. Permite generar un conjunto de ecuaciones que puede ser resuelto con cualquier algoritmo para la resolución de sistemas de ecuaciones lineales o método de iteración para la resolución de sistemas de ecuaciones no lineales.

C. Post-Proceso

El cálculo proporciona valores de un cierto conjunto de funciones en los nodos de la malla que define la discretización, al puesto se calculan magnitudes derivadas de los valores obtenidos para los nodos, y en ocasiones se aplican operaciones de suavizado, interpolación e incluso determinación de errores de aproximación.

Actualmente, el MVF es usado para calcular problemas tan complejos, que los ficheros que se generan como resultado tienen tal cantidad de datos que resulta conveniente disponer de programas adicionales para organizarlas y procesarlas para hacerlas más comprensible e

ilustrar diferentes aspectos del problema, obtener representaciones gráficas y magnitudes derivadas, que permiten extraer conclusiones del problema.

5.3.2. Conceptos básicos

A. Diferencias en el estudio de un fluido según Lagrange y Euler:

Según Lagrange, un campo de flujo puede ser tomado como compuesto por un gran número de partículas con tamaño finito, que tienen masa, momento, energía interna y otras propiedades. Por lo tanto, se pueden definir leyes matemáticas para cada una de estas partículas de fluido.

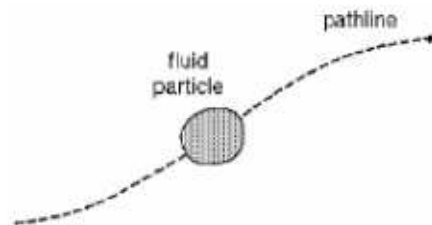


Figura 9. Partícula según Lagrange

Según Euler, se debe considerar como las propiedades del flujo cambian en un “volumen de control”, que es fijado en el espacio y en el tiempo (x,y,z,t) .

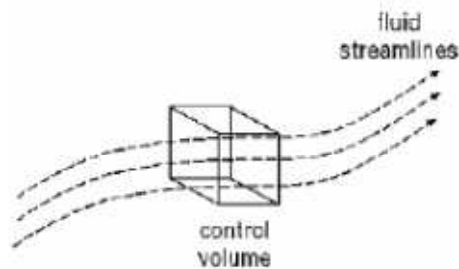


Figura 10. Volumen de control de Euler

B. Propiedades de un elemento del fluido

El comportamiento del fluido es descrito en términos de propiedades macroscópicas:

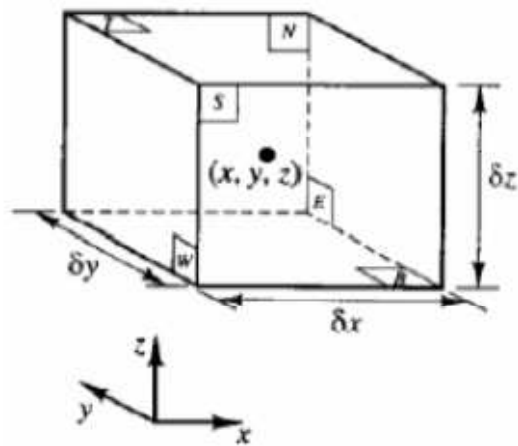


Figura 11. Volumen de control propiedades macroscópicas

- Velocidad u .
- Presión p .
- Densidad ρ .
- Temperatura T .
- Energía E .

Además se debe cumplir que:

- Las propiedades serán la media de un número lo suficientemente elevado de número de moléculas.
- Un elemento de volumen puede ser tomado como el menor volumen para el cual la continuidad se cumple.
- Las propiedades en las caras son expresadas con los dos primeros términos de las Series de Taylor.

Por ejemplo para la presión en las caras E y W será respectivamente:

$$p - \frac{\partial p}{\partial x} \frac{1}{2} \delta x \qquad p + \frac{\partial p}{\partial x} \frac{1}{2} \delta x$$

C. Balance de masas

El valor del incremento de la masa en el "volumen de control" es igual al valor neto del flujo de masa en el elemento.

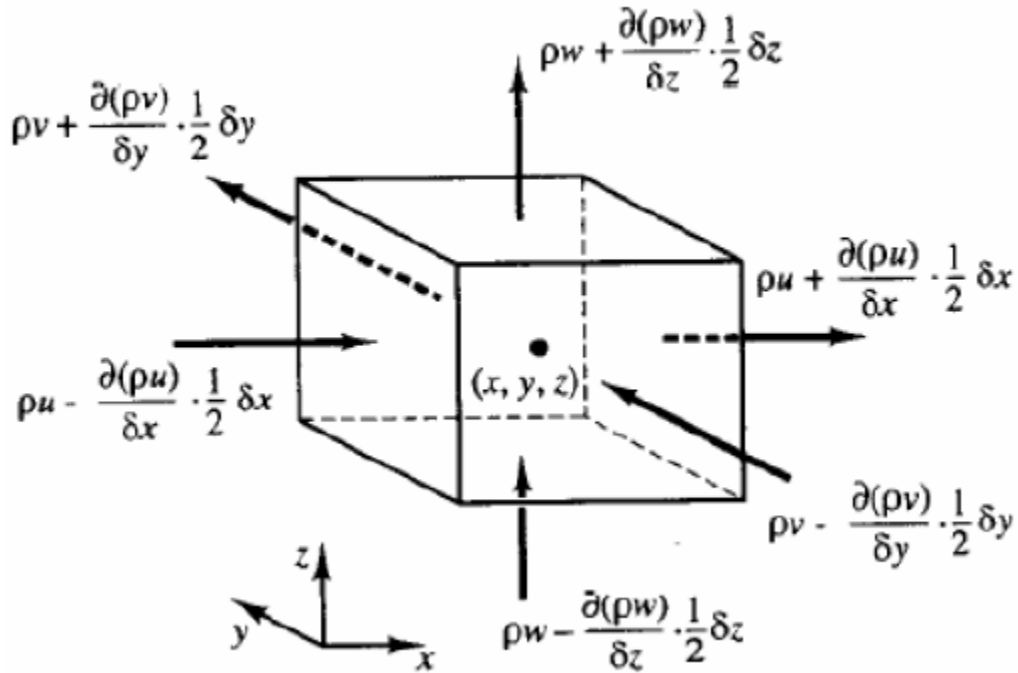


Figura 12. Volumen de control

El valor del incremento es:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \delta x \delta y \delta z) = \frac{\partial \rho}{\partial t} \delta x \delta y \delta z$$

El balance de entradas y salidas de masa en el “volumen de control” es el siguiente:

$$\begin{aligned} & \left(\rho u - \frac{\partial(\rho u)}{\partial x} \frac{1}{2} \delta x \right) \delta y \delta z - \left(\rho u + \frac{\partial(\rho u)}{\partial x} \frac{1}{2} \delta x \right) \delta y \delta z + \\ & + \left(\rho v - \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} \frac{1}{2} \delta y \right) \delta x \delta z - \left(\rho v + \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} \frac{1}{2} \delta y \right) \delta x \delta z + \\ & + \left(\rho w - \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} \frac{1}{2} \delta z \right) \delta x \delta y - \left(\rho w + \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} \frac{1}{2} \delta z \right) \delta x \delta y \end{aligned}$$

Y dividiendo por el volumen del volumen de control:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} = 0$$

Que de forma simplificada se puede escribir:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \text{div}(\rho u) = 0$$

Ecuación compuesta por dos miembros, el primer término se refiere al cambio de la densidad y el segundo término es un término convectivo referido al flujo neto a través de los límites del volumen de control.

Para flujos incompresibles el primer término, debido al cambio de densidad será cero, por lo que la ecuación quedará:

$$\text{div } u = 0$$

O lo que es lo mismo, de forma larga:

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} = 0$$

D. Variaciones del fluido según Lagrange (partícula) y Euler (volumen de control).

D.1. Variaciones en una partícula de fluido (Lagrange)

$$\frac{D\phi}{Dt} = \frac{\partial \phi}{\partial t} + \frac{\partial \phi}{\partial x} \frac{dx}{dt} + \frac{\partial \phi}{\partial y} \frac{dy}{dt} + \frac{\partial \phi}{\partial z} \frac{dz}{dt}$$

Sustituyendo $dx/dt = u$, $dy/dt = v$, $dz/dt = w$ podemos escribir la ecuación como:

$$\frac{D\phi}{Dt} = \frac{\partial \phi}{\partial t} + u \frac{\partial \phi}{\partial x} + v \frac{\partial \phi}{\partial y} + w \frac{\partial \phi}{\partial z} = \frac{\partial \phi}{\partial t} + u \text{ grad} \phi$$

D.2. Variaciones en un volumen de control (Euler)

Variaciones en un volumen de control estacionario (Euler), resultan del producto de $D\Phi/Dt$ y la densidad ρ :

$$\rho \frac{D\phi}{Dt} = \rho \left(\frac{\partial \phi}{\partial t} + u \text{ grad} \phi \right)$$

D.3. Relación entre la ecuación de Euler y la de Lagrange:

$$\frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} + \text{div}(\rho\phi u) = \rho \left[\frac{\partial \phi}{\partial t} + u \text{ grad} \phi \right] + \phi \left[\frac{\partial \rho}{\partial t} + \text{div}(\rho u) \right] = \rho \frac{D\phi}{Dt}$$

Donde:

- I: valor del incremento de Φ en el volumen de control

- II: valor neto del Φ saliente del volumen de control.
- III: valor neto del incremento de Φ para una partícula de fluido.
- IV: cero debido a la conservación de la masa.

E. Ecuaciones del momento en tres dimensiones

En primer lugar se derivan las ecuaciones del momento, según la segunda ley de Newton el valor del cambio de momento es igual a la suma de las fuerzas:

$$\rho \frac{Du}{Dt} + \rho \frac{Dv}{Dt} + \rho \frac{Dw}{Dt}$$

Las fuerzas que aparecen en una partícula de fluido son:

- Fuerzas en la superficie debido a la presión y a la viscosidad.
- Fuerzas del cuerpo. Como la gravedad, fuerzas centrífugas, Coriolis y fuerzas electromagnéticas.

El valor del cambio del momento en x para una partícula de fluido Du/Dt es igual a la suma de:

- La suma de las fuerzas debidas a las tensiones de superficie.
- Las fuerzas en los cuerpos.

$$\rho \frac{Du}{Dt} = \frac{\partial(-p + \tau_{xx})}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} + S_{Mx}$$

Similarmente para los momentos en z y en y tenemos:

$$\rho \frac{Dv}{Dt} = \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial x} + \frac{\partial(-p + \tau_{yy})}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zy}}{\partial z} + S_{My}$$

$$\rho \frac{Dw}{Dt} = \frac{\partial \tau_{xz}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial y} + \frac{\partial(-p + \tau_{zz})}{\partial z} + S_{Mz}$$

F. Ecuación para la energía

Como dice la primera ley de la termodinámica: el valor del cambio de energía en una partícula de fluido es igual al calor añadido más el valor del trabajo realizado. El valor del incremento de energía es:

$$\rho \frac{DE}{Dt}$$

La energía $E = i + 1/2(u_2 + v_2 + w_2)$, donde i es la energía interna y $1/2(u_2 + v_2 + w_2)$ es la energía cinética.

Normalmente la energía potencial, debida a la gravedad es tratada por separado e incluida posteriormente.

Derivando la ecuación de la energía, y sabiendo que el cambio en la energía es un resultado del trabajo realizado por las tensiones viscosas y por el calor neto transferido.

Finalmente se llega a una ecuación de conservación de la energía interna.

Realizando la derivada total de la energía en una partícula de fluido e igualándola a la derivada del trabajo y de los flujos de energía se obtiene la siguiente ecuación:

$$\rho \frac{DE}{Dt} = -\text{div}(\rho u) + \left[\frac{\partial(u\tau_{xx})}{\partial x} + \frac{\partial(u\tau_{yx})}{\partial y} + \frac{\partial(u\tau_{zx})}{\partial z} + \frac{\partial(v\tau_{xy})}{\partial x} + \frac{\partial(v\tau_{yy})}{\partial y} + \frac{\partial(v\tau_{zy})}{\partial z} + \frac{\partial(w\tau_{xz})}{\partial x} + \frac{\partial(w\tau_{yz})}{\partial y} + \frac{\partial(w\tau_{zx})}{\partial z} \right] + \text{div}(k \text{ grad} T) + S_E$$

Donde:

- Los dos primeros términos se refieren al trabajo por unidad de volumen debido a las tensiones de superficie.
- El tercer término es el flujo de energía debido a la conducción.
- S_E , incluye la energía potencial, fuentes de producción de calor provenientes de reacciones químicas, etc.

G. Ecuación para la energía cinética

Separadamente, podemos derivar una ecuación de conservación para la energía cinética de un fluido. Para ello, multiplicamos la ecuación del momento en u por u, la ecuación del momento en v por v y la ecuación del momento en w por w, obteniendo la siguiente ecuación:

$$\rho \frac{D\left(\frac{1}{2}(u^2 + v^2 + w^2)\right)}{Dt} = -u \text{ grad } p + u \left(\frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} \right) + v \left(\frac{\partial \tau_{xy}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zy}}{\partial z} \right) + w \left(\frac{\partial \tau_{xz}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} \right) + u S_M$$

H. Ecuación para la energía interna

Extrayendo la ecuación de la energía cinética de la ecuación de la energía total obtenemos la ecuación de la energía interna, que será definida como: $S_I = S_E - u \cdot S_M$, es decir:

$$\rho \frac{Di}{Dt} = -p \operatorname{div} u + \operatorname{div}(k \operatorname{grad} T) + \tau_{xx} \frac{\partial u}{\partial x} + \tau_{yx} \frac{\partial u}{\partial y} + \tau_{zx} \frac{\partial u}{\partial z} + \tau_{xy} \frac{\partial v}{\partial x} + \tau_{yy} \frac{\partial v}{\partial y} + \tau_{zy} \frac{\partial v}{\partial z} + \tau_{xz} \frac{\partial w}{\partial x} + \tau_{yz} \frac{\partial w}{\partial y} + \tau_{zz} \frac{\partial w}{\partial z} + S_i$$

I. Ecuación para la Temperatura

Para un fluido incompresible donde $i=cT$, donde c es el calor específico y $\operatorname{div} u=0$:

$$\rho c \frac{DT}{Dt} = \operatorname{div}(k \operatorname{grad} T) + \tau_{xx} \frac{\partial u}{\partial x} + \tau_{yx} \frac{\partial u}{\partial y} + \tau_{zx} \frac{\partial u}{\partial z} + \tau_{xy} \frac{\partial v}{\partial x} + \tau_{yy} \frac{\partial v}{\partial y} + \tau_{zy} \frac{\partial v}{\partial z} + \tau_{xz} \frac{\partial w}{\partial x} + \tau_{yz} \frac{\partial w}{\partial y} + \tau_{zz} \frac{\partial w}{\partial z} + S_i$$

J. Ecuación para la entalpía

Siendo $h=i+p/\rho$ y $h_0=h+1/2(u^2+v^2+w^2)$ tenemos, a partir de la ecuación general de la energía:

$$\frac{\partial(\rho h_0)}{\partial t} + \operatorname{div}(\rho h_0 u) = \operatorname{div}(k \operatorname{grad} T) + \frac{\partial p}{\partial t} + \left[\begin{array}{l} \frac{\partial(u\tau_{xx})}{\partial x} + \frac{\partial(u\tau_{yx})}{\partial y} + \frac{\partial(u\tau_{zx})}{\partial z} + \frac{\partial(v\tau_{xy})}{\partial x} + \frac{\partial(v\tau_{yy})}{\partial y} + \frac{\partial(v\tau_{zy})}{\partial z} + \\ \frac{\partial(w\tau_{xz})}{\partial x} + \frac{\partial(w\tau_{yz})}{\partial y} + \frac{\partial(w\tau_{zz})}{\partial z} \end{array} \right] + S_h$$

K. Ecuaciones de estado

El movimiento de un fluido está definido por 5 ecuaciones de masa, momento y energía.

Asumimos el equilibrio termodinámico, ya que el tiempo que le cuesta a una partícula de fluido ajustarse a las nuevas condiciones es corto en relación con el periodo de tiempo del flujo.

Añadimos dos ecuaciones de estado usando las dos variables de estado r y T : $p=p(r, T)$ y $i=i(r, T)$. Para un gas perfecto tendremos pues: $p=r RT$ y $i=c_v T$.

A bajas velocidades, los fluidos pueden ser considerados incompresibles.

5.3.3. Ecuaciones de Navier-Stokes para fluidos Newtonianos

Las ecuaciones de momentos que gobiernan los fluidos tienen componentes de tensiones viscosas τ_{ij} , que eran prácticamente desconocidas hasta que gracias a Navier y Stokes se introdujo un modelo apropiado para estas tensiones.

Tensiones debido a la viscosidad:

- Estas tensiones, como su nombre indica son fuerzas por unidad de área, sus unidades de medida son los N/m² o Pa.
- Las tensiones debido a la viscosidad se simbolizan por τ , siendo la notación τ_{ij} que indica la dirección y sentido.

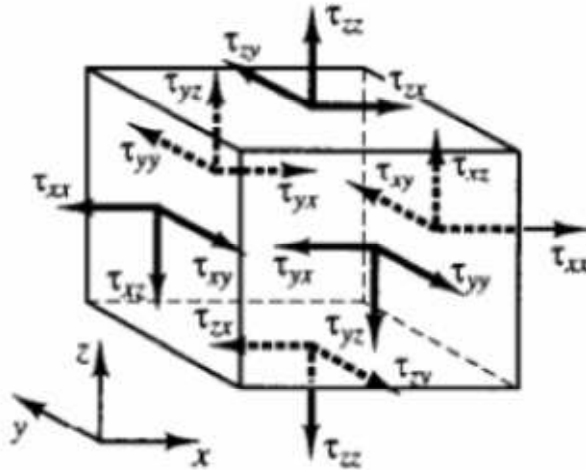


Figura 13. Componentes de las tensiones debido a la viscosidad

Navier-Stokes expresaron estas “viscous stresses” en función de la deformación. El valor de la deformación de un elemento del fluido tiene nueve componentes en tres dimensiones, denotadas por el símbolo e_{ij} , donde los índices son idénticos a los índices de las tensiones.

$$\begin{aligned}
 e_{xx} &= \frac{\partial u}{\partial x} & e_{yy} &= \frac{\partial v}{\partial y} & e_{zz} &= \frac{\partial w}{\partial z} \\
 e_{xy} = e_{yx} &= \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right) & e_{xz} = e_{zx} &= \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right) \\
 e_{yz} = e_{zy} &= \frac{1}{2} \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right)
 \end{aligned}$$

La deformación volumétrica vendrá dada por:

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} = \text{div } \mathbf{u}$$

En un fluido Newtoniano las “viscous stresses” son proporcionales a los valores de las deformaciones anteriores:

$$\begin{aligned}\tau_{xx} &= 2\mu \frac{\partial u}{\partial x} + \lambda \operatorname{div} u & \tau_{yy} &= 2\mu \frac{\partial v}{\partial y} + \lambda \operatorname{div} u & \tau_{zz} &= 2\mu \frac{\partial w}{\partial z} + \lambda \operatorname{div} u \\ \tau_{xy} &= \tau_{yx} = \mu \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right) & \tau_{xz} &= \tau_{zx} = \mu \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right) \\ \tau_{yz} &= \tau_{zy} = \mu \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right)\end{aligned}$$

Donde μ es la viscosidad dinámica, y λ es llamada segunda viscosidad que describe las tensiones producidas por la deformación volumétrica. El efecto de la segunda deformación es pequeño.

Se consiguen deducir las ecuaciones de Navier-Stokes cuando sustituimos las “shear stresses” en las siguientes ecuaciones (ecuaciones de momentos vistas anteriormente):

$$\begin{aligned}\rho \frac{Du}{Dt} &= \frac{\partial(-p + \tau_{xx})}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yx}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zx}}{\partial z} + S_{Mx} \\ \rho \frac{Dv}{Dt} &= \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial x} + \frac{\partial(-p + \tau_{yy})}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zy}}{\partial z} + S_{My} \\ \rho \frac{Dw}{Dt} &= \frac{\partial \tau_{xz}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial y} + \frac{\partial(-p + \tau_{zz})}{\partial z} + S_{Mz}\end{aligned}$$

Con lo que obtendremos las ecuaciones de Navier-Stokes:

$$\rho \frac{Du}{Dt} = -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left[2\mu \frac{\partial u}{\partial x} + \lambda \operatorname{div} u \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[\mu \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right) \right] + S_{Mx}$$

$$\begin{aligned} \rho \frac{Dv}{Dt} &= -\frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[2\mu \frac{\partial v}{\partial y} + \lambda \operatorname{div} u \right] + \\ &+ \frac{\partial}{\partial z} \left[\mu \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right) \right] + S_{My} \\ \rho \frac{Dw}{Dt} &= -\frac{\partial p}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right) \right] + \\ &+ \frac{\partial}{\partial z} \left[2\mu \frac{\partial w}{\partial z} + \lambda \operatorname{div} u \right] + S_{Mz} \end{aligned}$$

Recordando, las ecuaciones que definirán nuestro fluido serán:

$$\begin{aligned} \text{Mass} \quad & \frac{\partial \rho}{\partial t} + \operatorname{div}(\rho u) = 0 \\ x - \text{momentum} \quad & \frac{\partial(\rho u)}{\partial t} + \operatorname{div}(\rho u u) = -\frac{\partial p}{\partial x} + \operatorname{div}(\mu \operatorname{grad} u) + S_{Mx} \\ y - \text{momentum} \quad & \frac{\partial(\rho v)}{\partial t} + \operatorname{div}(\rho v u) = -\frac{\partial p}{\partial y} + \operatorname{div}(\mu \operatorname{grad} v) + S_{My} \\ z - \text{momentum} \quad & \frac{\partial(\rho w)}{\partial t} + \operatorname{div}(\rho w u) = -\frac{\partial p}{\partial z} + \operatorname{div}(\mu \operatorname{grad} w) + S_{Mz} \\ \text{Internal energy} \quad & \frac{\partial(\rho i)}{\partial t} + \operatorname{div}(\rho i u) = -p \operatorname{div} u + \operatorname{div}(k \operatorname{grad} T) + \Phi + S_i \\ \text{Equations of state} \quad & p = p(\rho, T) \quad \text{y} \quad i = i(\rho, T) \end{aligned}$$

$$\text{p.e. gas perfecto : } p = \rho RT \quad \text{y} \quad i = c_v T$$

Necesitaremos derivar las ecuaciones de conservación con las que podremos calcular las velocidades del fluido así como otras propiedades del mismo.

Estas ecuaciones pueden ser derivadas para una partícula de fluido moviéndose con el flujo (forma Lagrangiana) o para un volumen de control estacionario en el espacio (forma Euleriana).

Los programas CFD necesitan dichas ecuaciones en la forma Euleriana, pero en algunas ocasiones es más fácil la derivación en la forma Lagrangiana, afortunadamente podremos convertir las ecuaciones de una forma a otra utilizando las relaciones propuestas anteriormente.

6. DESCRIPCIÓN DE LA EDAR ESTUDIADA.

En este capítulo se realiza una breve descripción de los procesos que componen la EDAR estudiada. Posteriormente se describirá de forma más precisa el reactor biológico, objeto de estudio de este proyecto.



Figura 14. Vista EDAR estudiada.

6.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La EDAR estudiada depura las aguas provenientes de los varios municipios, mediante un sistema de Fangos activos a media carga, con estabilización aerobia del lodo y deshidratación mediante centrifugas.

Inicialmente el carácter de las aguas residuales que llegaban a la EDAR era fundamentalmente urbano, y las aportaciones de agua de otra naturaleza se debían fundamentalmente a aguas residuales procedentes de cooperativas. En los últimos años se ha urbanizado considerablemente la zona, construyéndose varios polígonos industriales cuyas aguas también se tratan en la depuradora.

El agua llega a la depuradora por un colector de gravedad hasta un pozo de gruesos. Desde aquí el agua es elevada hasta el desbaste y desde allí pasará por gravedad a las siguientes unidades de tratamiento.

El desbaste consta de tres canales, dos de ellos dotados con dos Aquascreenes, y el tercero con una reja manual. El agua desbastada entra en los dos desarenadores – desengrasadores dinámicos. Tienen un sistema de extracción de arenas mediante bombas y posteriormente son retiradas mediante un clasificador de arenas. A la salida de los desarenadores, el agua se reparte entre los dos decantadores primarios, y luego entra, junto con la recirculación externa a la primera cámara aerobia del reactor biológico. El sistema de aireación es mediante turbinas, existiendo dos turbinas en cada una de las cubas de aireación, que pueden funcionar en alta y baja velocidad. Finalmente el agua es clarificada en los dos decantadores secundarios y vertida después de atravesar el laberinto de cloración, en el cual no se realiza la cloración del efluente.

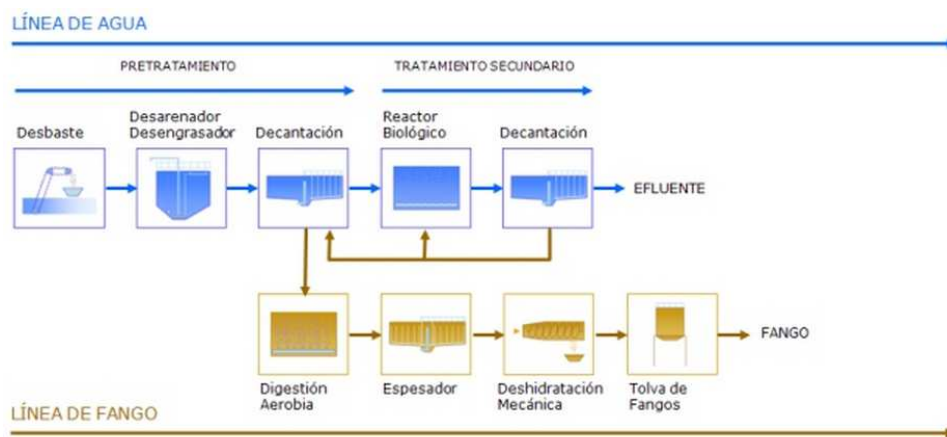


Figura 15. Líneas de agua y fango de la EDAR estudiada

El fango biológico en exceso, que se extrae del sistema, se conduce a cabecera del decantador primario, de forma que en el decantador primario las bombas de mixtos impulsan el fango mixto, hasta las cubas de digestión, donde se produce una estabilización aerobia del lodo. El fango digerido es posteriormente espesado mediante un espesador de gravedad y finalmente deshidratado mediante centrífugas.

El fango deshidratado es almacenado en tolvas y trasladado en bañeras hasta una planta de compostaje.

La EDAR estudiada comenzó a funcionar a principios de los años 90. Está dimensionada para tratar $14.400 \text{ m}^3/\text{día}$, o 72.000 habitantes equivalentes. El proyecto se diseñó para la eliminación de la materia carbonada del agua, no contemplándose la eliminación de todas las formas de nitrógeno.

Los parámetros característicos de contaminantes de diseño son los siguientes:

A. Línea de agua

	Influyente	Efluente	Reducción (%)
Concentración media S.S. (mg/L)	300	≤ 35	≥ 98
Carga S.S (Kg/día)	2100	-	-
Concentración media DBO5 (mg/L)	350	≤ 25	≥ 98
Carga DBO5 (Kg/día)	5040	-	-

Tabla 1. Parámetros de diseño de la línea de agua

B. Línea de fangos

- Reducción de sólidos volátiles (%): ≥ 40%
- Sequedad del fango deshidratado (%): ≥ 22%

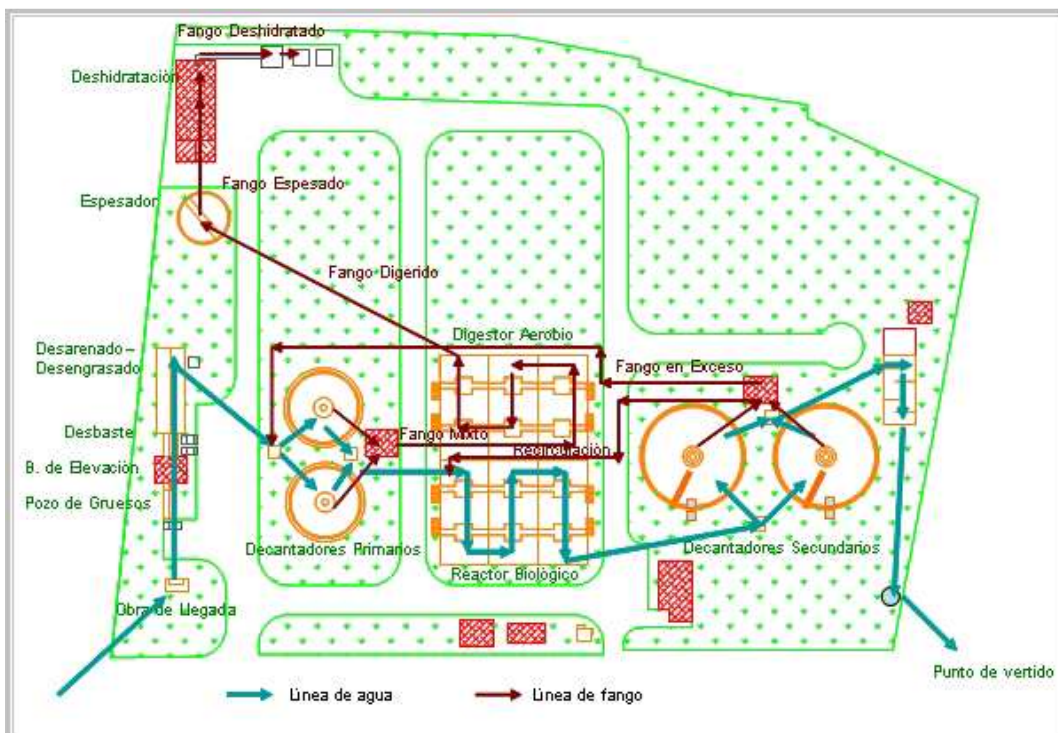


Figura 16. Diagrama actual del flujo de la línea de agua y fango

A lo largo de los años de funcionamiento se han realizado diversas modificaciones y mejoras en el funcionamiento de la planta:

- Se ha modificado el flujo del agua. Inicialmente el reactor funcionaba con los tres reactores en paralelo y durante los últimos años de explotación se ha estado trabajando con los tres reactores en serie.
- Se ha tratado de utilizar el primer reactor como una cámara anóxica. Sin embargo resulta difícil mantener un potencial rédox adecuado, ya que el sistema de agitación-

aireación son turbinas, en lugar de agitadores, resultando potenciales rédox demasiado negativos cuando las turbinas están paradas, pudiendo llegar a trabajar bajo condiciones de anaerobiosis.

- Se ha dotado de instrumentación a los reactores. Cada reactor dispone de una sonda de oxígeno. Además, en el primer reactor se ha instalado una sonda rédox. Cabe destacar que estas sondas rédox y de oxígeno en cada cuba son meramente informativas, pues el funcionamiento tanto en velocidad alta como baja así como marcha-paro de las turbinas, no viene regulado automáticamente a través de un PLC en función de los niveles de oxígeno de las balsas de aireación. Ello conlleva que en caso de vertidos puntuales donde se vea afectado el proceso, la modificación manual de los tiempos de funcionamiento de las turbinas sea a posteriori. En vista a los frecuentes vertidos industriales y por tanto las importantes variaciones de la carga de entrada, para intentar amortiguar la probable entrada de cargas elevadas y garantizar la no afección a Dominio Público Hidráulico, se opta por tener un margen de oxígeno por encima del habitual, y como consecuencia repercutiendo en un elevado consumo energético de la explotación.

6.2. PARÁMETROS FÍSICOS DE LA ETAPA SECUNDARIA

El tratamiento biológico se lleva a cabo en un reactor de aproximadamente 3345 m³, dividido en tres tanques que poseen forma prismática. Cada uno de los tanques mide 25,8m x 12,9m x 3,35m, siendo el volumen unitario de 1115 m³ aproximadamente. Los tanques están comunicados entre ellos mediante canales a los que el flujo entra y sale en forma de vertedero por todo el ancho del canal.

El sistema de aireación consiste en turbinas de eje vertical de baja frecuencia que pueden funcionar a dos velocidades (56 y 84 r.p.m.) con una potencia unitaria de 26 / 38 kW. La eficiencia en la transferencia es de 1,85 Kg O₂/kWh en condiciones estándar. Las turbinas están instaladas sobre plataformas situadas en la zona central del tanque, distribuidas dos unidades por tanque. Las turbinas de aireación son también el sistema mediante el cual se mantiene agitado el tanque.

Por otra parte, cada uno de los decantadores secundarios mide 25 m de diámetro y tiene una profundidad media de 2,66 m. La longitud de vertedero es de 74,46 m siendo el volumen unitario de 1306 m³ aproximadamente. La recirculación externa unitaria es de 450 m³/h. El flujo de la línea del reactor llega a una arqueta de reparto mediante la cual se distribuye el flujo a sedimentar hacia las dos unidades de decantación. El licor mezcla se recircula hacia cabecera del reactor donde se mezcla con el flujo que proviene de la decantación primaria. Tras atravesar el canal de reparto entra en el reactor biológico.

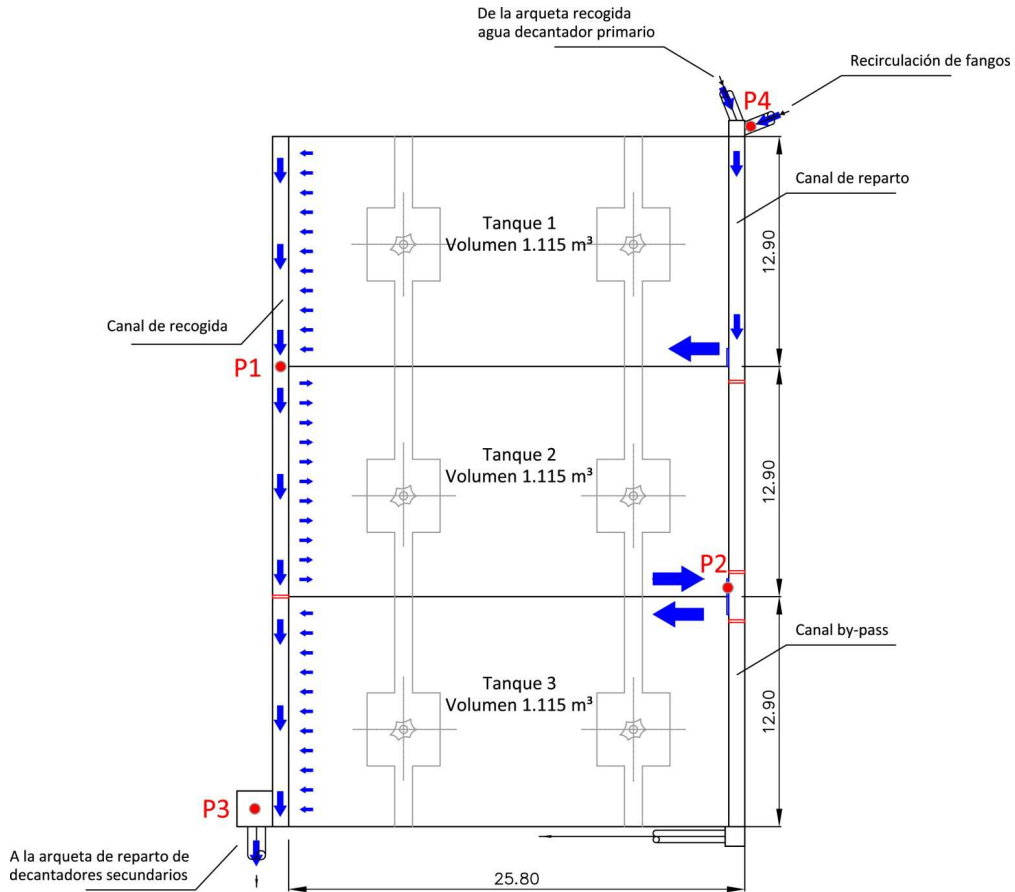


Figura 17. Esquema del diseño del reactor biológico

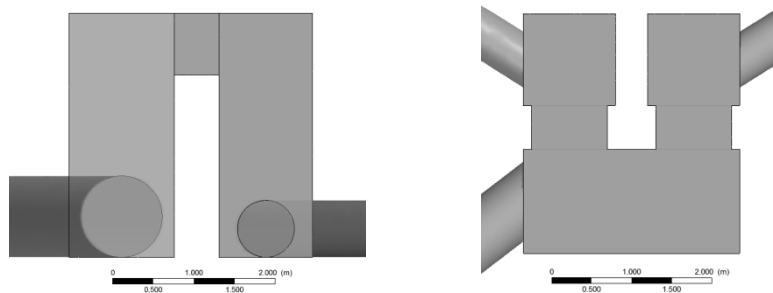


Figura 18. Vista de perfil y planta de la arqueta de reparto de entrada a decantación

6.3. FUNCIONAMIENTO DE LA ETAPA SECUNDARIA

El paso del flujo desde un tanque al siguiente se realiza mediante los canales adyacentes a las cubas de aireación. Este paso se lleva a cabo de dos maneras diferentes dependiendo del lateral del reactor. Por un lateral se realiza mediante la superficie a través de todo el ancho de lámina libre a modo de vertedero, mientras que por el otro lateral se realiza mediante compuertas, limitando el ancho del canal.

El proceso biológico está diseñado para trabajar con una concentración de sólidos suspendidos de [3,5 – 4] (kg SSLM/m³) y una carga másica media de aproximadamente 0,08 (kg DBO5/kg SSLM).

El sistema de aireación funciona mediante ciclos de marcha y paro. Como se ha comentado anteriormente, además de proporcionar el oxígeno necesario, las turbinas son el elemento mezclador y que mantiene agitado el licor mezcla en el reactor. Los ciclos de marcha-paro están programados por relojes y dependen a su vez de las consignas de oxígeno en cada tanque. El sentido de giro de las turbinas será especular dentro de cada línea, maximizando el grado de mezcla.

Por otra parte, la recirculación externa se lleva a cabo de forma independiente para cada decantador, el régimen de funcionamiento de la recirculación externa es continuo.

6.3.1. Tiempo de residencia teórico

Considerando igualdad de condiciones entre los tres tanques, siendo **V** el volumen en m³ y siendo **q** el caudal medio influente considerado, los tiempos medios de residencia teóricos son los siguientes:

A. Reactor biológico

$$tr = \frac{V}{q} = \frac{1.115 + 1.115 + 1.115}{14.400} \cdot 24 = 5,6 \text{ h}$$

B. Cuba de aireación unitaria

$$tr = \frac{V}{q} = \frac{1.115}{14.400} \cdot 24 = 1,86 \text{ h}$$

C. Decantación

$$tr = \frac{V}{q} = \frac{1.305 + 1.305}{14.400} \cdot 24 = 4,35 \text{ h}$$

6.3.2. Demanda de oxígeno disuelto del reactor

Como se ha comentado anteriormente, uno de los apartados del presente estudio consiste en calcular el aporte necesario de oxígeno disuelto para satisfacer la demanda que hace posible llevar a término el proceso de degradación biológica de los contaminantes presentes en el agua residual. Se explica a continuación el fundamento teórico para llevar a cabo los cálculos.

Para el diseño del reactor biológico se necesitan tener en cuenta una serie de parámetros operacionales. Junto con las cargas contaminantes de entrada y salida, existen una serie de parámetros que deben de ser controlados para garantizar un funcionamiento óptimo de la planta.

El cálculo de la demanda de oxígeno depende de estos parámetros. Los más importantes son:

A. Carga másica (Cm)

Relación existente entre la carga de materia orgánica que entra al reactor biológico por una unidad de tiempo determinada, y la masa de microorganismos existentes en el mismo. Se expresa como:

$$\text{Carga másica} = \frac{\text{Carga de entrada diaria de DBO5}}{\text{Sólidos del sistema}} = \frac{Q * S_0}{V * X} \left(\frac{\text{KgDBO5}}{\text{día} * \text{KgMLSS}} \right)$$

donde,

- Q = caudal de entrada al reactor en m³/día
- S₀ = concentración de DBO5 a la entrada del reactor en Kg/m³
- V = Volumen del reactor en m³
- X = Concentración de sólidos en suspensión del licor mezcla KgMLSS/ m³

La carga másica determina el rendimiento de depuración del proceso de fangos activos en sistemas de aireación prolongada. Para una depuración biológica completa se deberían tener valores menores de 0,4 KgDBO5/(KgMLSS*día).

B. Edad del fango

La edad del fango se corresponde con el tiempo medio en días de los microorganismos en el reactor biológico. Se obtiene como el cociente entre los sólidos suspendidos totales en el reactor y la producción diaria de fangos en exceso. La producción de fangos en exceso incluye los extraídos del reactor (o por recirculación) y los que fugan en la salida del decantador secundario.

La ecuación para el cálculo de la edad del fango es la siguiente:

$$\text{Edad del fango} = \frac{V * X}{Q_p * X_p}$$

donde,

- V = Volumen del reactor en m³
- X = Concentración de sólidos en suspensión del licor mezcla KgMLSS/ m³
- Q_p = caudal de la purga de fangos
- X_p = SSV de la purga de fangos (Kg/ m³)

La edad del fango es un factor limitante para muchos procesos. Si la edad del fango mínima para un determinado microorganismo no se alcanza, los microorganismos de ese tipo no se mantienen en el reactor. Si la edad del fango no es lo suficientemente elevada pueden tener lugar problemas de nitrificación. También se ha comprobado experimentalmente que con una edad del fango alta, sustancias difícilmente degradables biológicamente pueden ser eliminadas.

Además de estos dos parámetros anteriormente explicados existen otros que deben tenerse en cuenta para el diseño del sistema de aireación del reactor. En el siguiente esquema se indican los más importantes y en que parte del cálculo influyen.

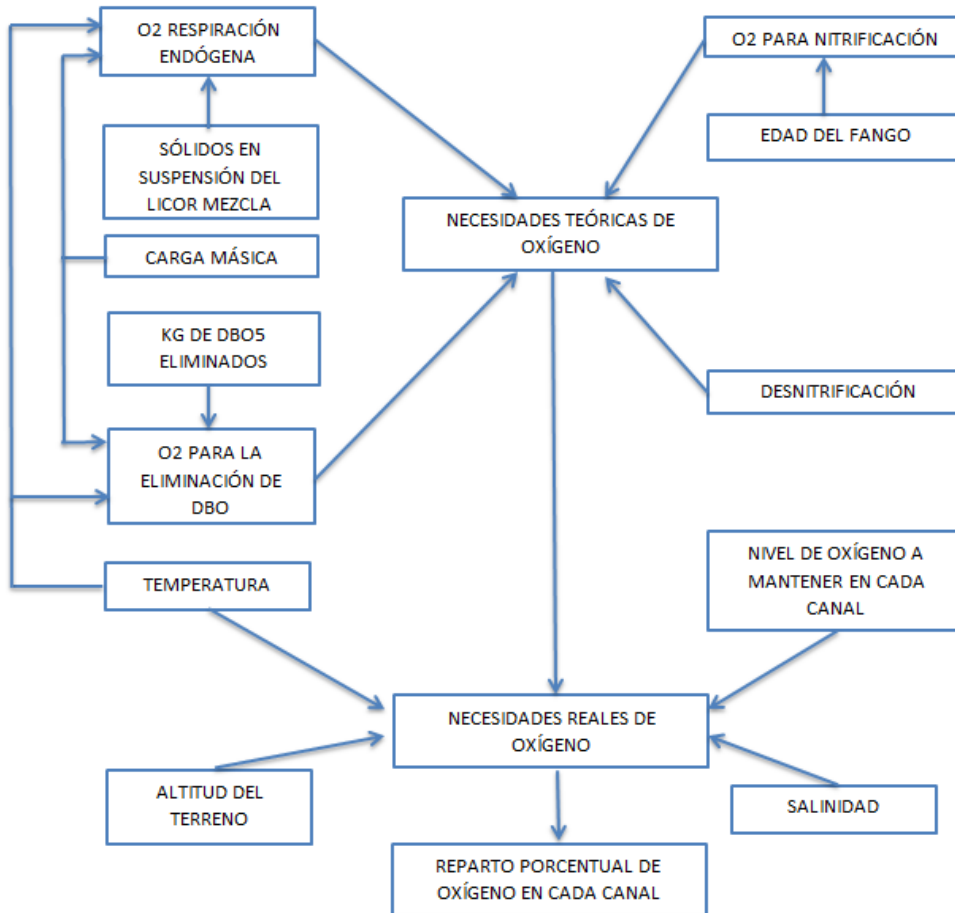


Figura 19. Factores principales del diseño de un reactor

Para el diseño del reactor se indica el caudal de agua residual diario que llegará a la instalación y las cargas contaminantes mediante: concentraciones de DBO₅, sólidos en suspensión y nitrógeno potencialmente oxidable del mismo.

Los tiempos de aireación dependen de 3 variables principalmente:

- Necesidades de aireación (demanda de oxígeno)
- Horas de caudal influente punta
- Tarifas / precio de la energía

7. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

El procedimiento experimental que se ha elaborado para realizar el ensayo en planta se incluye de forma íntegra en el **ANEXO I**. En el presente capítulo se ha extraído parte de los apartados más relevantes del mismo.

7.1. PUNTOS DE EXTRACCIÓN DE MUESTRAS

La bibliografía coincide en que el tiempo de muestreo total debe ser de 3 veces el tiempo de residencia teórico, de forma que se asegure tomar suficientes muestras como para poder obtener la distribución completa. Para procesos que presentan altas tasas de recirculación se obtendrán distribuciones con “colas” largas, las cuales se pueden extrapolar e incluso despreciar el final de las mismas. En el caso del reactor a estudiar, se ha realizado el muestreo durante 12 horas, lo que se correspondería a más de 2 veces el tiempo de residencia teórico. Esto es debido a la imposibilidad logística por realizar el ensayo durante 3 o 4 ciclos del tiempo de residencia teórico. Se puede observar en el esquema siguiente los puntos de muestreo:

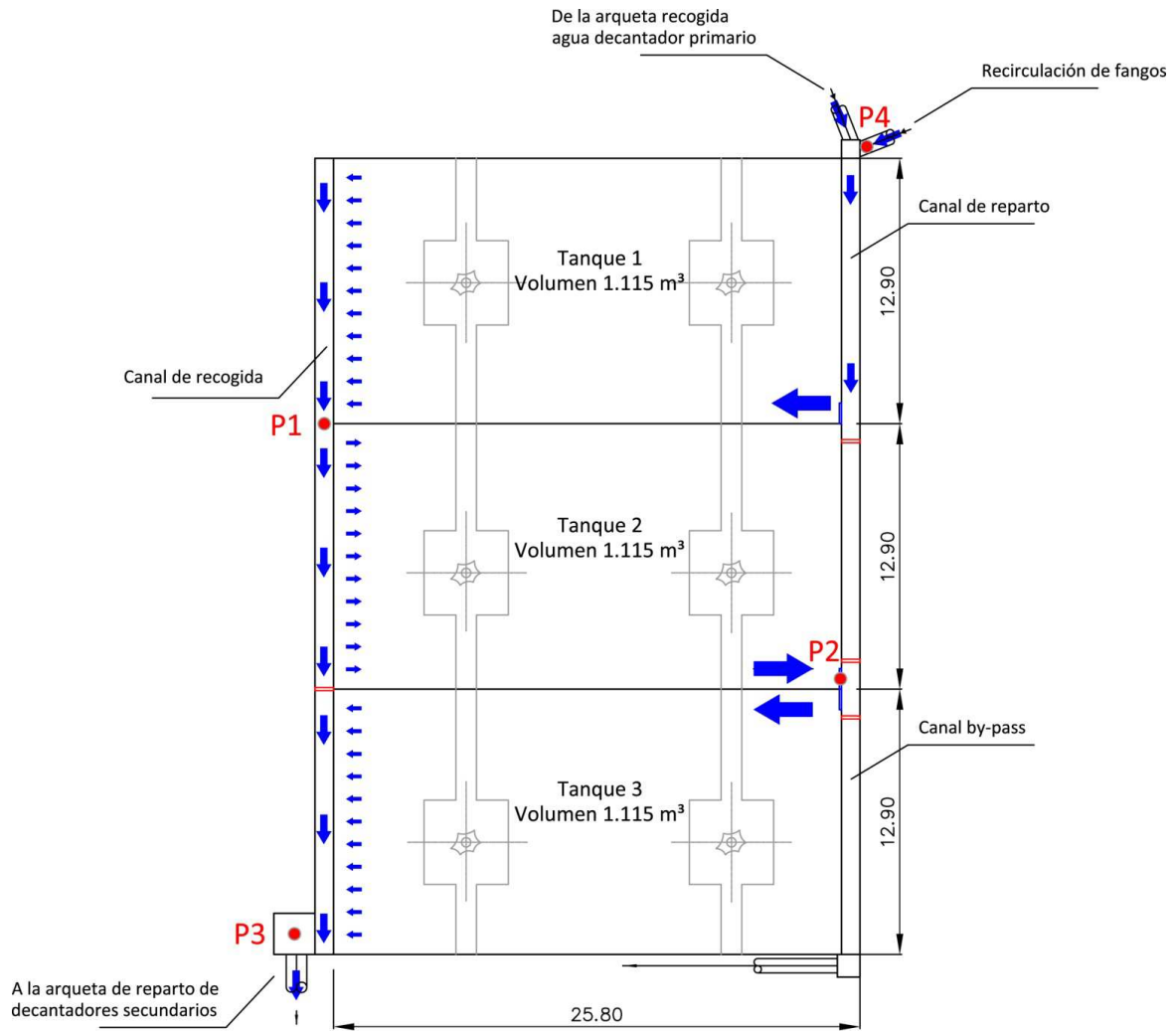


Figura 20. Puntos de muestreo del procedimiento experimental

En un inicio el experimento se diseñó para extraer un total de 195 muestras, pero finalmente se han recogido más muestras ya que se incorporaron dos puntos más de muestreo, el D1 y el D2, localizados en el efluente de cada decantador. De esta forma, se podrá realizar un estudio del comportamiento hidrodinámico en decantación e incluso comparar cualitativamente el comportamiento entre decantadores.

Para la nomenclatura de los puntos de muestreo del experimento y la posterior discusión de resultados, se ha ordenado los puntos en el sentido del flujo. Sí, se tiene:

a) Reactor biológico: P1, P2 y P3

Los puntos de muestreo están situados a la salida de cada uno de los tanques 1, 2 y 3.

La distribución obtenida en el punto P3 se tomará como la global del comportamiento del reactor biológico.

b) Decantación

Puntos D1 y D2: localizados en el efluente de decantación. Se corresponde con el tanque final de la etapa secundaria.

c) Recirculación externa

Punto P4: Se toma antes de descargar en el canal de reparto previo a la entrada al reactor.

7.2. PREPARACIÓN Y PROCESADO DE LAS MUESTRAS EN EL LABORATORIO

Una vez recogidas todas las muestras, se procederá a su traslado al laboratorio y preparación para ser analizadas en el espectrofotómetro de fluorescencia o fluorímetro. La preparación de las muestras, características del equipo, calibrado y funcionamiento del mismo se encuentra detallado en el **ANEXO II**.

8. RESULTADOS ENSAYO EXPERIMENTAL

En este capítulo se muestran y se discuten los resultados obtenidos en el ensayo experimental de la distribución del tiempo de residencia. Se incluyen las distribuciones DTR obtenidas referentes al ensayo con trazadores, el cálculo de los tiempos de residencia experimentales en relación con los teóricos y la caracterización de las DTR mediante los parámetros e índices característicos.

En un segundo apartado, se mostrarán los mapas de oxígeno disuelto medido en planta para diferentes escenarios y el cálculo de la demanda de oxígeno necesario que se ha realizado mediante una hoja de cálculo EXCEL expresamente elaborada para este fin.

8.1. DISTRIBUCIONES OBTENIDAS EN LOS PUNTOS DE CONTROL

En este apartado se incluyen los resultados del experimento con trazadores. Se muestran las distribuciones obtenidas para cada uno de los puntos de muestreo P1, P2, P3, P4, D1 y D2. En el momento de la introducción del pulso inicial se han tenido ambas turbinas de aireación en funcionamiento para garantizar la mezcla del trazador. Posteriormente el régimen de trabajo de las turbinas ha sido el de proceso, el cuál funciona de forma temporizada.

8.1.1. DTR en el tanque 1

Se presenta la DTR resultante a la salida del tanque 1 para un tiempo total de 12 horas:

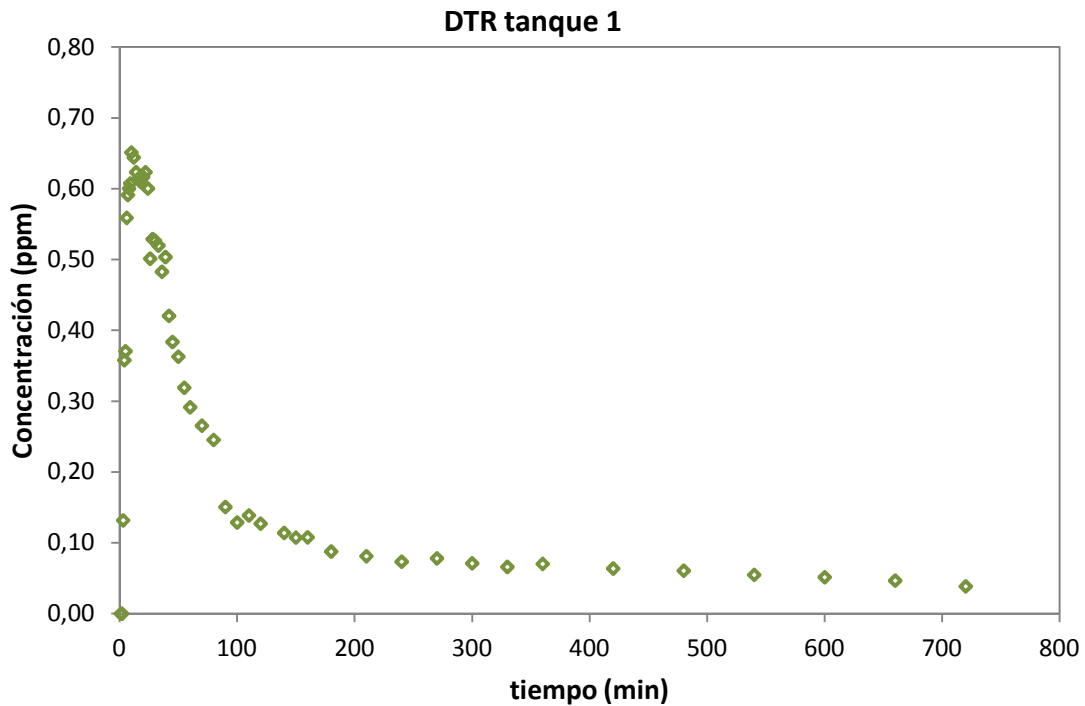


Gráfico 1. DTR en zona anoxia Tanque 1

La distribución presenta el comportamiento típico esperado de un reactor continuo completamente agitado (RCTA). Presenta un tiempo inicial de prácticamente cero, debido a que el trazador se mezcla rápidamente en todo el volumen del tanque. El tiempo que transcurre desde la introducción en pulso en el canal de reparto, atravesar el mismo y alcanzar la salida del tanque 1 es de 3 minutos.

Posteriormente, la concentración aumenta rápidamente presentando una pendiente muy pronunciada hasta alcanzar un máximo a los 10 minutos. A partir de ahí, la concentración disminuye de forma exponencial, propia del comportamiento en un RCTA, tal y como se esperaba mediante el análisis previo al diseño del experimento.

A continuación, se muestran los tiempos característicos asociados a los puntos experimentales de la distribución del tiempo de residencia en ambas líneas de la zona anoxia.

A. Tiempo de concentración máxima y concentración máxima

Las concentraciones máximas alcanzadas presentan un buen ajuste.

- Tiempo de concentración máxima = 10 min
- Concentraciones esperadas de $700\text{g}/1115\text{ m}^3 = 0,63\text{ ppm}$
- Concentración máxima obtenida salida tanque 1 = 0,65 ppm

La concentración máxima esperada y la obtenida únicamente difieren en un 3%, con lo que se puede afirmar que con el sistema de aireación encendido no existe parte del flujo que se cortocircuita. Además, se puede interpretar que el flujo se mezcla completamente en todo el volumen, de forma que se obtiene el grado de dilución estimado. Si parte del volumen no

quedara mezclado, se hubiera detectado una concentración máxima la salida más elevada que la esperada.

B. Grado de agitación

A partir de los datos experimentales representados mediante la DTR1 se puede interpretar que el flujo en el tanque 1 está perfectamente mezclado. Así, la concentración de trazador es uniforme en el tanque, es decir, aumenta y disminuye progresivamente sin presentar puntos de inflexión, lo que apunta a que el flujo presenta buen grado de mezcla. De lo contrario, la distribución presentaría diferentes picos y valles. Por lo tanto, una vez alcanzada la concentración máxima, la concentración disminuye de forma progresiva siendo cada concentración de trazador medida, menor que el anterior.

8.1.2. DTR en el tanque 2

Se presenta y discute el gráfico correspondiente al punto P2 medido en la salida del reactor 2, previo al canal que comunica los tanques 2 y 3.

De la misma forma que en la discusión anterior, la distribución obtenida es característica del comportamiento de tanques agitados en serie. En este caso, como es de esperar, se observa una forma más achatada de la curva. Se aprecia que no tiene la forma tan pronunciada como en el caso del primer tanque, es decir, presenta una concentración máxima menor y una dispersión mayor.

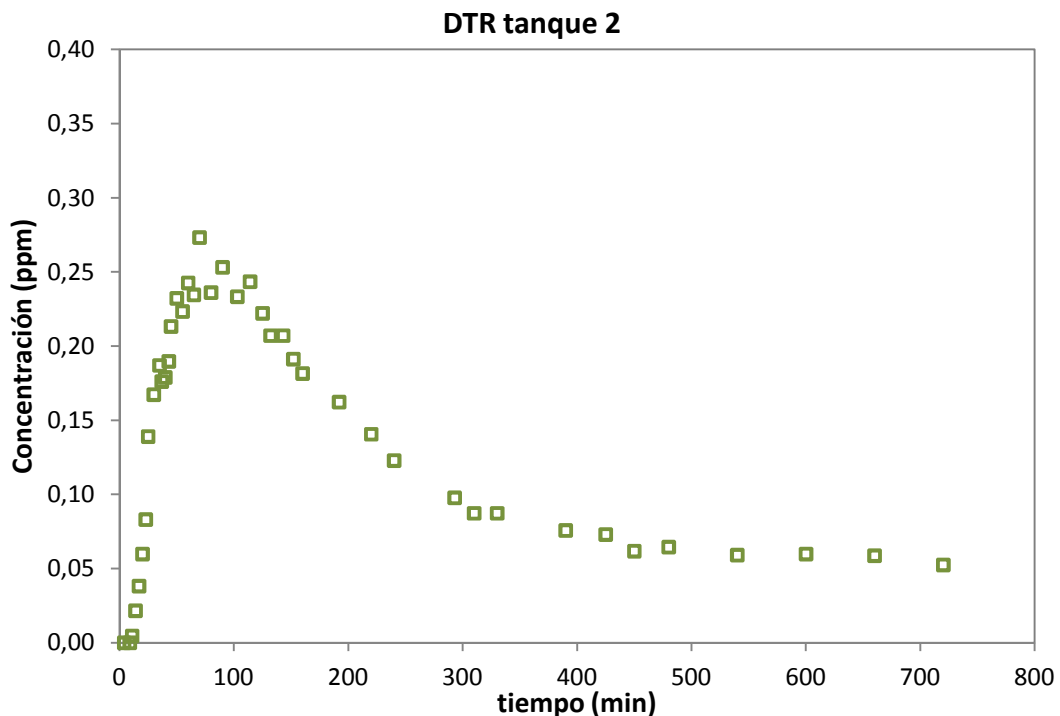


Gráfico 2. DTR en zona aerobia Tanque 2

A. Tiempo de concentración máxima y concentración máxima

Se presenta el tiempo para el cual se alcanza la concentración máxima en la salida del tanque 2, para el cual, la concentración máxima alcanzada se ajusta bien a la concentración máxima esperada:

- Tiempo de concentración máxima = 70 min
- Concentraciones esperadas de $700\text{g}/(1115+1115) \text{ m}^3 = 0,31 \text{ ppm}$
- Concentración máxima obtenida salida tanque 2 = 0,27 ppm

La concentración máxima medida difiere en un 12% de la esperada siendo la concentración obtenida experimentalmente ligeramente menor. Este fenómeno se puede justificar debido a que el flujo se mezcla con mayor cantidad de volumen del que se ha estimado para realizar el cálculo teórico. Este volumen extra procede de la contribución que supone el volumen del canal de reparto que comunica ambos canales.

B. Grado de agitación

Al igual que para el caso anterior, a partir de los datos experimentales representados mediante la DTR2 se puede interpretar que el flujo en el tanque 2 está perfectamente mezclado. Así, la concentración de trazador obtenida en el tiempo evoluciona de forma uniforme.

8.1.3. DTR en el tanque 3 (salida del reactor biológico)

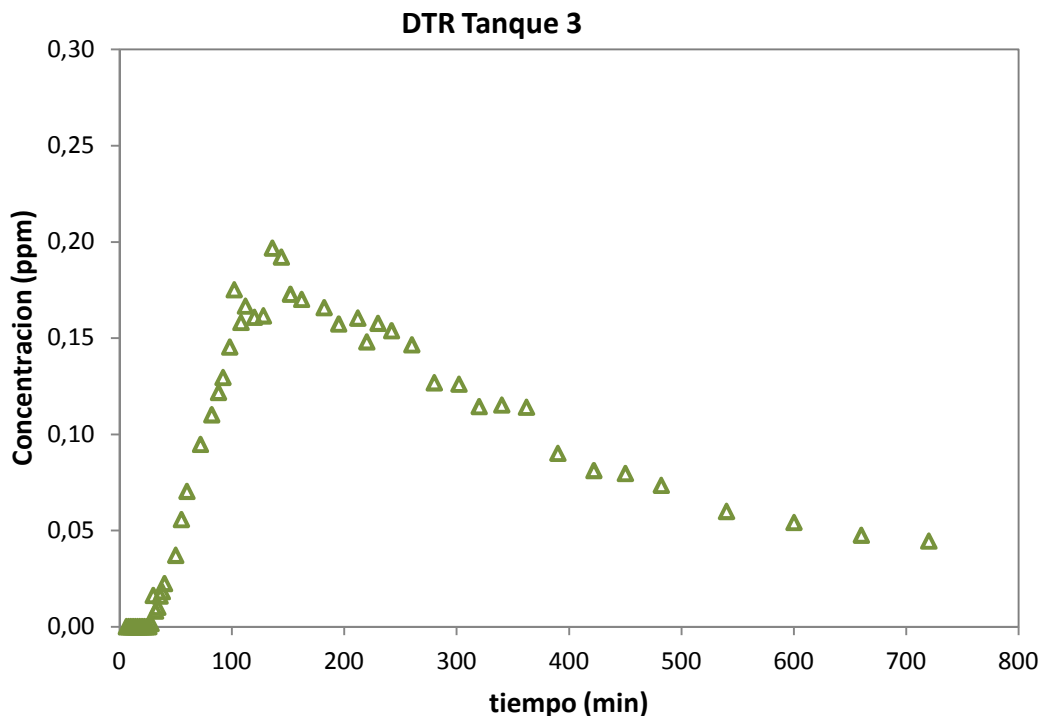


Gráfico 3. DTR en zona aerobia Tanque 3

Al igual que ocurre en los dos casos anteriores, se observa un comportamiento global parecido a los tanques anteriores y propio de un reactor de mezcla completa. No obstante, la

distribución no presenta una evolución en el tiempo tan uniforme como en los otros dos primeros tanques. Esto se puede justificar mediante observación en planta, sabiendo que por razones de funcionamiento del proceso, la turbina más próxima a la salida funciona durante menos tiempo, estando la mayoría del tiempo prácticamente parada. Fruto de esto, el flujo en el tercer tanque podría tener un grado de mezcla inferior al de los otros tanques.

A. Tiempo de concentración máxima y concentración máxima

Se muestra el tiempo para el cual se alcanza la concentración máxima en el tanque 3, para el cual las concentraciones máximas estimada y obtenida están en concordancia.

- Tiempo de concentración máxima para tanque 3 = 136min
- Concentraciones esperadas de $700\text{g}/(1115+1115) \text{ m}^3 = 0,21 \text{ ppm}$
- Concentración máxima obtenida salida tanque 3 = 0,20 ppm

El tiempo para el cual se obtendría la concentración máxima a la salida del reactor tras la entrada de un vertido en el mismo, sería de aproximadamente 2 horas y media. El rango de concentraciones máximas de salida obtenidas en la salida del reactor difieren en menos de un 5% de las esperadas, siendo ligeramente menores que las esperadas.

Por otra parte, la distribución presenta un tiempo inicial de 27 minutos. Este fenómeno es característico de la configuración con varios tanques o compartimentos en serie. Es por esto, que a partir de un número de tanques en serie mayor, caracterizado por un tiempo inicial alto se comienza a asemejar al comportamiento característico del reactor de flujo de pistón.

B. Grado de agitación

Aunque la distribución obtenida no presenta cortocircuitos, se pueden apreciar una serie de picos una vez alcanzada la zona de concentración máxima y tras la misma. Estas zonas son fruto de una menor agitación, debido a que la turbina de cola funciona menos horas que el resto. Al contrario que ocurre con el tanque 1 y 2, donde el oxígeno introducido en los mismos, puede pasar al tanque consecutivo siendo perfectamente aprovechable, en el tanque 3, el oxígeno que proporciona dicha turbina se pierde prácticamente hacia la zona de decantación.

Es por este motivo que el proceso no requiere airear en dicha zona de cola, exceptuando la agitación periódica del licor mezcla en esta zona. Además, un régimen normal de aireación/agitación en dicha zona provoca una turbulencia excesiva que repercute negativamente en el proceso de decantación.

8.1.4. DTR en la recirculación

En análisis de esta distribución es necesaria ya que es el punto que comunica los dos elementos del proceso secundario. Así, se puede conocer la influencia de la misma en el comportamiento global del sistema.

Se presenta la distribución del tiempo de residencia experimental en la recirculación externa. Se han unido cada uno de los puntos para que se pueda observar la secuencia de picos obtenidos en el tiempo.

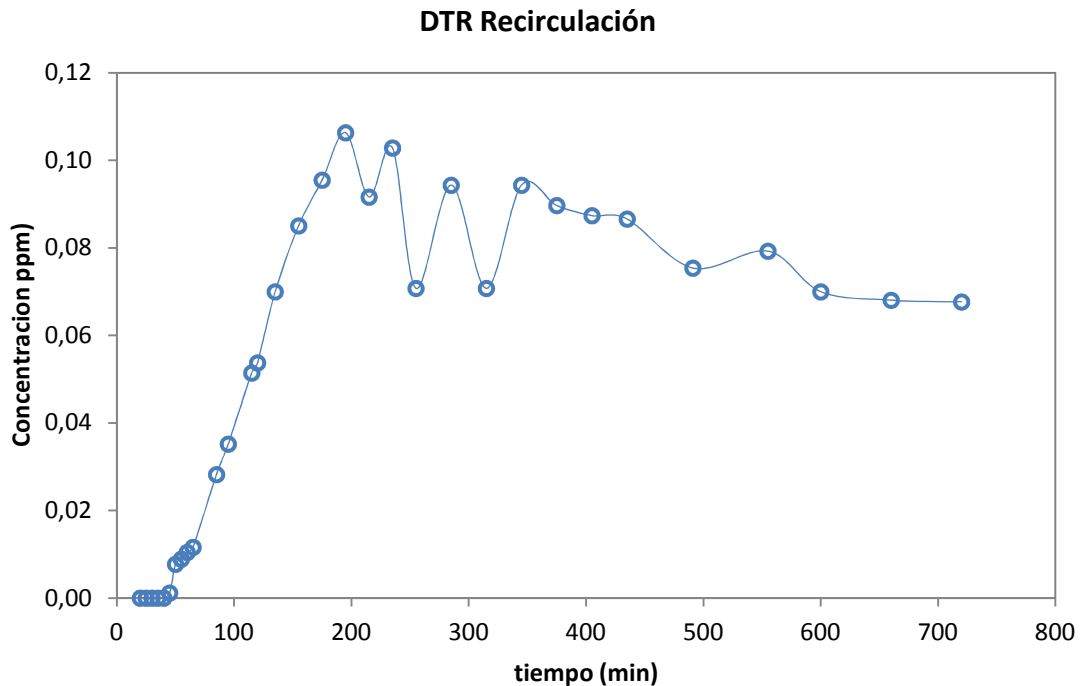


Gráfico 4. DTR en recirculación

La distribución presenta un comportamiento anómalo debido a la cantidad de picos que presenta. Si bien tiene sentido que los picos presenten concentración de trazador decreciente en el tiempo una vez alcanzada la concentración máxima, no es esperable que se obtengan los dos valles tan pronunciados localizados en 255 y 315 minutos.

La justificación de ambos puntos de inflexión se hace difícil. Sumado al efecto del muestreo insuficiente, se suma el desconocimiento del efecto de mezcla que puedan tener los mantos de fango procedentes de ambos decantadores (de ambas líneas) previo al punto de muestreo de recirculación.

Por otra parte, la distribución posee un tiempo inicial que concuerda con el comportamiento general obtenido en los otros tanques. Además, los valores de las concentraciones máximas obtenidas, se corresponden con concentraciones esperadas en el diseño del ensayo experimental.

8.1.5. DTR en zona de decantación

Con ánimo de aprovechar al máximo el experimento de trazadores, se han tomado muestras en la zona de decantación durante un periodo de 7 horas. El objetivo es comparar cualitativamente el comportamiento de los decantadores. Para ello, a partir de los modelos se calculó el tiempo inicial de muestreo para detectar el tiempo de concentración máxima en decantación. De esta forma, se muestran las DTR para la zona de decantación. El decantador 1 y 2 procesan el flujo que proviene del reactor biológico. El flujo, tras abandonar el tanque 3 llega a una arqueta de reparto que distribuye el caudal hacia ambas unidades.

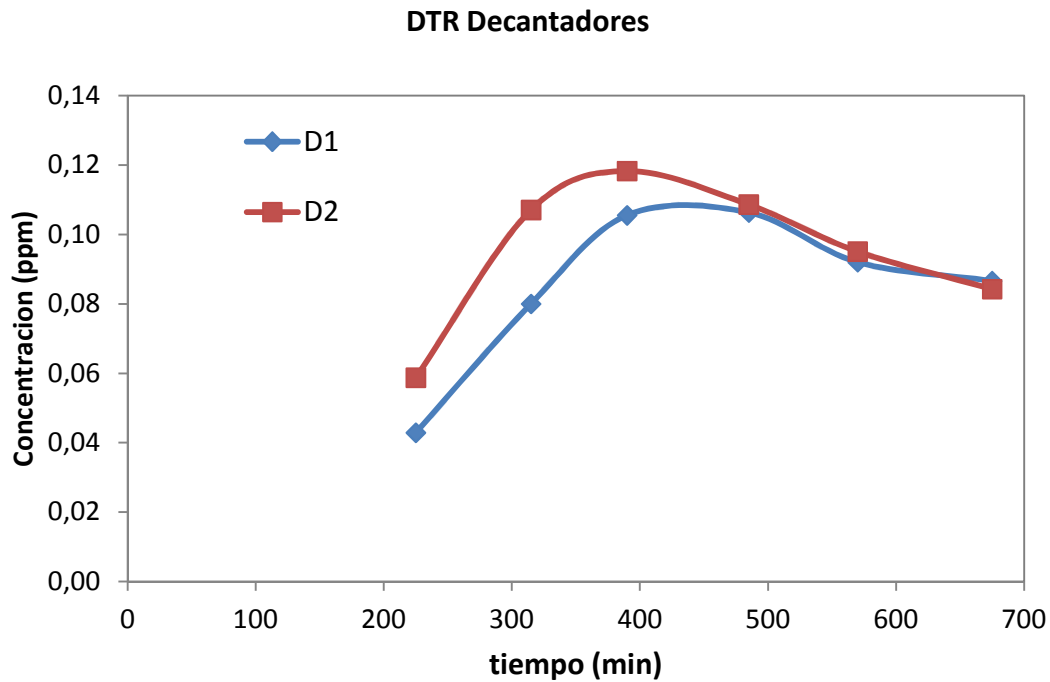


Gráfico 5. DTR en zona decantación

El comportamiento de las distribuciones es muy similar en los dos decantadores. Como es de esperar, las distribuciones presentan un tiempo inicial, que por falta de puntos de muestreo no se ha podido detectar.

Por otra parte, se ha detectado el tiempo de concentración máxima. De esta forma, tras un vertido puntual, se obtiene la concentración máxima en la zona de efluente a las 6,5 horas aproximadamente (tras recorrer el volumen del reactor y el decantador).

Como es de esperar, la concentración de trazador aumenta hasta un máximo para después descender de forma exponencial. La curva desciende de forma progresiva sin presentar discontinuidades.

A. Tiempo de concentración máxima y concentración máxima

El tiempo para el cual se alcanza la concentración máxima en línea 1 es menor que el medido para línea 2. Las concentraciones máximas alcanzadas son menores que las esperadas:

- Tiempo de concentración máxima para decantador 1 = 410 min
- Tiempo de concentración máxima para decantador 2 = 380 min
- Concentraciones esperadas de $700\text{g}/(3345+2600) \text{ m}^3 = 0,12 \text{ ppm}$
- Concentración máxima obtenida salida decantador 1 = 0,106 ppm
- Concentración máxima obtenida salida decantador 2 = 0,118 ppm

Como se ha comentado, las concentraciones máximas se alcanzan aproximadamente a los 400 min (6,7 horas), y son del orden, ligeramente menores, de las concentraciones teóricas esperadas. Se observa que las concentraciones obtenidas en la línea 2 son mayores que las de la línea 1.

Sabiendo que flujo viene desde la arqueta de reparto previa y el tiempo de funcionamiento ha sido el mismo en ambas líneas, se puede pensar que una ligera mayor cantidad de trazador ha circulado por la línea 2. En este sentido, se sabe que el muestreo asociado en decantación podría tener un error experimental considerable debido a la discretización que se produce al elegir únicamente un punto del perímetro en el vertedero como punto de medida.

Sabiendo por la observación en planta que cabe la posibilidad que mayor parte del flujo circule hacia el decantador 2, y siendo conscientes del error experimental asociado a las DTR, se ha realizado una estimación de la diferencia de caudal de reparto entre líneas a partir de las concentraciones máximas obtenidas.

Las concentraciones máximas distan un 10% aproximadamente. Para tiempos más elevados las concentraciones se igualan. El flujo llega aproximadamente 35 minutos antes a la salida de decantación en el decantador 2 que en el decantador 1.

De los resultados expuestos hasta aquí y como se ha observado en planta, se puede pensar que por la línea 2 circula un mayor caudal que por la línea 1. En capítulos posteriores se realizarán cálculos para estimar esta diferencia apreciable de caudal que circula por cada una de las líneas del reactor y que se ha detectado a lo largo de todo el sistema.

Finalmente, se muestran las diferentes distribuciones medidas experimentalmente en un único gráfico:

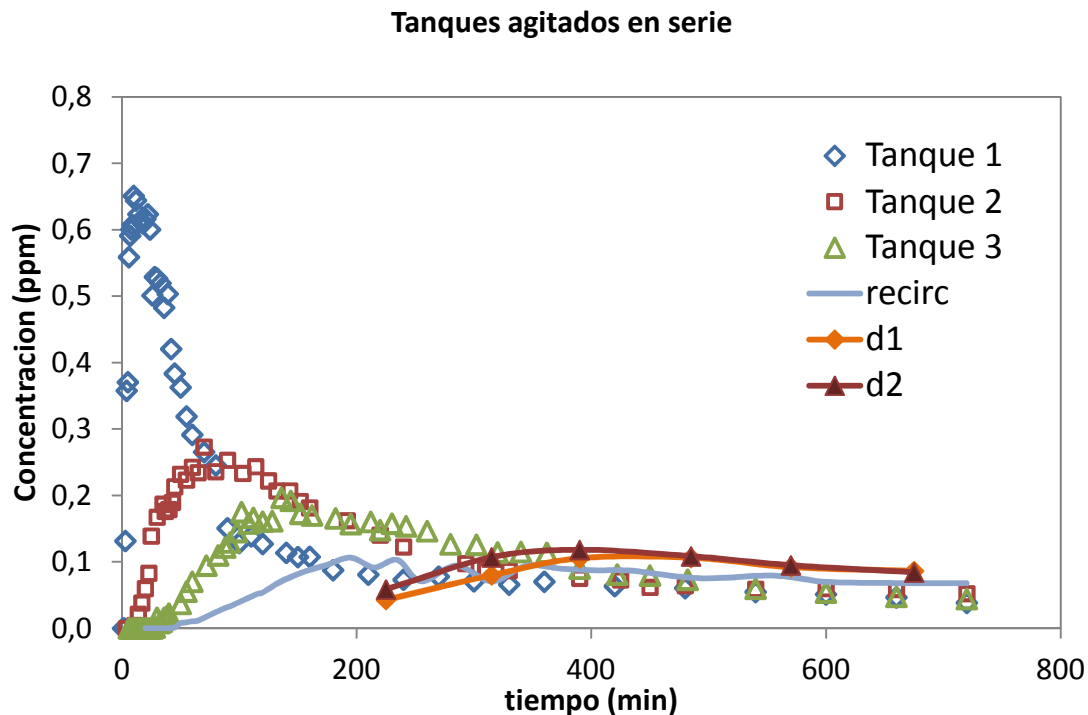


Gráfico 6. DTR medidas experimentalmente

8.2. CÁLCULOS DEL ESTUDIO DE TRAZADORES

En este apartado se incluyen todos los cálculos realizados en referencia al experimento con trazadores.

8.2.1. Cálculo del balance másico de trazador

Se debe realizar el siguiente cálculo para validar la técnica experimental de los trazadores inertes. Consiste en hacer un balance másico de trazador, es decir, que la masa introducida al inicio, se corresponda con el sumatorio de concentraciones obtenidas a la salida. Se debe calcular el cociente teórico siguiente:

$$\frac{M}{q} = \sum_{i=1}^{\infty} C(t_i) \cdot \Delta t_i = \frac{\text{masa total de trazador}}{\text{caudal total}} = \text{Area obtenida bajo la DTR} \quad (\text{ec. 1})$$

- Se tiene como caudal medio: $q_m = 14.400 \text{ m}^3/\text{día} = 10 \text{ m}^3/\text{min}$.

- Sabiendo que la masa total de trazador es de 700g, se calcula el área que se debería obtener experimentalmente bajo la curva:

$$\frac{M}{q} = \frac{700}{10} = 70 \text{ g}/\left(\frac{\text{m}^3}{\text{min}}\right)$$

- El área experimental calculada ha sido obtenida mediante la suma de áreas per a cada intervalo: $\sum_{i=1}^{\infty} C(t_i) \cdot \Delta t_i$. Los resultados son los siguientes:

$$\text{AREA DTR 1} = 75 \text{ g}/(\text{m}^3/\text{min})$$

$$\text{AREA DTR 2} = 82 \text{ g}/(\text{m}^3/\text{min})$$

$$\text{AREA DTR 3} = 77 \text{ g}/(\text{m}^3/\text{min})$$

Como no se puede considerar que por cada una de las líneas pasa la mitad del caudal influente total, se calculará el error experimental del balance másico con el caudal total y con una media aritmética entre el área de las dos líneas. Así, se tiene:

- Área media experimental = $77 \text{ g}/(\text{m}^3/\text{min})$

- Área teórica = $70 \text{ g}/(\text{m}^3/\text{min})$

- Error experimental calculado = 9,09 %

De esta forma, siguiendo la bibliografía, se ha realizado la verificación del balance másico al cuál se le puede asociar un error global bajo, fruto de gran cantidad de fuentes de error compensatorias, las cuales no se han estudiado en profundidad: preparación de la solución inicial, toma de muestras, procesado de las mismas, error asociado al equipo de medición, etc. Por tanto, de forma global, se considera que el ensayo experimental posee un error asociado bajo y que el experimento tiene validez si se tiene en cuenta la magnitud del ensayo experimental, desde los caudales y volúmenes que rigen el proceso hasta la duración del mismo. Cabe decir que este error pequeño es fruto del exhaustivo muestreo realizado durante la obtención de las distribuciones.

Se calcula el tiempo de residencia de cada una de las zonas que componen la etapa secundaria de la EDAR. Para ello se han ajustado los puntos experimentales con el software MATLAB de manera que se han calculado las áreas integradas bajo las funciones de ajuste. Se aplicará el método explicado en la introducción teórica.

8.2.2. Cálculo del tiempo de residencia del reactor biológico

Cada una de las gráficas, ha sido ajustada mediante una curva potencial (para los valores menores al tiempo de concentración máxima) y por una curva exponencial negativa (valores mayores al tiempo de concentración máxima). Se desprecia el área de la parte final o cola de las curvas. Además, se han realizado los cálculos del tiempo medio de residencia mediante otros 2 métodos, en los cuales sólo contemplan los puntos experimentales.

En primer lugar se determina el tiempo medio de residencia del reactor, partir de la DTR obtenida en la salida del tanque 3.

$$t_{\text{reactor}} = \frac{\sum_{i=1}^{\infty} t_i \cdot \dot{C}(t_i) \cdot \Delta t_i}{\sum_{i=1}^{\infty} \dot{C}(t_i) \cdot \Delta t_i} = \frac{20998,27}{66,08} = 317 \text{ min} = 5,28 \text{ horas}$$

8.2.3. Cálculos del tiempo de residencia de los tanques 1 y 2

El tiempo de residencia calculado para los puntos situados en la salida del tanque 1 y 2:

$$t_{\text{salida tanque1}} = \frac{\sum_{i=1}^{\infty} t_i \cdot \dot{C}(t_i) \cdot \Delta t_i}{\sum_{i=1}^{\infty} \dot{C}(t_i) \cdot \Delta t_i} = \frac{3765,04}{48,84} = 77,08 \text{ min} = 1,28 \text{ horas}$$

$$t_{\text{salida tanque2}} = \frac{\sum_{i=1}^{\infty} t_i \cdot \dot{C}(t_i) \cdot \Delta t_i}{\sum_{i=1}^{\infty} \dot{C}(t_i) \cdot \Delta t_i} = \frac{21037,38}{82,94} = 253,64 \text{ min} = 4,68 \text{ horas}$$

Se resumen en el siguiente cuadro, el tiempo medio de residencia calculado en relación con el tiempo medio de residencia teórico calculado:

	Teóricos	Calculados	Diferencia
SALIDA DEL REACTOR (tanque 3)	336 min	317 min	5,6 %
Tanque 1	111,6 min	* 77,08 min	*30,9%
Tanque 2	261 min	253,64 min	2,8%

Tabla 2. Resumen del tiempo de residencia experimental y teórico

* Para realizar la justificación de la diferencia que existe en los resultados para el tanque 1, se expone lo siguiente:

El cálculo teórico del tiempo de residencia en el tanque 1 sería más correcto si se añadiera en el denominador un término de caudal (R) que represente el aporte del caudal de recirculación durante el tiempo de muestreo en que la recirculación no aporta trazador. Como se ha observado a partir de las distribuciones obtenidas, el caudal de recirculación realiza un aporte relativamente bajo teniendo en cuenta las concentraciones del tanque 1. Además, dicha aportación de trazador se realiza a partir de las 2 horas desde el inicio del experimento.

De lo contrario, es decir, si el cálculo del tiempo de residencia teórico en el tanque 1 se realizara sin considerar que la recirculación aporta trazador, se debería realizar de la siguiente forma:

$$tr = \frac{V}{q + R} = \frac{1115}{14.400 + 21.500} \cdot 24 = 0,74 \text{ horas} = 44,72 \text{ min}$$

Así pues, el tiempo de residencia teórico, estará entre uno de estos dos puntos de funcionamiento [44,72 – 111,6] min. Con esto, ya tiene sentido el resultado obtenido del cálculo de residencia en el tanque 1.

Por otra parte, como principal punto a destacar de los cálculos realizados para el tiempo medio de residencia experimental se tiene que el tiempo medio de residencia obtenido experimentalmente a la salida determinado en el punto 3 de muestreo se ajusta bien al teórico, distan un 5%.

8.2.4. Estimación de la diferencia de caudal de reparto

En este apartado se pretende realizar una estimación del caudal que circula por cada una de las líneas, a partir de los resultados y cálculos realizados.

El cálculo de los tiempos de residencia realizado anteriormente ha puesto de manifiesto que existe diferencia entre el tiempo de residencia de las dos líneas. Si se denomina “k” al cociente entre el tiempo de residencia de la línea 2 y el de la línea 1, se tiene:

$$\frac{t_{r1}}{t_{r2}} = k$$

Sabiendo que $t_r = V/q$, se puede definir V_1 y V_2 a los volúmenes de línea 1 y 2 respectivamente, así como q_1 y q_2 a los caudales que circulan por cada línea. Sustituyendo en la ec. 2:

$$k \cong \frac{V_2}{V_1} \cong \frac{q_1}{q_2}$$

Esto indica que la diferencia del tiempo de residencia entre las dos líneas se puede estudiar en dos direcciones: se puede considerar que el problema es debido a un reparto asimétrico (por una línea entra más caudal que por la otra) utilizando el caudal como variable o a una diferencia de volumen entre las dos líneas (presencia de volumen muerto).

Despreciando la segunda hipótesis debido a que se ha realizado una batimetría manual y no se han detectado volúmenes muertos considerables (se estudiará más adelante), se centra el estudio en abordar la diferencia del tiempo de residencia directamente desde los caudales.

Si consideramos que hay un reparto asimétrico del caudal, esta anomalía afectará a las dos líneas. Una recibirá más caudal del que cabría esperar y la otra menos; siendo el caudal esperado la mitad del caudal total de entrada al reactor. Se puede asumir que el hecho de que se obtengan concentraciones más elevadas en una línea se deba a que ha entrado mayor caudal a ésta. Se estima pues, a partir de la diferencia del tiempo de residencia entre líneas, el caudal que circula por cada una de ellas:

$$k \cong \frac{t_{r2}}{t_{r1}} \cong \frac{q_1}{q_2}$$

$$k \cong \frac{0,106}{0,118} = 0,90 \cong \frac{q_2}{q_1}$$

Se estima que el caudal q_2 es un 10% más elevado que el caudal q_1

8.3. CARACTERIZACIÓN DE LA DTR

En este capítulo se realizará la caracterización de la distribución del tiempo de residencia mediante los parámetros e índices característicos de la DTR que permiten definir el comportamiento hidrodinámico del flujo. Se tendrán una serie de indicadores que describen el comportamiento global del flujo para la posterior elaboración de modelos hidráulicos. La definición de estos parámetros e índices está explicada y detallada en el ANEXO I. Se incluyen la figura de dicho documento para ilustrar el capítulo:

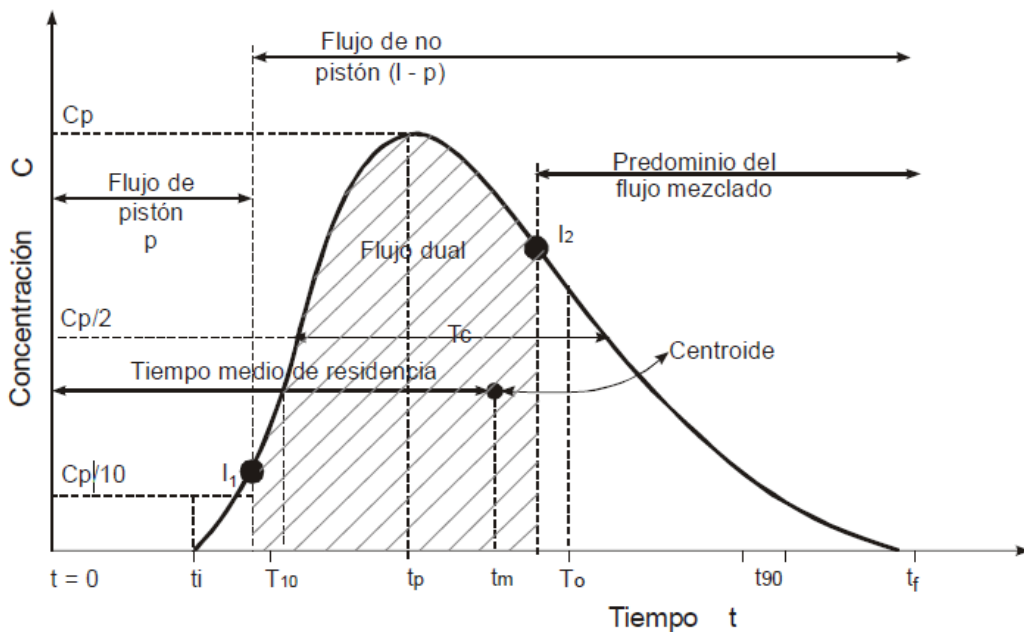


Figura 21. Esquema de los Parámetros característicos

Se presentan los parámetros obtenidos para cada una de las dos líneas

Parámetro	Tanque 1	Tanque 2	Tanque 3
t_i	3 (estimado)	3 (estimado)	3 (estimado)
t_{10}	135	120	120
t_p	360	330	330
t_m	2.846,7	2.370	2.370
t_0 (1)	2.755	2.755	2.755
t_{90}	7.200	7.080	7.080
t_f (2)	35.373	33.930	33.930
C_0	0	0	0
C_p	0,1630	0,2558	0,2558
t_b	6.613	4.858	4.858
t_c	1.868	868	868

Tabla 3. Parámetros característicos

8.3.1. Caracterización de la DTR de la salida del reactor

- t_i = tiempo inicial desde que se aplica el trazador hasta que aparece el efluente
- t_{10} = tiempo correspondiente al paso del 10% de la cantidad total del trazador
- t_p = tiempo modal, correspondiente a la presentación de la máxima concentración
- t_m = tiempo mediano, correspondiente al paso del 50% de la cantidad de trazador
- t_0 = tiempo medio de retención o tiempo teórico de retención = V/Q
- t_{90} = tiempo correspondiente al paso del 90% de la cantidad total de trazador
- t_f = tiempo que transcurre hasta que atraviesa la totalidad de trazador el reactor
- C_0 = Concentración inicial
- C_p = Concentración máxima a la salida

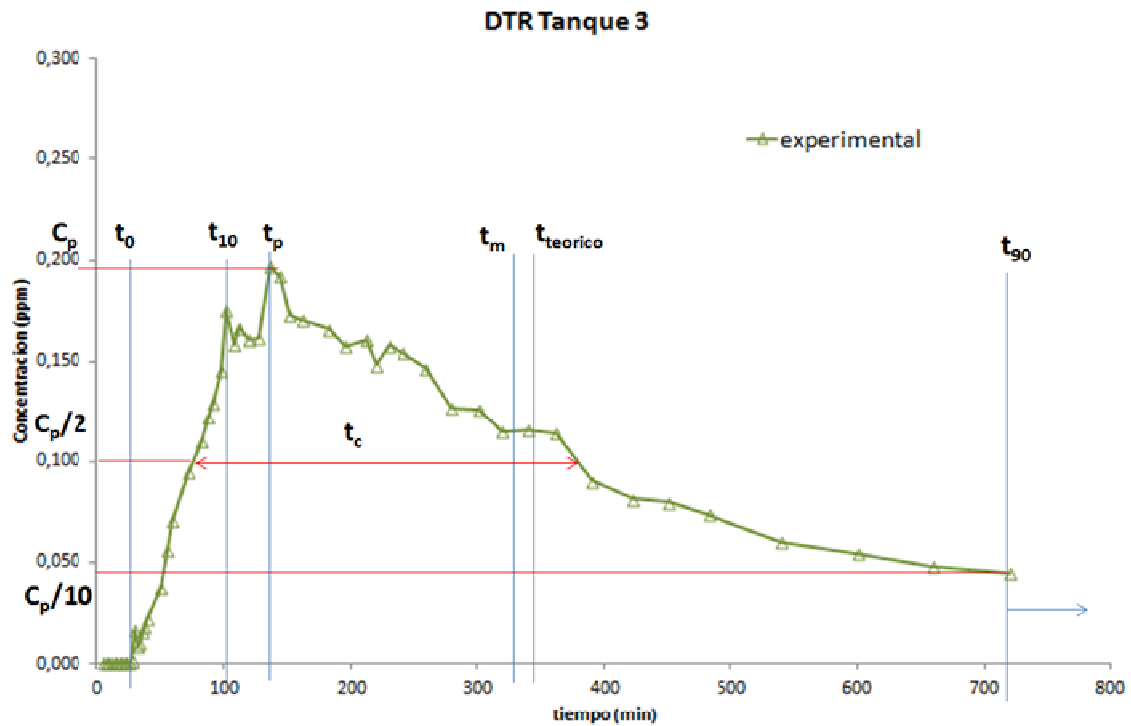


Gráfico 7. Parámetros característicos Tanque 3

Índice	Rangos empíricos	Valor	Interpretación
t_i/t₀	t _i /t ₀ =0 Mezcla completa t _i /t ₀ =1 Flujo pistón (si t _i /t ₀ < 0,3 presencia cortocircuitos)	0,083	Paso directo entre entrada y salida. Este parámetro no indica cortocircuitos en este caso (mezcla completa)
t_m/t₀	t _m /t ₀ < 1 (cortocircuitos) t _m /t ₀ > 1 (acumulación de trazador o error de ensayo)	0,943	Índice menor que 1 por efecto de un pequeño cortocircuito. Comportamiento general correcto
t_p/t₀	t _p /t ₀ ≈ 0 (flujo mezcla completa) t _p /t ₀ > 0,5 (predominio pistón)	0,404	El comportamiento es de tanque de mezcla completa. Al ser el tercer tanque de la serie se encuentra próximo al flujo de pistón
t_c/t₀	t _c /t ₀ ≈ 0,7 Mezcla completa	0,90	Flujo bien mezclado, se encuentra cercano al ideal
t₉₀/t₁₀ (índice de Morrill)	t ₉₀ /t ₁₀ < flujo de pistón	10,41	Lejano a 0. Alejado del comportamiento del flujo de pistón
Excentricidad (e)	e ≥ 2,3 flujo mezcla completa e = 0 flujo pistón	3,44	Flujo de mezcla completa

Tabla 4. Índices característicos de la línea

8.4. DISTRIBUCIONES DE OXÍGENO DISUELTO

Se han realizado mediciones de oxígeno disuelto en el licor mezcla a diferentes alturas con un oxímetro portátil HACH.

Profundidad desde lámina libre	Signo en esquema
≈ 0,5 m	X
≈ 1,5 m	+
≈ 3,0 m	O

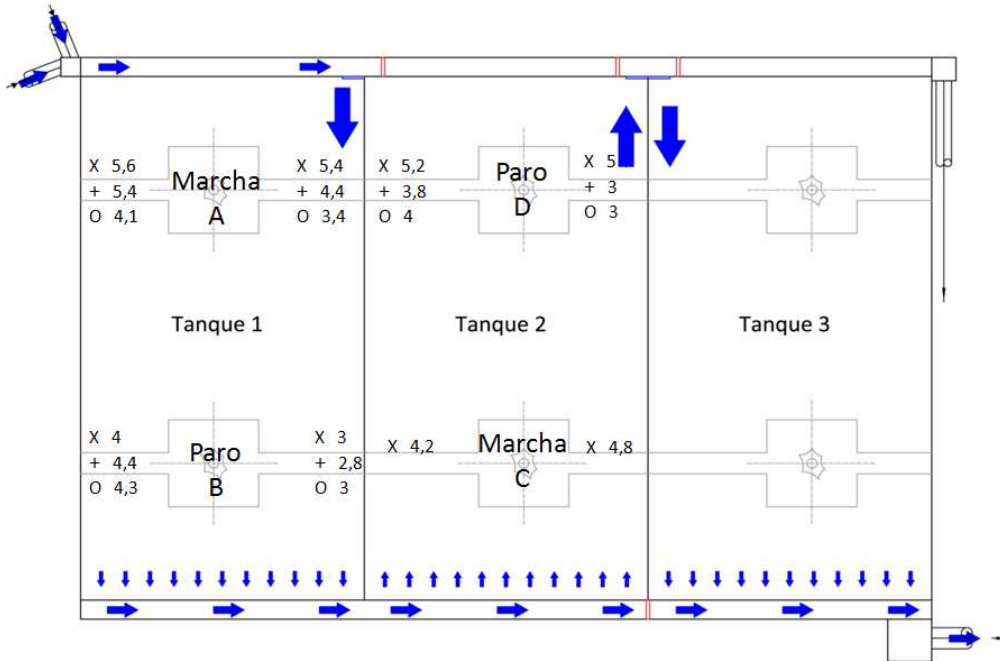


Figura 22. Mediciones de oxígeno disuelto configuración 1.

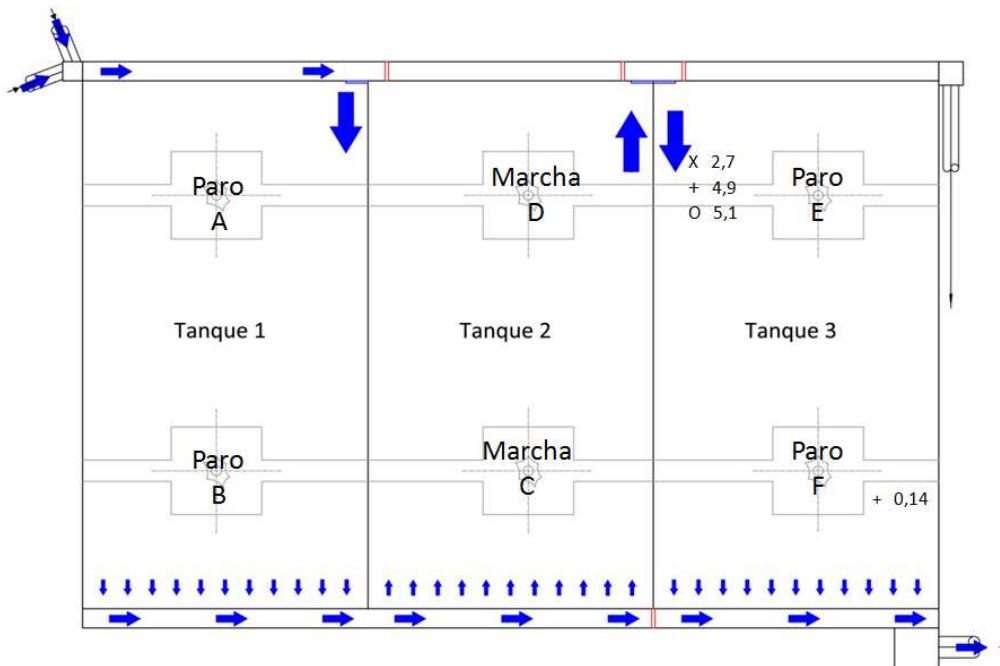


Figura 23. Mediciones de oxígeno disuelto configuración 2

A. Opción 1 Turbinas B, C y D:

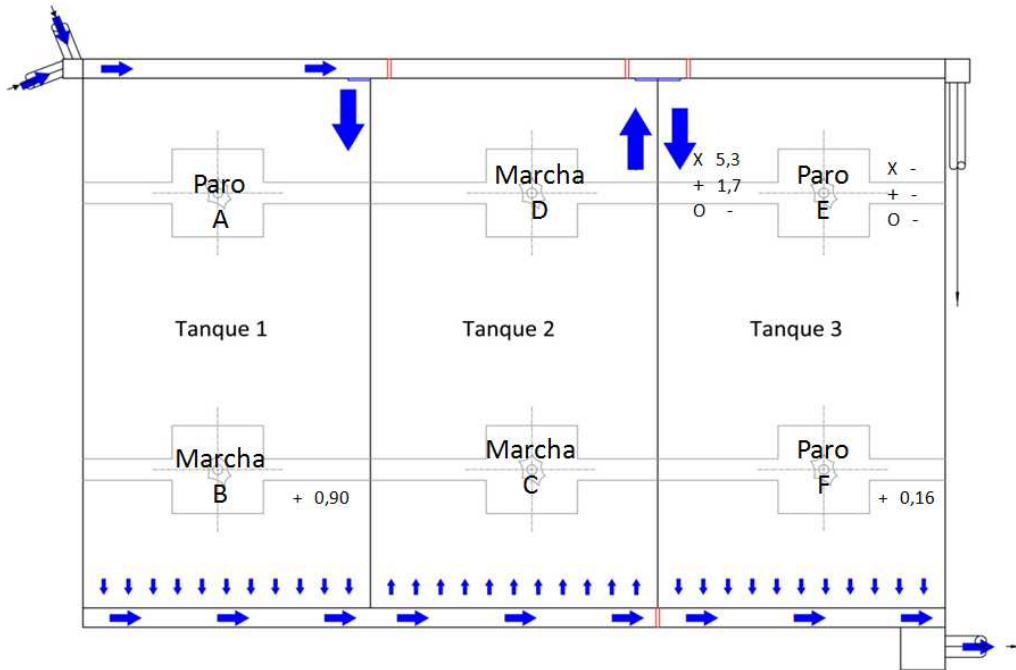


Figura 24. Mediciones de oxígeno disuelto configuración 3

B. Opción 2 Turbinas B, C

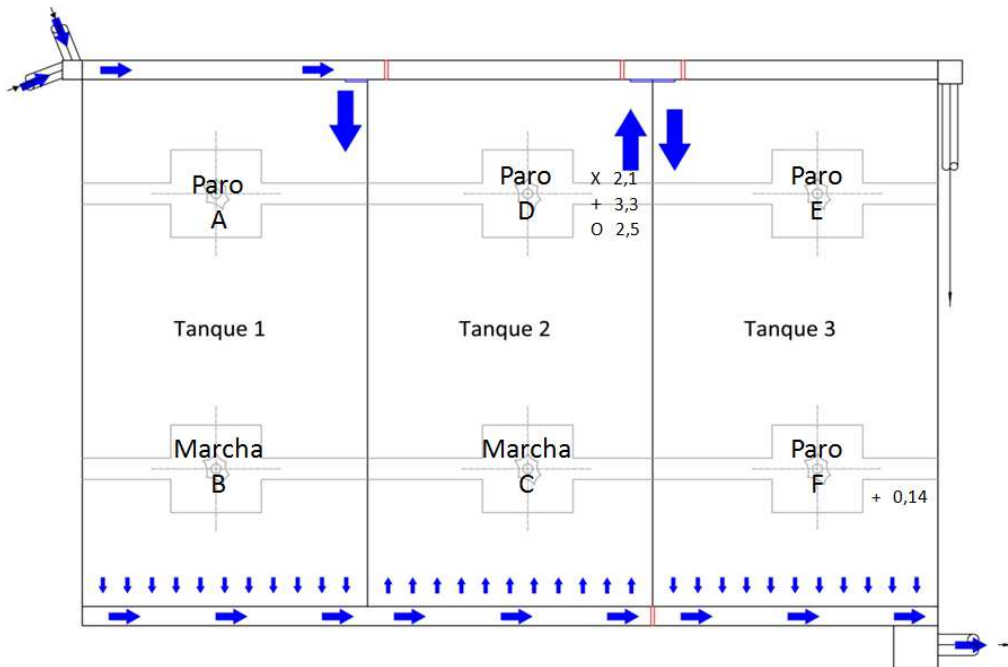


Figura 25. Mediciones de oxígeno disuelto configuración 4

C. Opción 3 Turbina C

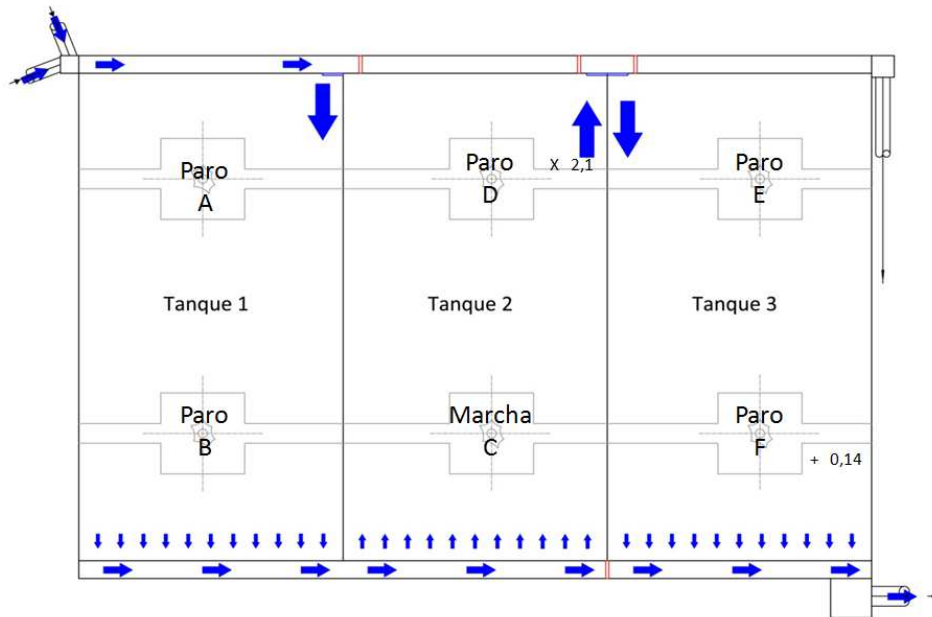


Figura 26. Mediciones de oxígeno disuelto configuración 1

8.5. CÁLCULO DE LA DEMANDA DE OXÍGENO DISUELTO

A continuación se muestra paso por paso cómo se han realizado los cálculos para determinar la cantidad de oxígeno necesaria para llevar a término el proceso de depuración en la EDAR. Finalmente se podrá observar el valor de la cantidad de oxígeno necesaria y la cantidad de oxígeno que se puede aportar mediante el sistema de aireación actual. Se determinará así la capacidad del sistema de aireación para cubrir la demanda de oxígeno exigida; así como las horas de funcionamiento mínimas y el consumo derivado de este.

8.5.1. Paso 1. Cargas contaminantes

CAUDALES			
Caudal medio		600	m3/h
Caudal diario		14400	m3/día
CARGAS CONTAMINANTES EN EL AGUA DE ENTRADA			
DBO5			
Concentración media		350	mg/l
Carga diaria		5040	Kg/día
SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN			
Concentración media		318	mg/l
Carga diaria		4579,2	Kg/día
NITRÓGENO			
Concentración media TKN		67	mg/l
Carga diaria		964,8	Kg/día

Figura 27. Parámetros de entrada

Las cargas diarias de entrada al reactor de cada contaminante se pueden calcular a partir de la siguiente ecuación:

$$Carga\ diaria\ \left(\frac{Kg}{día}\right) = Concentración\ de\ entrada\ \left(\frac{mg}{l}\right) * Caudal\ diario\ \left(\frac{m^3}{día}\right) * 10^{-3}$$

8.5.2. Paso 2. Límite de vertido y cargas a eliminar

Se definen las concentraciones que por normativa tiene que tener el agua a la salida de la depuradora. Según el Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establece las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas.

Concentración media DBO5 <=	25 mg/l
Concentración media N total <=	10 mg/l
Concentración media TKN total	3,6 mg/l
Concentración media TKN oxidable <=	0,4 mg/l
Concentración media de N-NO3 <=	9,4 mg/l
Concentración media Fósforo <=	8,4 mg/l

Figura 28. Calidad exigida en el agua efluente

A partir de estos datos se pueden obtener las cargas diarias a eliminar de DBO₅ y Nitrógeno como:

$$Carga\ a\ eliminar\ \left(\frac{Kg}{día}\right) = Caudal\ \left(\frac{m^3}{día}\right) * \left(Conc.\ entrada\ \left(\frac{mg}{l}\right) - Conc.\ salida\ \left(\frac{mg}{l}\right)\right) * 10^{-3}$$

DBO5	4680 Kg DBO5/día
TKN _{ox}	836,5104 Kg TKN/día

Figura 29. Cargas a eliminar

8.5.3. Paso 3. Parámetros operacionales

Seguidamente se introducen una serie de parámetros operacionales. El primero de ellos es el volumen del reactor. Si el reactor aún no está construido una buena aproximación al volumen que debería tener se puede obtener a partir de la ecuación:

$$Volumen\ del\ reactor(m^3) = \frac{Kg\ DBO5_5\ de\ entrada\ diarios}{Carga\ másica\ \left(\frac{KgDBO5}{día * KgMLSS}\right) * Concentración\ SSLM\ \left(\frac{KgMLSS}{m^3}\right)}$$

El siguiente es la concentración de sólidos suspendidos del licor mezcla. En el caso de la EDAR a estudiar es de 3 y 4,5 Kg MLSS / m³.

Se definen los sólidos del sistema como el producto del volumen del reactor por la concentración anteriormente mencionada. La carga másica y la edad del fango son los siguientes parámetros a introducir en la hoja de cálculo.

En el caso de la edad del fango, si no se tuviesen datos de la purga de fangos, se emplearía la siguiente ecuación:

$$\text{Edad del fango (días)} = \frac{\text{Sólidos del sistema (Kg MLSS)}}{\text{Carga de entrada de Sólidos en Suspensión } \left(\frac{\text{Kg SS}}{\text{día}}\right)}$$

Si tampoco se pudiese determinar la entrada media de sólidos en suspensión que entran al reactor, se puede considerar que entran 0,77 Kg de sólidos en suspensión por cada Kg de DBO₅. A partir de este dato se podrían calcular las cargas de entrada de sólidos en suspensión al reactor y por consiguiente la edad del fango.

Volumen del reactor	3345	m3
% SSVLM (volátiles)	75	%
Concentración de SSLM	4,00	Kg/m3 SSLM
Sólidos volátiles sistema	10035	Kg SSVLM
Carga másica	0,502	Kg DBO5/(día*Kg SSVLM)
Concentración en fangos	0,770	KgSS/KgDBO5
q purga	500,000	KgSS/día
Edad del fango	20,070	días
Tiempo de retención	5,575	horas

Figura 30. Parámetros de operación

8.5.4. Paso 4. Edad mínima del fango para nitrificar

A continuación se calcula la edad mínima que debe tener el fango teóricamente para que tenga lugar la nitrificación. Se calcula a partir de la velocidad de crecimiento de las bacterias que realizan la nitrificación (μ_m) en días⁻¹:

$$\mu_m = \mu_{m, max} * \frac{N - NH_4 +}{KN + (N - NH_4 +)}$$

donde,

- $\mu_{m, max}$ = velocidad máxima de crecimiento de las bacterias (días-1)
- N-NH₄⁺ = Concentración de nitrógeno amoniacal en el reactor (mg/l)
- KN = constante de saturación del nitrógeno amoniacal (mg/l)

La constante de saturación del nitrógeno amoniacal varía con la temperatura, se coge el valor de 15 °C. Por otra parte, el efecto del oxígeno disuelto, la temperatura del agua y el efecto del pH pueden alterar la velocidad de crecimiento de las bacterias. Por todo ello se deben añadir una serie de factores correctores a dicha ecuación para ajustarla a las condiciones de la planta.

Así pues, la ecuación final con los factores correctores quedaría de la siguiente forma:

$$\mu_m = \mu_{m, max} * \frac{N - NH_4 +}{KN + (N - NH_4 +)} * \frac{DO}{K_o + DO} * \text{Factor } T_a * \text{Factor } pH$$

- DO = Concentración media de O₂ mantenida en el reactor (mg/l)
- K_o = Constante de saturación del oxígeno (mg/l)
- Factor Ta = Se calcula a partir de la temperatura del reactor según: $(1,1^{(Ta-20)})$
- Factor pH = Se calcula a partir del pH en el reactor según: $(1-0,83^{*(7,2-pH)})$

Una vez calculada μ_m , ya se tiene la velocidad en días⁻¹. Lo siguiente es calcular la edad del fango teórica como:

$$\text{Edad del fango mínima para nitrificar (días)} = \frac{1}{\mu_m (\text{días}^{-1})}$$

Se le aplica un factor de seguridad de 1,5 y se compara la mínima con la que hay en planta. Si la que hay en planta es sobradamente mayor que la mínima no habrá ningún problema para nitrificar.

La velocidad del crecimiento de Nitrosomas se calcula según los parámetros:			
Velocidad máxima de crecimiento de nitrosomas		0,80	días ⁻¹
Temperatura del agua		18,00	°C
Factor de temperatura		0,83	
DO. Concentración media de O ₂ mantenida en el reactor		2,00	ppm
K _o (Constante de saturación del Oxígeno)		0,40	mgO ₂ /l
KN, (constante de saturación del N-NH ₄ ⁺)		1,00	mg/l
N-NH ₄ ⁺ Concentración de nitrógeno amoniacal en el reactor		0,40	mg/l
pH		7,00	
Factor pH		0,83	
μ_m		0,13	días ⁻¹
Tiempo mínimo de nitrificación considerando un factor de seg		11,43	días
Comparativa:		20,07	11,43

Figura 31. Edad del fango mínima necesaria

8.5.5. Paso 6. Cálculo de la demanda de oxígeno

Frente a la imposibilidad de llevar a cabo el proceso de nitrificación-desnitrificación debido a la configuración de la EDAR, se calculan las necesidades de oxígeno teóricas del reactor únicamente para la respiración endógena y la eliminación de materia orgánica.

a1) O2 medio para la respiración endógena			SI
Kre = 0,034	Temperatura máxima	20 °C	
b' (20°C)		0,127	
b' = b' (20°C)*1,029^(T-20)		0,127	
b' (KgO2/(día*KgMLSS))* Sólidos del sistema (KgMLSS)		1272,802	KgO2/día
a2) O2 medio para la eliminación de DBO			SI
a'		0,507	
El consumo de O2 media para la eliminación de la DBO será pues:			
a' (KgO2/(día*KgDBO5))* Cantidad de DBO5 a eliminar (Kg/día)		2371,642	KgO2/día
b) O2 medio para la nitrificación			NO
En el proceso de nitrificación se necesitan 64 KgO2/14 KgN= 4,6 KgO2/KgN eliminado			
Cantidad de oxígeno necesario para la nitrificación:		3822,853	kgO2/día
c) O2 medio recuperado en el proceso de desnitrificación			NO
Se considera para realizar un cálculo conservador que se recupera el 25% del			
oxígeno consumido en la nitrificación		25,000	%
			955,713132
d) O2 medio total			
O2 medio total diario necesario		3644,444	KgO2/día
O2 medio total por hora necesario		151,852	KgO2/hora

Figura 32. Necesidades de oxígeno teóricas

Así pues, ya se tendría el oxígeno necesario teórico calculado necesario que se tendría que aportar diariamente al proceso. Lo siguiente será adecuar ese oxígeno teórico a las condiciones específicas de cada reactor, es decir, calcular el oxígeno real.

8.5.6. Paso 7. Cálculo del factor de corrección

β	Factor corrección y salinidad y tensión superficial	0,980
ACF	Factor corrección altitud	0,960
ALFA	Factor transferencia de los turbinas eje vertical	0,950
T	Temperatura del agua residual de la planta	18,000
Csw	C sat O2 en agua limpia a T	8,830
Css	C sat O2 en agua limpia a 20°C	9,170
CL	C O2 en el tanque aerobio	1,500
Factor Correccion		0,673

Figura 33. Cálculo del factor de corrección

8.5.7. Paso 8. Cálculo de la demanda en condiciones estándar

Las ecuaciones empleadas para el cálculo del oxígeno real serán las siguientes:

$$O_2 \text{ real} = \frac{O_2 \text{ teórico}}{\text{factor corrección}}$$

Teniendo en cuenta el factor temperatura:

$$K_t = \frac{(\beta * ACF * c_{SW} - C_1)}{C_{SS}} * \alpha * 1,024^{(T-20)}$$

Total del reactor	5418,82	KgO2/día
	225,78	KgO2/h

Figura 34. Demanda de oxígeno en condiciones estándar

8.5.8. Paso 9. Aporte de las turbinas

Finalmente se muestra el oxígeno disponible y necesario dependiendo de las horas diarias de funcionamiento de las turbinas. Se incluye el coste anual asociado a la aireación del tanque para llevar a cabo la degradación de materia orgánica.

Aporte de los turbinas		1,85	Kg O2 St /h kW
Potencia unitaria		32,00	kW
horas de funcionamiento / día		17,00	horas/día
numero de rotors		1,00	unidades
Aporte de las turbinas		905,76	Kg O2/día
Rendimiento		0,90	
Precio kWh		0,09	eur/kWh
Consumo diario		48,96	euros/día
Consumo anual		17870,40	euros/año
Condiciones Stándard	Oxígeno disponible	5434,560	Kg O2/día
	Oxígeno necesario	5418,815	Kg O2/día

Figura 35. Cálculo del oxígeno disponible y del oxígeno necesario

Se puede concluir que con el sistema de aireación actual se puede llevar a cabo la degradación de materia orgánica aireando 40 minutos / hora aproximadamente, lo que supone un consumo anual de 17.870 euros aproximadamente (calculado con un precio del kWh constante). Por lo tanto, bajo parámetros de diseño, el sistema de aireación es capaz de satisfacer la demanda del proceso (sin incluir nitrificación).

9. MODELO HIDRODINÁMICO DE LA EDAR

9.1. INTRODUCCIÓN

Se describen a continuación algunos ejemplos prácticos sobre elaboración de modelos de varios parámetros ajustables, aplicados a la etapa secundaria en EDAR.

9.1.1. TANQUES EN SERIE SIN RECIRCULACIÓN

Suponiendo una batería de n tanques en serie perfectamente agitados y siendo la concentración (C_0) y el caudal (q_0) las de inyección en pulso de trazador, (q_i) el caudal influente y (V) los volúmenes correspondientes a los diferentes tanques en serie, se podría calcular el tiempo de residencia de cada uno de los tanques de forma directa dividiendo el volumen de cada tanque por el caudal influente:

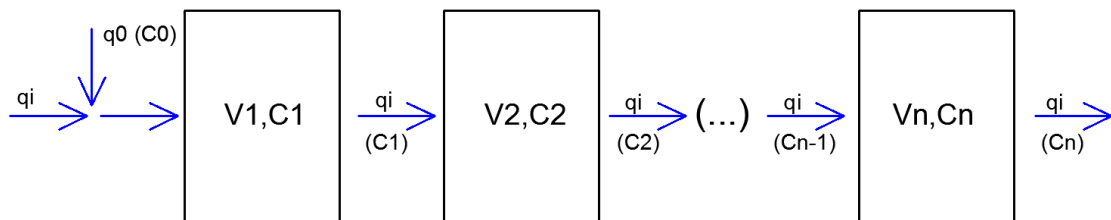


Figura 36. Esquema tanques en serie

$$t_{R1} = \frac{V1}{q_i}, \quad t_{R2} = \frac{V2}{q_i}, \quad t_{Rn} = \frac{Vn}{q_i}$$

$$t_{R1} = t_{R2} = \dots = t_{Rn}$$

Cada una de las curvas representa la DTR obtenida en cada uno de los tanques. Así, el primer tanque recibe el pulso de trazador (azul). El segundo tanque (verde), no recibe un pulso directo, sino la distribución de concentración del primer tanque y así sucesivamente. Por tanto, excepto el primer tanque, los demás reciben una concentración de trazador variable en el tiempo. Esta entrada no constante de trazador en los tanques hace necesario el estudio mediante una modelización dinámica del sistema.

En este modelo dinámico, por cada uno de los tanques pasa la misma cantidad de trazador, por lo que el área encerrada bajo cada una de la DTR obtenidas es de igual valor. Se puede observar cómo la DTR de cada tanque es cada vez más achatada (mayor dilución) y más amplia (mayor grado de dispersión). Si cada tanque recibe la DTR del tanque anterior se hace evidente que el tiempo de residencia entre tanques está relacionado y es acumulativo.

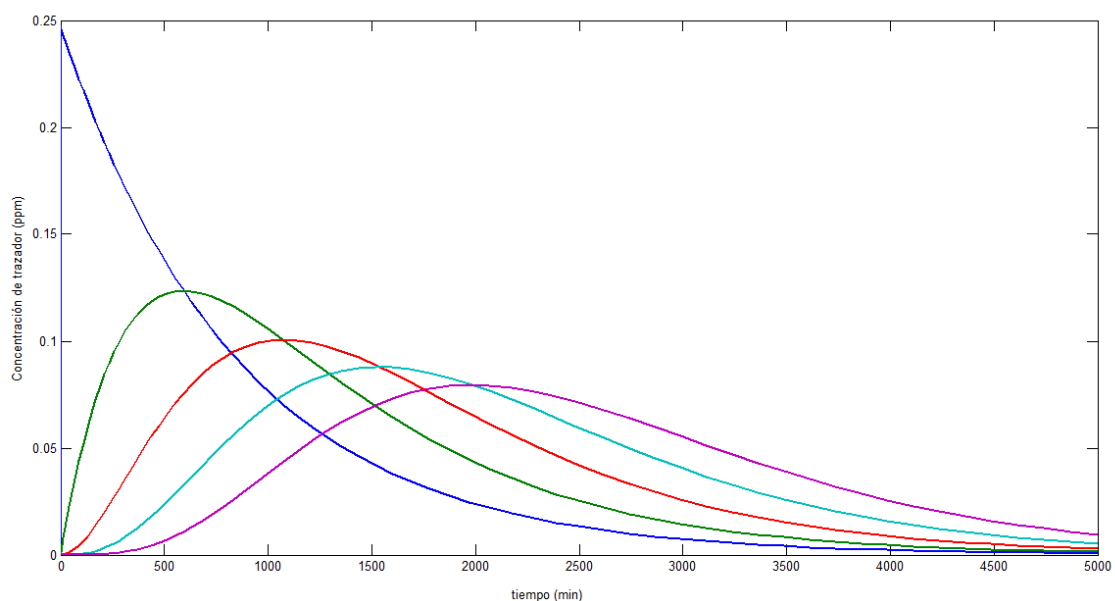


Figura 37. Esquema DTR obtenida en configuración de tanques en serie

El tiempo de residencia total del sistema será el de la suma del tiempo de todos los tanques, el comportamiento del cual representa la curva más desplazada hacia la derecha. Por tanto, si se calcula el baricentro de la curva de la derecha (rosa) se tendrá el tiempo medio de residencia de todo el sistema. Si se desea saber el tiempo de residencia hasta un tanque intermedio, basta con calcular el baricentro de la curva obtenida a la salida de dicho tanque.

9.1.2. TANQUES EN SERIE CON RECIRCULACIÓN EXTERNA

En el caso de que exista una recirculación externa desde el último tanque hasta el primero, pasado el pulso inicial, se producirá un retorno de trazador a partir de un cierto tiempo. Como consecuencia, este retorno de trazador, causa una modificación de la DTR y por tanto del tiempo de residencia. La influencia de la recirculación sobre el tiempo de residencia de los diferentes tanques, depende fuertemente de la configuración del sistema: número y volumen de los tanques, caudal influente y caudal de recirculación. De ahí, la importancia de realizar un modelo de flujo para cada configuración.

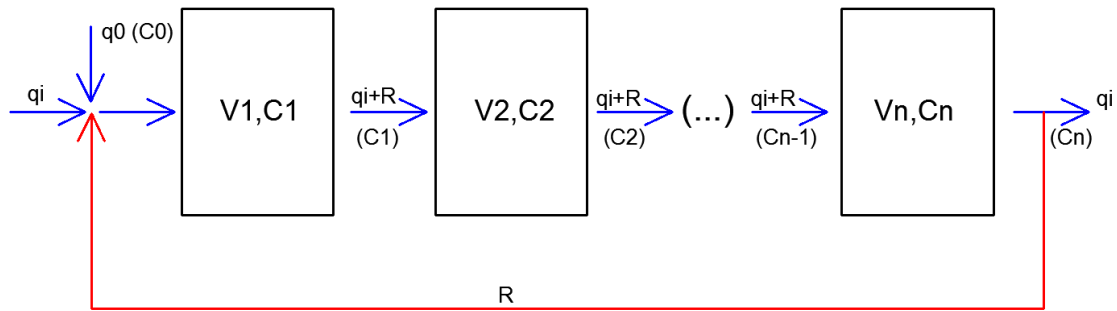


Figura 38. Esquema DTR obtenida en configuración de tanques en serie

De esta forma, a mayor número de tanques en serie, mayor será el tiempo transcurrido desde la perturbación inicial hasta que el efecto del pulso se aprecie en la DTR de salida del sistema. Por la misma razón, mayor será el tiempo que transcurra entre el pulso inicial y la perturbación del retorno de la recirculación en los primeros tanques. Dentro de este comportamiento general, cada configuración tendrá sus particularidades.

En el gráfico se puede observar cómo afecta la recirculación externa para los tanques 2, 5 y 12 de una batería de 15 tanques con recirculación externa del 100% respecto del caudal influente.

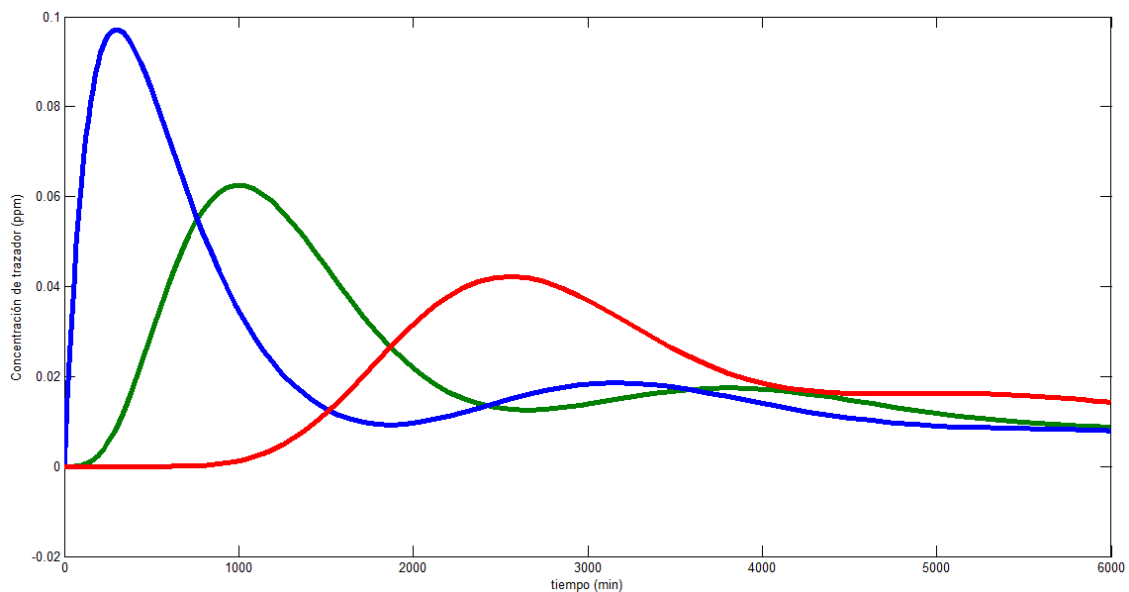


Figura 39. Esquema DTR obtenida para los tanques 2, 5 y 12 de una batería de 15 tanques en serie

La recirculación afecta en mayor medida a los primeros tanques y en menor medida a los últimos de la serie, de forma que la DTR del último tanque no se ve afectada por la recirculación. Así pues, el comportamiento de la recirculación externa para el análisis de la DTR obtenida en el último tanque, DTR del sistema global, se asemeja a una recirculación interna que actúa como mezclador.

En definitiva, dependiendo del sistema con recirculación externa a estudiar, se podrá comparar el tiempo de residencia obtenido experimentalmente con el tiempo de residencia teórico de forma más o menos sencilla. Cuanto mayor sea el número de tanques en serie y cuanto menor sea el volumen de estos, mayor complejidad para el cálculo del tiempo de residencia teórico mediante el uso de la ecuación 13. En estos sistemas, la recirculación externa modifica fuertemente la DTR, llegando a asemejarse a una doble campana para los primeros tanques de la serie (curva azul). De la misma forma, cuanto menor sea el número de tanques en serie y mayor su volumen, el efecto de la recirculación queda integrado con el efecto del pulso inicial dentro de una única campana de respuesta.

9.1.3. Cálculo del tiempo de residencia en el primer tanque de un sistema

Se ha representado ambas DTR para la salida del primer tanque: para una configuración sin recirculación y con recirculación externa. Se puede observar que en la DTR con recirculación, pese a tener el mismo volumen de dilución, la concentración disminuye con mayor pendiente.

Esto es debido a que el flujo de dilución no es únicamente q , sino $(q+R)$. Sin embargo, esta DTR presenta una larga cola que se extiende hasta 6000 min mientras que para la configuración sin recirculación, el trazador desaparece a 1600 min.

El cálculo del tiempo de residencia experimental calculado en el primer tanque de un sistema se encontrará en un punto intermedio entre dos distribuciones, la DTR sin y con recirculación externa. Esto es debido a que gran parte del tiempo de muestreo en el primer tanque se realiza sin aportación de trazador desde la recirculación, por tanto, la recirculación provoca más efecto de dilución que de aporte de trazador.

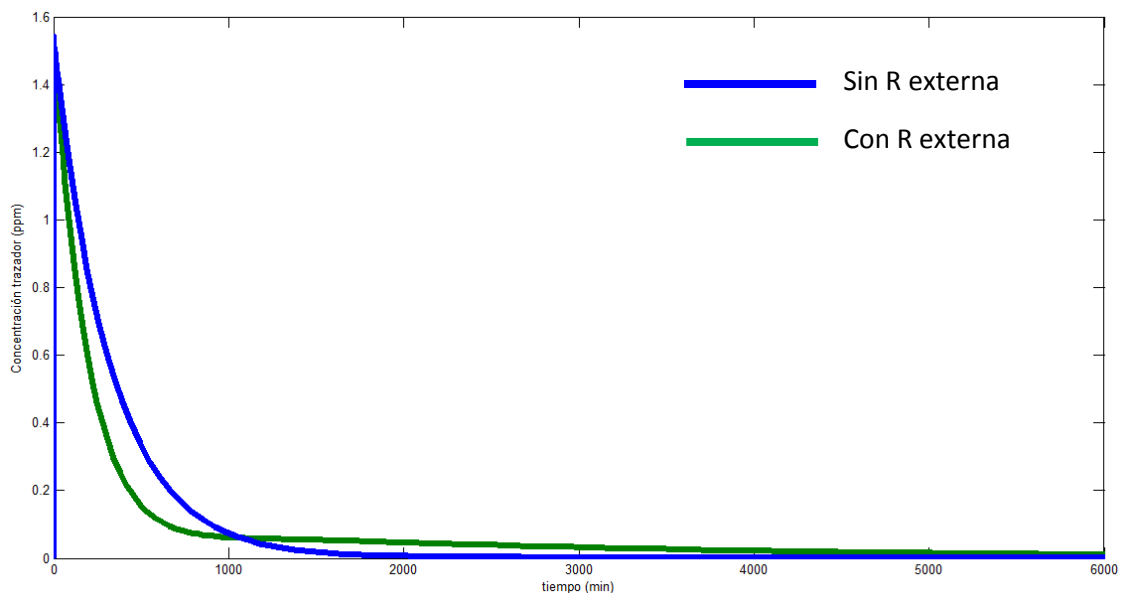


Figura 40. DTR a la salida de la zona anoxia para modelo con y sin recirculación externa

9.2. MODELO HIDRODINÁMICO PROPUESTO

La modelización de la DTR de la EDAR resulta relativamente sencilla, ya que consiste únicamente en 3 tanques en serie: tanque 1, 2 y 3. Se han realizado simulaciones con y sin el tanque de decantación. En el caso que se prescinde del decantador, se utiliza para suplir el efecto de este, a modo de fuente de alimentación al modelo, la DTR obtenida experimentalmente en la recirculación. Como se ha comentado anteriormente, el efecto de la recirculación externa sobre la DTR obtenida en cada uno de los tanques depende de la configuración del sistema.

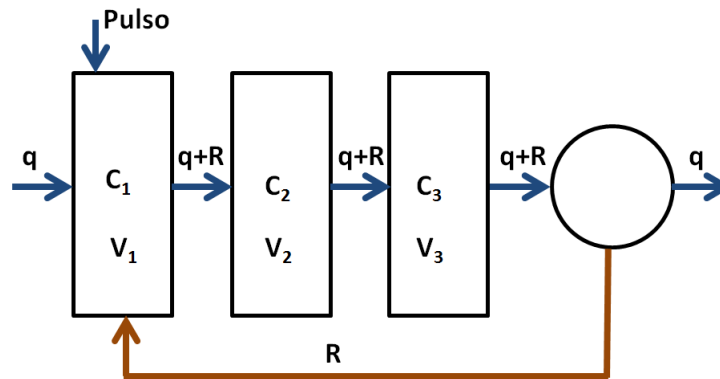


Figura 41. Esquema de tanques en serie para la modelización

Se ha elaborado el siguiente modelo de flujo para reproducir las distribuciones obtenidas experimentalmente. Una vez comprobado que el reactor presenta un comportamiento hidrodinámico próximo al de una mezcla completa, se pueden elaborar modelos con diferentes tanques agitados en serie. Se estudiará el ajuste del modelo a las DTR experimentales obtenidas:

El modelo que mejor ajuste presenta es el que se corresponde con la siguiente configuración: tanque 1, tanque 2, tanque 3 y alimentación externa de la recirculación. Así pues, se corresponde a tres tanques ideales de mezcla completa, o 3 reactores en continuo de tanque agitado (RCTA) conectados en serie.

El caudal (q) que recibe el sistema es el caudal influyente. A parte hay una recirculación externa (R), que circula desde el decantador hasta la cabecera. El pulso de trazador está representado por una entrada de caudal (q_0), a una determinada concentración (C_0). Esta entrada de caudal va de 0 a 0,033 minutos (2 segundos); tiempo que se estima que se tarda en verter la disolución de fluoresceína para dar comienzo al experimento.

Las ecuaciones del modelo responden a las ecuaciones de reactores químicos perfectamente agitados en serie sin reacción química:

$$\frac{dC_1}{dt} = \frac{q_0 \cdot C_0 + R \cdot C_3 - (q + R) \cdot C_1}{V_1}$$

$$\frac{dC_2}{dt} = \frac{(q + R) \cdot (C_1 - C_2)}{V_2}$$

$$\frac{dC_3}{dt} = \frac{(q + R) \cdot (C_2 - C_3)}{V_3}$$

Tiene las siguientes características:

Volúmenes		
V tanque 1 (m3)	V tanque 2(m3)	V tanque 3 (m3)
1115	1115	1115

Pulso fluoresceína		
Fluoresceína	Tiempo de vertido	Volumen de mezcla
700 gramos	2 s	20 L

Caudales	
Q influente (m3/día)	Recirculación (m3/día)
14400	21500

Tabla 5. Variables de las simulaciones del modelo de flujo

Se describe a continuación la función MATLAB a ejecutar:

- Función Matlab

Ejecutando esta función se obtiene la curva del modelo. El comando de resolución utilizado es el de ecuaciones diferenciales de 4º y 5º orden, "ode45".

```
function dy = edar(t,y)
```

```
%Esta función calcula C(t) en función del tiempo de residencia para cada tanque
```

```
V1=1115;
```

```
V2=1115;
```

```
V3=1115;
```

```
q=14400/60/24;
```

```
R=21500/60/24;
```

```
Ct0=35000;
```

```
q0=0.033;
```

```
if t>0.1
```

```
    Ct0=0;
```

```
end
```

```
dy=zeros(3,1);
```

```
dy(1)=(1/V1)*(q0*Ct0+R*y(3)-(q+R)*y(1));
```

```
dy(2)=(q+R)/V2*(y(1)-y(2));
```

```
dy(3)=(1/V3)*(q+R)*(y(2)-y(3));
```

Para mostrar los gráficos y ejecutar las simulaciones, se ha utilizado la interfaz gráfica con la herramienta SIMULINK, la cual permite interactuar más fácilmente con el modelo y realizar cambios sin utilizar comandos. Se muestra a continuación la interfaz de trabajo que se ha elaborado:

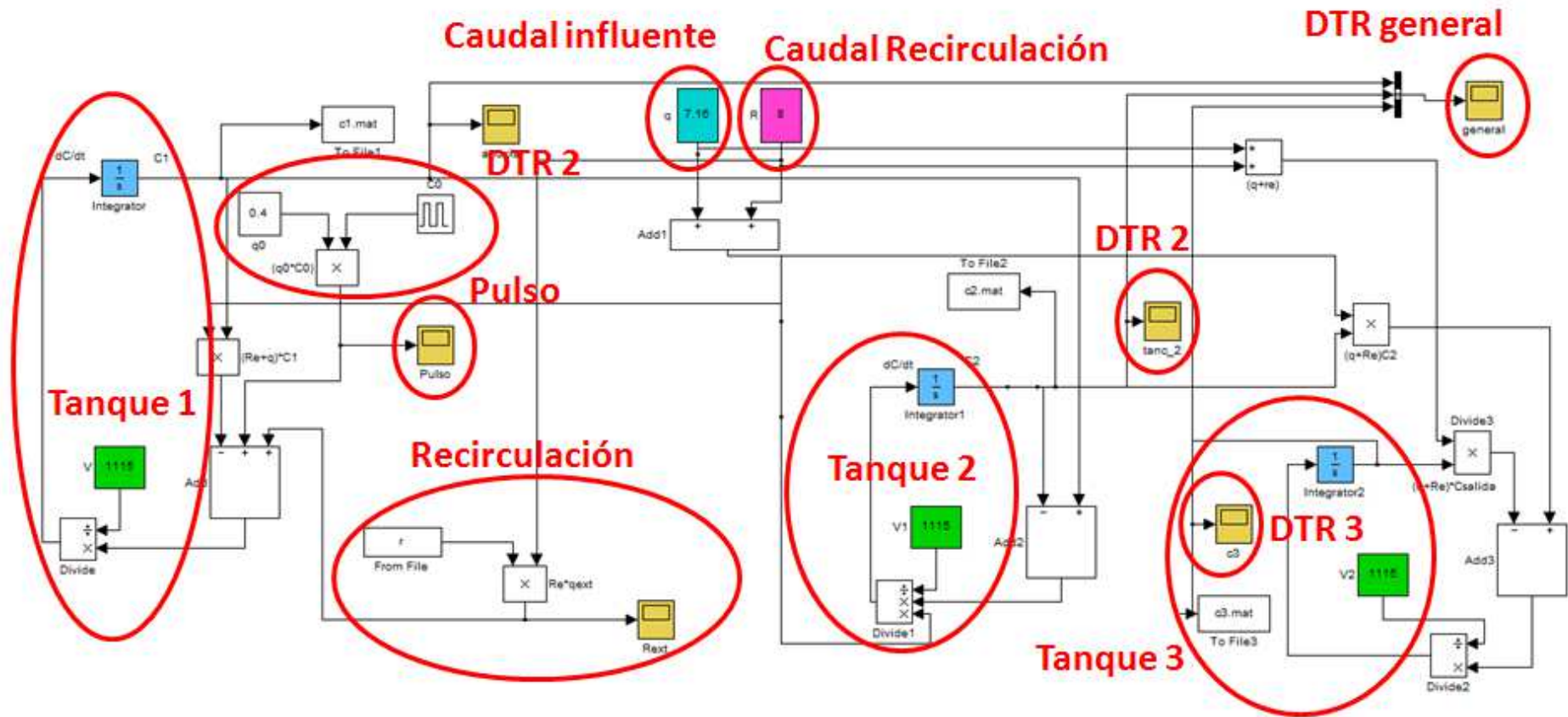


Figura 42. Interfaz modelo elaborado con Simulink

Se presentan a continuación las distribuciones obtenidas por el modelo en comparación con las medidas experimentalmente.

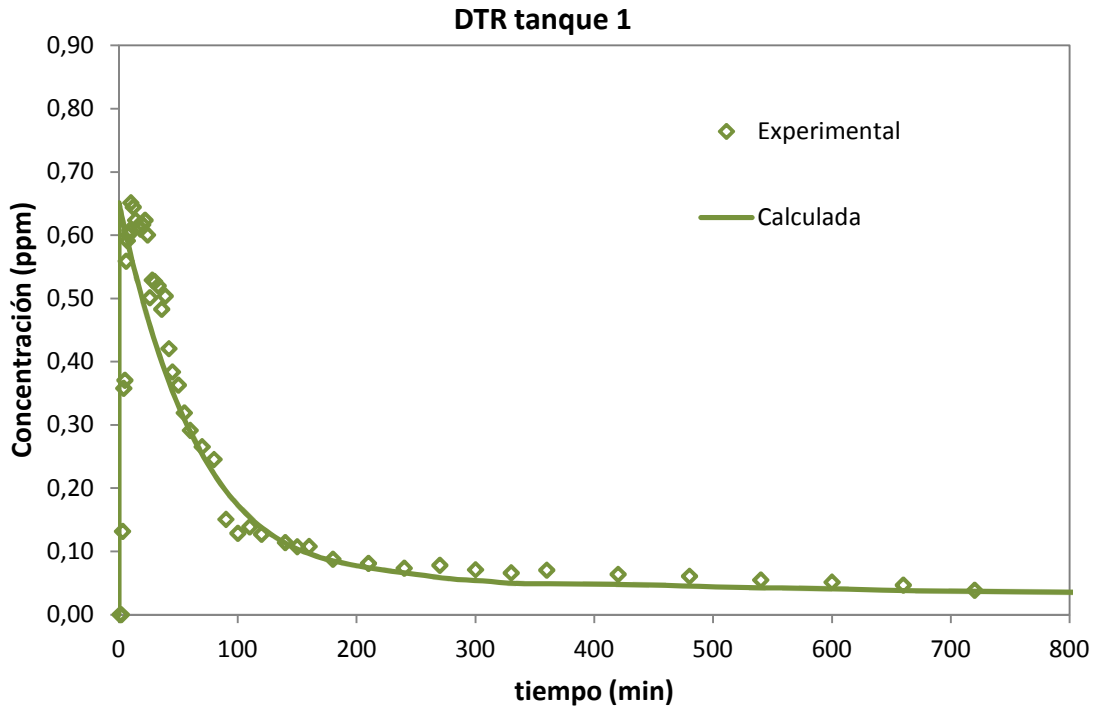


Gráfico 8. Ajuste modelo tanque 1

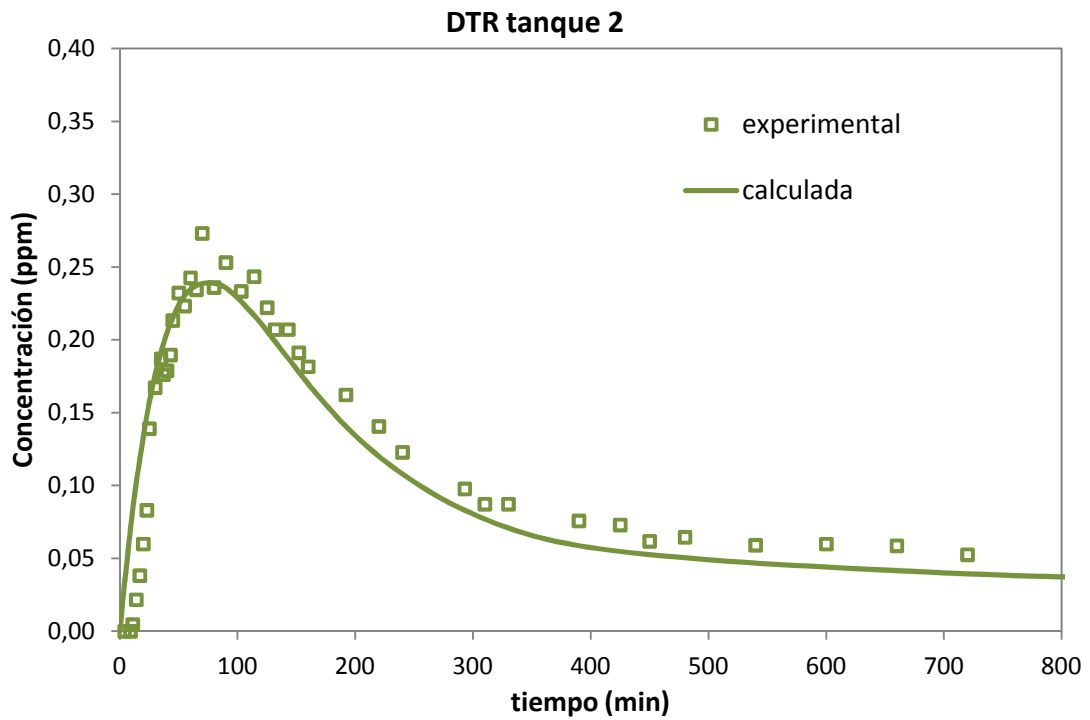


Gráfico 9. Ajuste modelo tanque 2

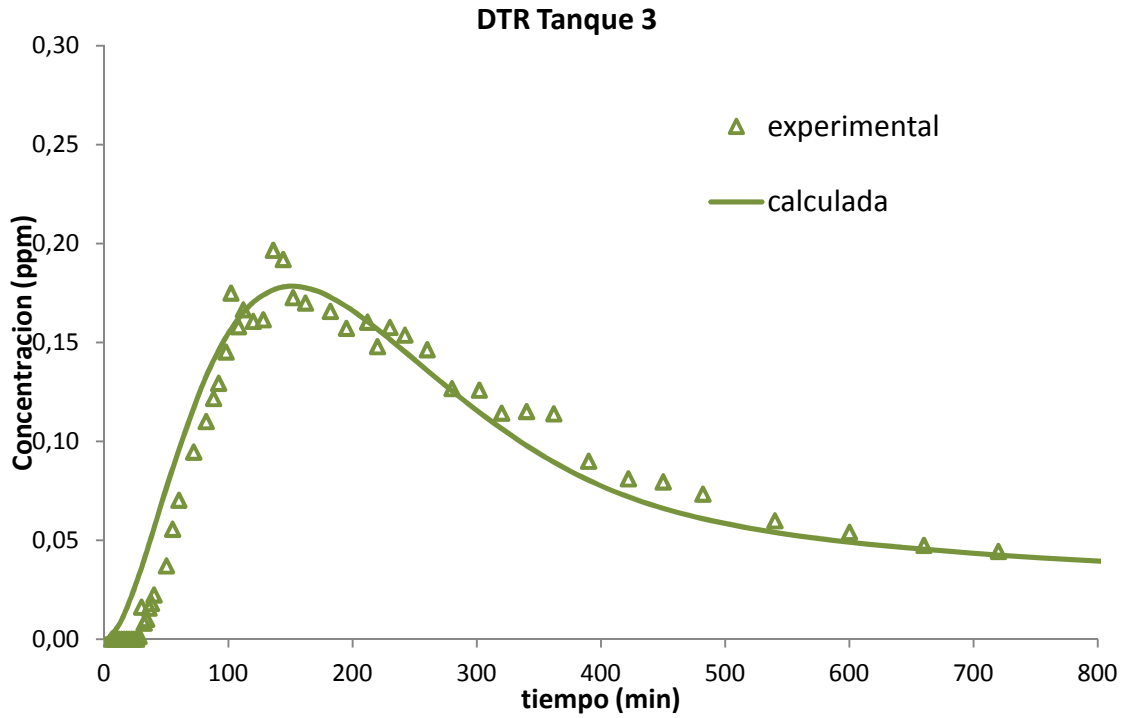


Gráfico 10. Ajuste modelo tanque 3

Se presenta en el siguiente gráfico las tres distribuciones, las cuales se corresponden con los modelos teóricos de tanques en serie agitados.

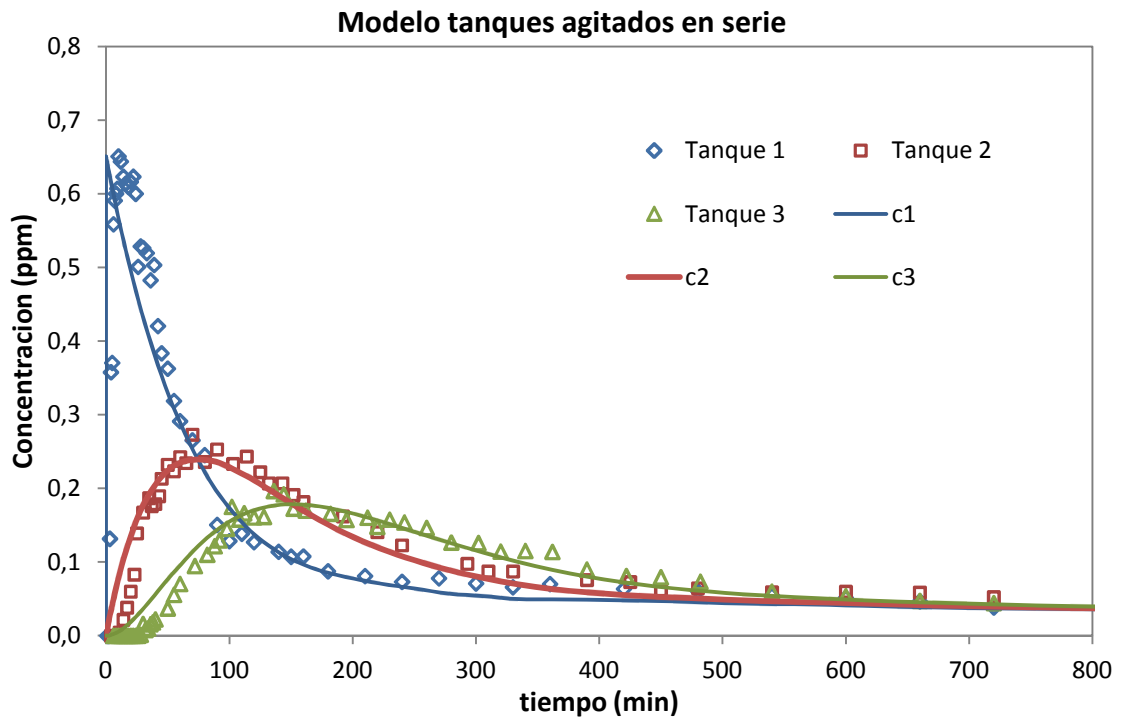


Gráfico 11. Ajuste modelo tanque 1, 2 y 3

Se presenta un buen ajuste del modelo a los datos experimentales mediante el cálculo del error de los 2 parámetros más significativos: tiempo de residencia medio y concentración máxima. El porcentaje de error ha sido calculado a partir de la siguiente ecuación:

$$Error = \frac{Valor\ experimental - Valor\ calculado}{Valor\ experimental} * 100$$

	t_R medio	Conc. máxima
Tanque 1	0,8 %	1 %
Tanque 2	2,5%	11 %
Tanque 3	1,1%	6 %

10. MODELO BIOWIN DE LA EDAR

En la actualidad existe diferente software de simulación en el campo de control de proceso en EDARs, los cuales están aceptados por la comunidad científica en el campo de la depuración de aguas residuales, así como por los técnicos que trabajan en la elaboración de estrategias de explotación. Este tipo de software son herramientas relativamente sencillas de manejar y que resultan ser de gran ayuda, tanto en el diseño inicial de una planta como en la propuesta de alternativas de optimización.

BioWin® es un software de simulación dinámica de procesos en EDAR, el cual lleva incorporado los modelos más recientes referentes a la tecnología de fangos activos y es ampliamente utilizado a nivel internacional. Lleva incorporada una interfaz gráfica que facilita la interacción usuario – software y facilita la elaboración del modelo.

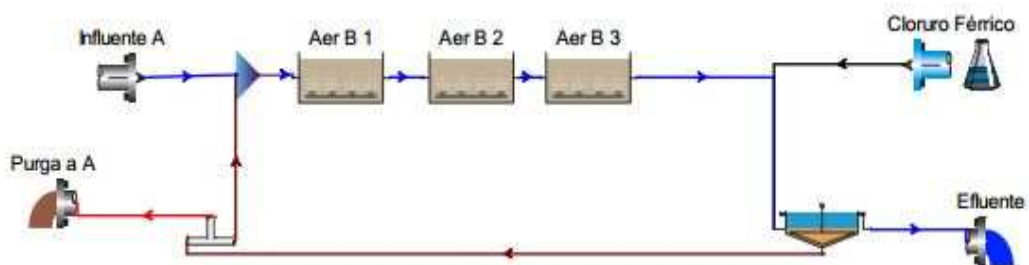


Figura 43. Interfaz gráfica del BioWin

Cabe decir que este tipo de modelos deben ser calibrados siguiendo un protocolo de calibración que pasa por un exhaustivo análisis físico químico del influente. Por otra parte, se debe realizar una calibración de la actividad del fango para determinación de variables intrínsecas de las reacciones biológicas. Por tanto, este software simula procesos de

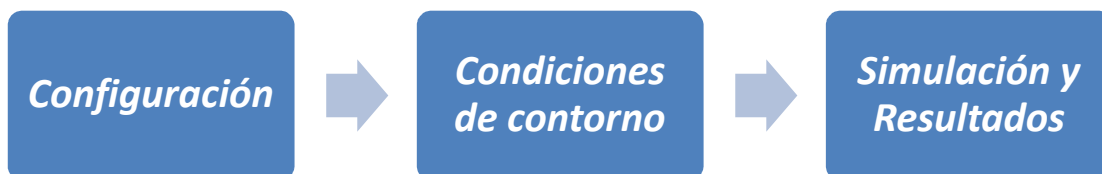
tratamiento de aguas residuales que une los modelos de procesos físicos, biológicos y químicos.

Este apartado se centra en trasladar el conocimiento adquirido mediante los ensayos experimentales a la elaboración de un modelo de la EDAR para el control de proceso de la misma. El propósito que se persigue es el de configurar un primer modelo que reproduzca el comportamiento de la planta de forma genérica, el cual deberá ser calibrado de forma exhaustiva y siguiendo el protocolo en cuestión en una segunda etapa.

Mediante la elaboración de este modelo, se tendrá una herramienta configurada lista para empezar a trabajar en el campo de la optimización del proceso de la EDAR, el funcionamiento de la cual podrá ser mejorado tanto a nivel de rendimiento de proceso como de coste energético asociado al mismo.

10.1. CONFIGURACIÓN DE LA EDAR EN BIOWIN

Con el objetivo de desarrollar un modelo con el programa escogido, se van a presentar las diferentes fases que se han seguido para llevar a término este objetivo.



A partir del estudio previo realizado de la planta se puede crear un modelo que se ajuste a la realidad. Para ello se debe empezar configurando los tanques y las conexiones entre ellos. La distribución y disposición de los mismos resulta una tarea tediosa, debido a la gran cantidad de posibilidades que se tienen en planta de comunicar los tanques. Por ejemplo, en el caso de este modelo, los fangos secundarios no son purgados directamente a la línea de fangos o mezclado con los fangos purgados de decantador primario en una arqueta (fangos mixtos) como se suele hacer; sino que son recirculados hasta decantación primaria donde se vuelven a sedimentar y son retirados. De esta forma, se ha observado mejores rendimientos en planta.

Una vez conectados los tanques con las diferentes posibilidades que presenta el proceso en planta, se establecen las condiciones de contorno. Aquí se definen las cargas influentes, las características geométricas de los tanques, los caudales de funcionamiento, aporte y rendimiento del sistema de aireación, etc. así como todos y cada uno de los parámetros que gobiernan el proceso de depuración con fangos activos. Para esto último, se han seleccionado la mayoría de parámetros por defecto.

Por último, se ha realizado una simulación en régimen estacionario para verificar de forma global el funcionamiento del proceso. Se muestra a continuación un esquema de la configuración del modelo y los resultados obtenidos de la primera aproximación. Antes, se detalla a grandes rasgos el funcionamiento:

Tras la entrada de caudal influente, éste pasa a decantación primaria, donde es mezclado con fangos que provienen de decantación secundaria. Siguiendo la línea de agua, el flujo llega al reactor biológico, el cual se ha dividido en tres compartimentos aireados mecánicamente mediante turbinas de aireación. Posteriormente el licor mezcla pasa a decantación secundaria, donde el 98% del fango es recirculado a cabecera del reactor y el resto llevado a decantación primaria. De la purga de primarios, nace la línea de fangos, donde el fango se estabiliza de forma aerobia mediante aporte oxígeno con turbinas de aireación en tres cámaras. Posteriormente el fango va a espesado y a deshidratación, ambas etapas con sus correspondientes retornos a cabecera de planta.

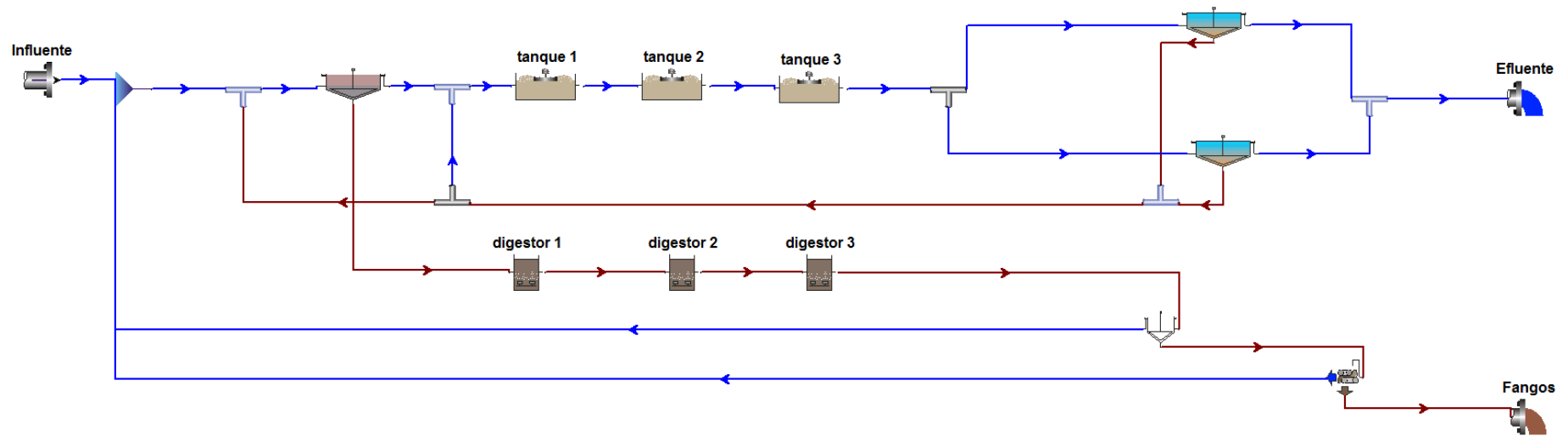


Figura 44. Modelo BioWin

10.2. TABLA RESULTADOS BIOWIN

VARIABLE	EXPERIMENTAL	SIMULACION	Unidades
Caudal influente medio	14.400	14.400	m3/dia
Caudal recirculación externa	-	21.500	m3/dia
SST tanque 1	-	3.763	mg/L
SST tanque 2	-	3.758	mg/L
SST tanque 3	3.812	3.751	mg/L
DQO tanque 1	-	72	mg/L
DQO tanque 2	-	56	mg/L
DQO tanque 3	22	25	mg/L
Sequedad fango	19	22	% en masa
SST digestor 1	-	10.377	mg/L
SST digestor 2	-	9.334	mg/L
SST digestor 3	9.000	8.567	mg/L
SSV digestor 1	7.550	7.699	mg/L
SSV digestor 2	-	6.735	mg/L
SSV digestor 3	5.932	6.033	mg/L
DO tanque 1	2,1	1,9	mg/L
DO tanque 2	3,1	3,1	mg/L
DO tanque 3	1,2	1,1	mg/L
DO digestor 1	-	1,5	mg/L
DO digestor 2	1,5	1,6	mg/L
DO digestor 3	-	1,8	mg/L
SST efluente	22	18	mg/L
DQO efluente	20	18	mg/L
N-Amoniacal efluente	41	36	mg/L
Nitrato efluente	6	8	mg/L

Tabla 6. Resumen de los parámetros influentes en el proceso

Se ha determinado buenos resultados a nivel global. EL modelo proporciona unos valores de los parámetros importantes de control de proceso en un rango aceptable de funcionamiento. A partir de este primer modelo, siguiendo las especificaciones de la calibración, se podrá obtener un modelo más aproximado y robusto, de forma que se puedan diseñar nuevas estrategias de control.

11. MODELIZACION CON HERRAMIENTAS CFD

Como se ha comentado en el apartado del objetivo, debido a la detección en planta de anomalías puntuales en el comportamiento del flujo, se ha realizado un estudio complementario haciendo uso de técnicas de simulación computacional de fluidos (CFD) como herramienta de apoyo al estudio hidrodinámico general.

11.1. DESCRIPCIÓN Y SIMULACIONES REALIZADAS

Para realizar las simulaciones se han seguido las etapas que se observan de forma esquemática en la siguiente figura:

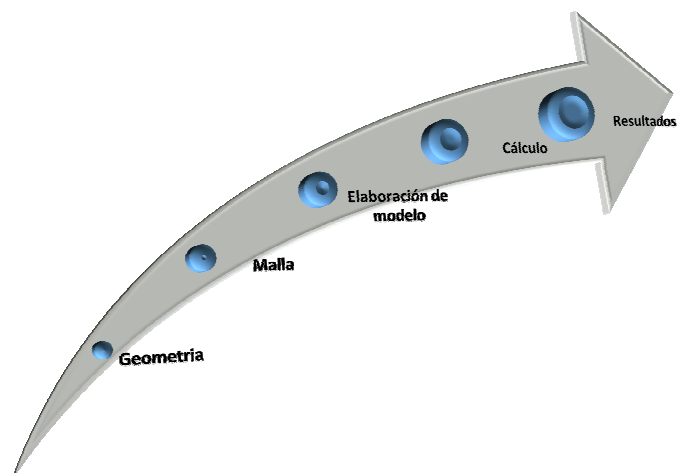


Figura 45. Metodología seguida para la realización del estudio en CFD

11.1.1. Geometría

En primer lugar se debe diseñar el entorno en 3D y obtener la geometría sobre la que realizar las simulaciones. Las herramientas CFD presentan la ventaja de poder realizar las simulaciones con geometrías a escala real. Dicho esto, se deben realizar simplificaciones para disminuir el tiempo de computación. Para ello, se debe valorar qué partes del entorno geométrico se pueden simplificar sin afectar demasiado al nivel de detalle del comportamiento del flujo en el interior del entorno. En ambos casos simulados, se han debido realizar simplificaciones geométricas.

11.1.2. Malla

En segundo lugar se debe elaborar la malla de control. Este proceso consiste en dividir el entorno geométrico en diferentes celdas unitarias, en el interior de las cuales se establecen los puntos de control donde se realizarán los cálculos para resolver las ecuaciones presentadas en la introducción teórica referida a los CFD. Este proceso de discretización resulta costoso, pues se debe elaborar un malla de control, los nodos de la cual se comuniquen de forma progresiva para facilitar así la convergencia en el cálculo.

De esta forma, a mayor número de nodos o celdas de la malla, mayor precisión de los resultados obtenidos y mejor nivel de detalle se obtendrá en la reproducción del comportamiento del flujo en el entorno simulado. Sin embargo, será necesario un mayor coste de computación de la simulación. Así pues, se debe valorar y equilibrar el nivel de precisión de los resultados con el tiempo de computación consumido en el cálculo. Para ello, es recomendable realizar un análisis de sensibilidad de malla, de forma que se obtenga una independencia de la malla en los resultados obtenidos, siendo esta lo más gruesa posible, de forma que se disminuya al máximo el tiempo de cálculo. Este proceso de optimización de la malla depende del tipo de simulación y geometría a realizar. En este caso, el modelo CFD elaborado es relativamente sencillo, por lo que sólo se han comparado dos tamaños de malla diferentes.

11.1.3. Elaboración del modelo, cálculo e interpretación de resultados

En una tercera etapa, se debe definir las características físicas del modelo. Para ello, se debe configurar los dominios que tendrán lugar en la simulación, las características físicas del tipo del fluido, los caudales, modelo de turbulencia, etc. Así, se establecerán las condiciones de contorno que se utilizará para la resolución del caso a simular.

Tras la realización del cálculo, se podrán analizar los resultados con complejas herramientas visuales y analíticas. En este punto, es importante saber interpretar los resultados obtenidos.

11.2. SIMULACIONES REALIZADAS

Se detallan a continuación, en dos apartados diferentes, las dos simulaciones realizadas. Como ya se ha comentado, el objetivo de las mismas consiste en estudiar de una forma más

detallada las anomalías detectadas en planta mediante la observación del funcionamiento del proceso.

11.2.1. Simulaciones en el tanque 1

La simulación en el tanque 1 surge como necesidad de entender cómo se comporta el flujo en el tanque 1 cuando el sistema de aireación está apagado. En este tanque, debido a la configuración de los ciclos de aireación, tiene lugar un intervalo de tiempo en que coinciden las dos turbinas de aireación apagadas. Durante este periodo no tiene lugar agitación alguna en el tanque. Mediante la observación en planta, se ha detectado un cortocircuito considerable en superficie que cruza el tanque desde la entrada a la salida. Así pues, se ha llevado a cabo una simulación en este entorno para observar el comportamiento del flujo cuando se da esta situación determinada.

A. Resultados obtenidos en la simulación del tanque 1

A continuación se presentan los resultados obtenidos en la simulación del tanque 1. Se han realizado los cálculos en régimen estacionario para el flujo que entra por la abertura al final del canal de reparto y sale por todo el ancho de la zona opuesta del tanque en forma de vertedero o cascada hasta alcanzar el canal de reparto de salida.

Como se puede observar, se han realizado simplificaciones geométricas en la elaboración del modelo. Así, se han considerado las columnas de las plataformas y se ha despreciado el volumen que ocupa la turbina en el fluido. Así pues, quitando las columnas, el fluido presenta una lámina libre continua, ya que las turbinas poseen una baja sumergencia y no se dispone de la geometría de las mismas.

A continuación se presentan y se comentan los resultados obtenidos mediante diferentes representaciones:

A.1. Líneas de flujo

En primer lugar se han representado las líneas de flujo en el tanque. Tras abandonar el canal de reparto de entrada, se observa como el flujo posee una velocidad máxima superior a 1,2 m/s y que disminuye de forma notable llegando hasta 0,3 m/s al final del tanque.

Se observa claramente como las líneas de flujo presentan un camino preferencial que atraviesa el tanque de forma rectilínea hasta alcanzar el vertedero de salida. Una vez alcanzado el muro del vertedero de salida, el fluido choca y crea un movimiento convectivo que le da el comportamiento fluidodinámico al tanque. Se produce así, el movimiento del flujo en sentido contrario. Por tanto, en el lateral de cortocircuito el flujo avanza hacia la salida, mientras que en el lateral contrario, el flujo retrocede hacia la entrada. El grado de mezcla pues será insuficiente, ya que se podría afirmar que el flujo gira sobre un único eje.

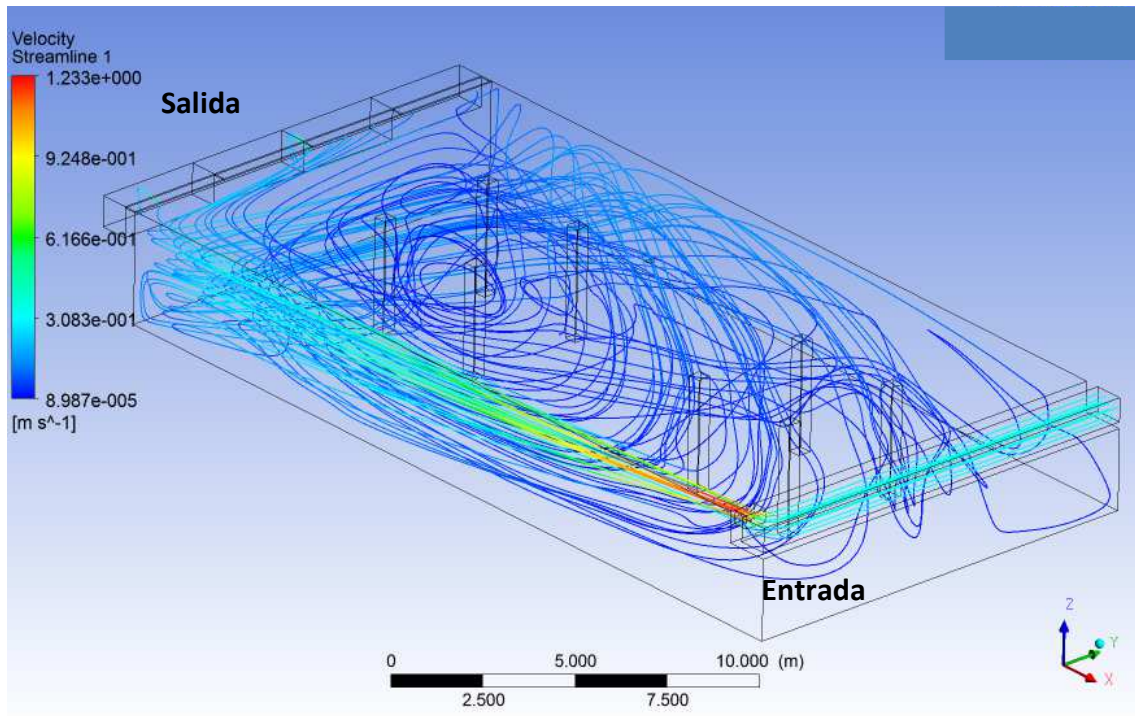


Figura 46. Líneas de flujo

A.2. Plano en superficie

Mediante el plano trazado en lámina libre, se han representado la velocidad del flujo. Se puede observar el cortocircuito detectado en planta, la velocidad del cual es máxima en superficie. Como se ha comentado en el apartado anterior, se observa el flujo de retorno en el lateral opuesto al cortocircuito.

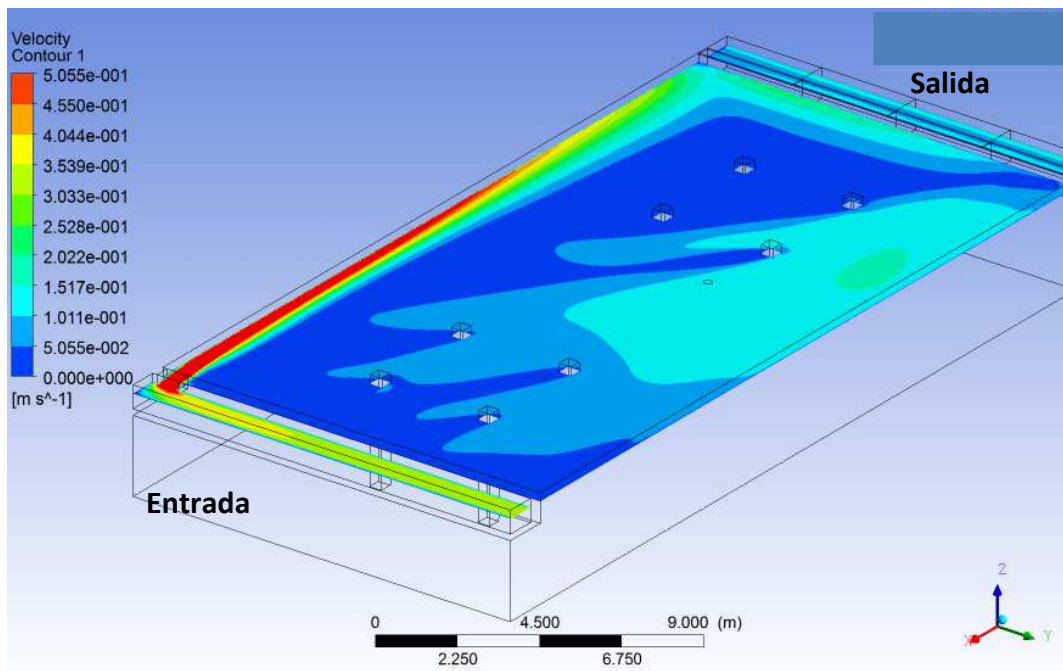


Figura 47. Plano de velocidades en lámina libre

A.3. Isovolumen (velocidades mayores de 0,20 m/s)

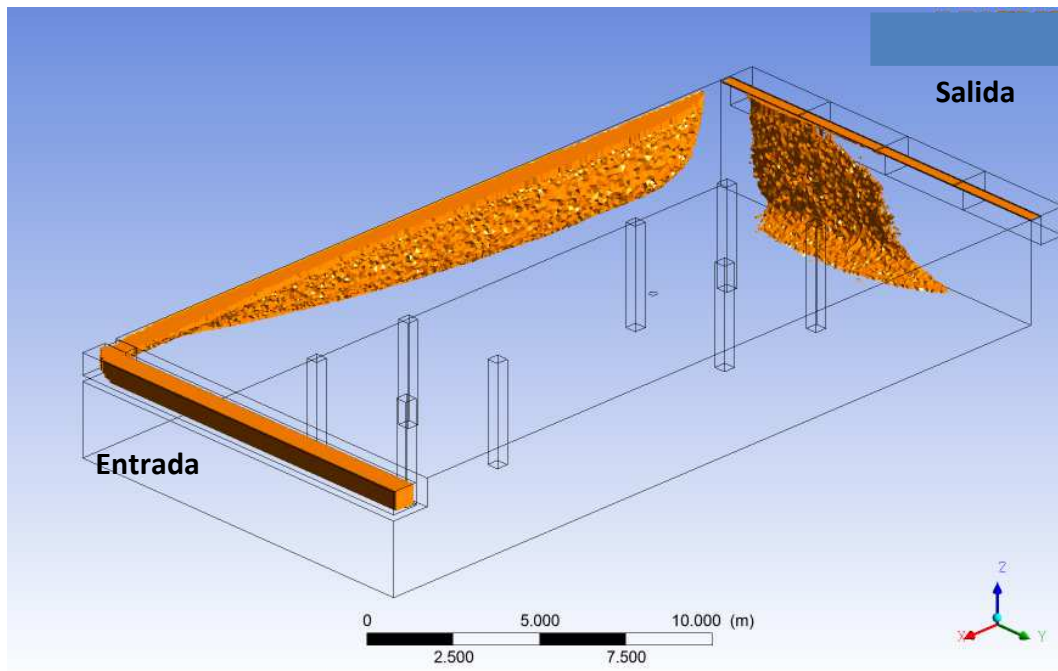


Figura 48. Velocidades mayores de 0,20 m/s

Se ha representado mediante la herramienta de isovolumen, la fracción de fluido que posee una velocidad a 0,20 m/s en el interior del tanque 1. Se observa claramente el avance del cortocircuito, el cual produce un crecimiento progresivo de la velocidad en el flujo en profundidad a medida que avanza. Una vez alcanzado el muro de salida, pierde energía moviendo al mismo en sentido contrario.

A.4. Planos verticales de velocidad

Se han representado una serie de planos que atraviesan el tanque verticalmente en el que se puede verificar mediante otra herramienta lo comentado en el apartado anterior. Tras la salida, el flujo posee máxima velocidad en superficie. A medida que avanza, pierde velocidad en superficie pero crece la velocidad en profundidad hasta igualarse en toda la vertical una vez llegado al muro de salida.

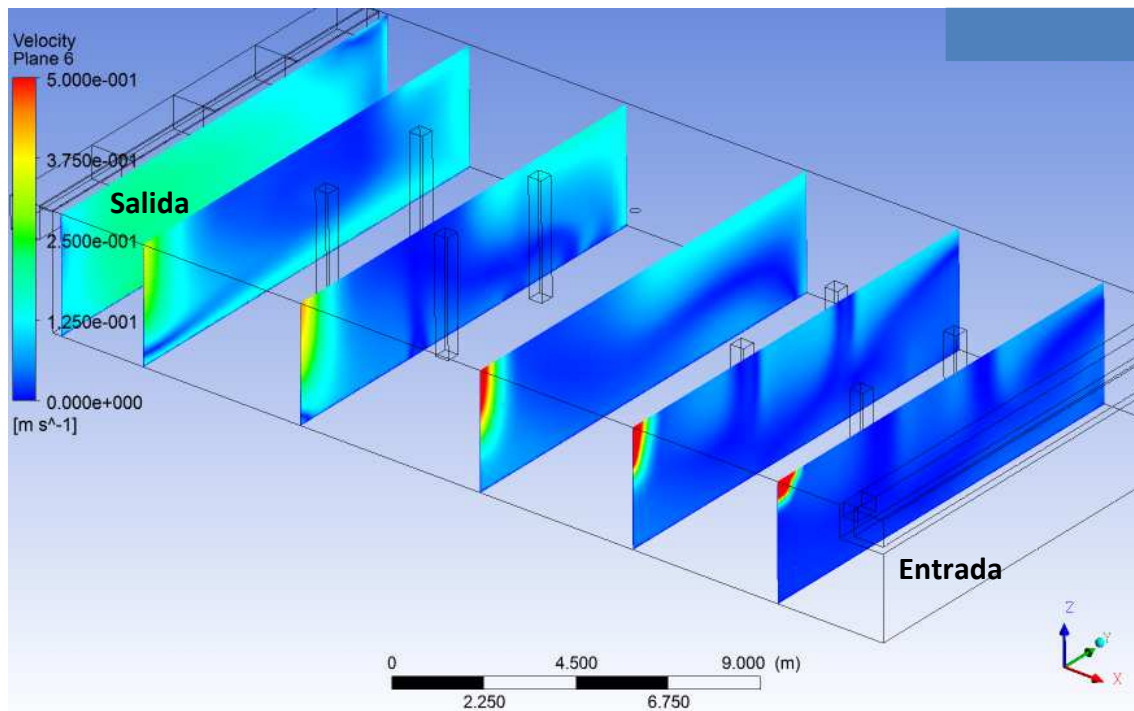


Figura 49. Planos verticales de velocidades en lámina libre

Como principal conclusión sobre el estudio realizado en el tanque 1, se verifica la existencia del cortocircuito cuando no existe agitación en el tanque. Esto es debido a que la entrada en el tanque se realiza de forma local mediante la compuerta del final de canal de reparto de entrada. De forma contraria, este fenómeno no se produce en el tanque 2 debido a que la entrada en el mismo se realiza mediante todo al ancho del canal.

Como medida correctora, se ha propuesto reajustar los tiempos de los ciclos de aireación en el tanque 1 de forma que no coexistan las dos turbinas en modo parado. De esta forma, se tendrá al menos una turbina que mitigue el cortocircuito producido. De esta forma se evita que flujo nuevo que proviene de la etapa primaria pueda atravesar el tanque 1 sin ser mezclado correctamente antes de alcanzar el tanque 2. Además, la turbina de cabecera funcionará mayor tiempo que la de cola, ya que el cortocircuito presenta mayor intensidad en la primera mitad del tanque y la demanda de oxígeno es mayor al principio del tanque.

11.2.2. Simulaciones en la arqueta de reparto

La simulación en la arqueta de reparto surge como necesidad de entender cómo se comporta el flujo en la misma, es decir, cómo se realiza el reparto del flujo hacia decantación. Se ha observado en planta que la mitad de la arqueta que distribuye el flujo hacia el decantador 1, acumula espumas en superficie de lámina libre, mientras que la otra mitad geométrica, mediante la cual el flujo avanza hacia el decantador 2, es atravesada por el flujo de forma turbulenta.

Por otra parte, mediante el control rutinario de proceso en planta, se puede observar de forma continua que el decantador 2 presenta problemas de funcionamiento que el decantador 1 no presenta. A simple vista, se puede observar en el decantador 2 flóculos en superficie de lámina

libre correspondiente a la zona del clarificado. En el decantador 1 no se observa este tipo de problema. De esta forma, el buzón de recogida de sobrenadantes del decantador 2 presenta una acumulación de sólidos que no presenta el decantador 1.

En la siguiente figura ya presentada anteriormente en el capítulo de descripción de la EDAR estudiada, se puede observar en vista de perfil y planta la arqueta de reparto. La arqueta está dividida en tres cámaras: la cámara más grande es donde llega el flujo y se comunica superficialmente con las otras dos más pequeñas, desde las cuales salen las tuberías de reparto hacia cada uno de los decantadores.

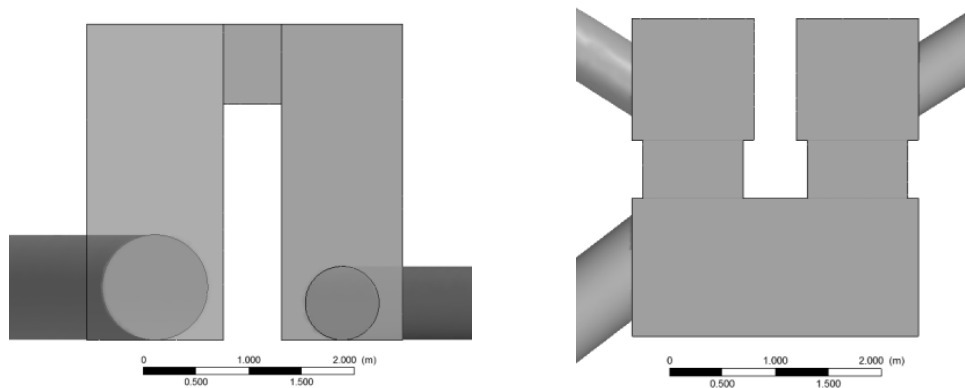


Figura 50. (Bis) Vista de perfil y planta de la arqueta de reparto de entrada a decantación

Finalmente, se piensa que posiblemente el decantador 2 reciba mayor cantidad de flujo que el decantador 1, o que el flujo llegue a decantador 2 con mayor turbulencia, la cual podría ser la causante de la producción de sobrenadantes.

A. Resultados CFD de la arqueta de reparto a decantación

Se ha reproducido un modelo CFD a partir de la geometría de la arqueta a escala real con los diámetros de tubería y ángulos de entrada y salida reales de las mismas. Como simplificación del modelo, se ha comunicado cada una de las salidas a decantación mediante un canal abierto por donde el flujo sale por la parte inferior, de forma que no afecte al comportamiento del flujo aguas arriba, zona de estudio del modelo.

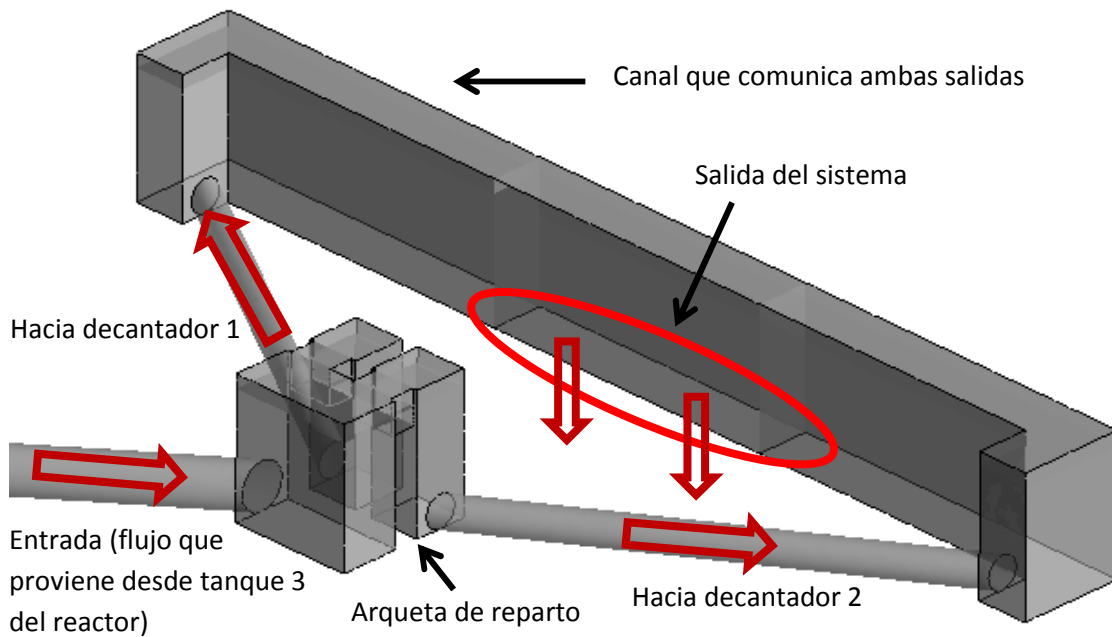


Figura 51. Geometría de la arqueta

A.1. Estudio de las líneas de flujo y análisis vectorial

Se han estudiado las líneas de flujo en el interior de la arqueta. Se ha representado la velocidad del flujo sobre las mismas. Se hace difícil representar en una imagen el comportamiento del flujo en el interior de la arqueta debido a las limitaciones del 2D. Mediante el análisis del modelo mediante observación en 3D se ha observado el comportamiento del flujo en el interior de la arqueta grande. En esta se produce un fenómeno turbulento causado por la forma en que está direccionada la tubería de entrada que favorece el aporte de mayor cantidad de flujo hacia el compartimento de la arqueta del decantador 2.

De esta forma, se aprecian velocidades medias mayores en la tubería hacia el decantador 2, siendo de 1,88 m/s frente a los 1,36 m/s de la que va a hacia el decantador 1.

Finalmente, se ha incluido un plano trazado sobre el vertedero por el cual se comunica del flujo entre las cámaras. Sobre este plano se han representado los vectores y la velocidad de los mismos. Se puede apreciar el flujo hacia arqueta de decantación con velocidad mayor.

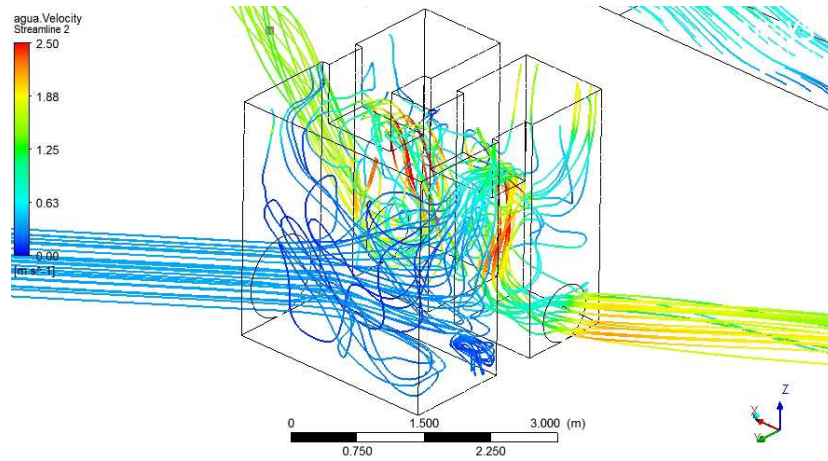


Figura 52. Líneas de flujo en 3D

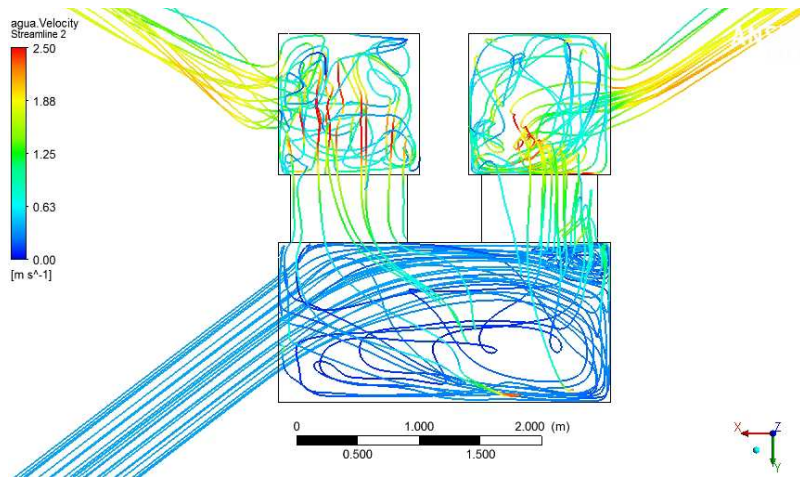


Figura 53. Líneas de flujo. Vista en planta

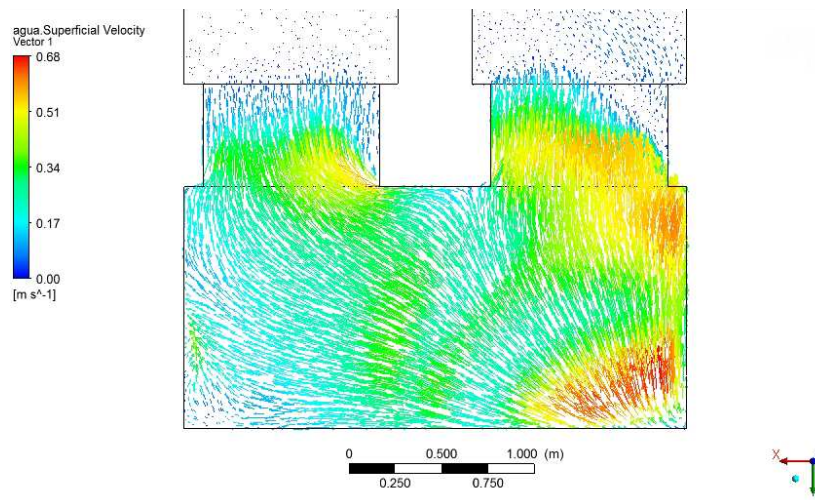


Figura 54. Vectores sobre el plano

A.2. Reparto porcentual de la arqueta

En este apartado se ha calculado el reparto porcentual que realiza la arqueta de reparto hacia decantación. Para ello, se han trazado dos planos aguas abajo de la arqueta y se ha calculado sobre los mismos el caudal de flujo que los atraviesa.

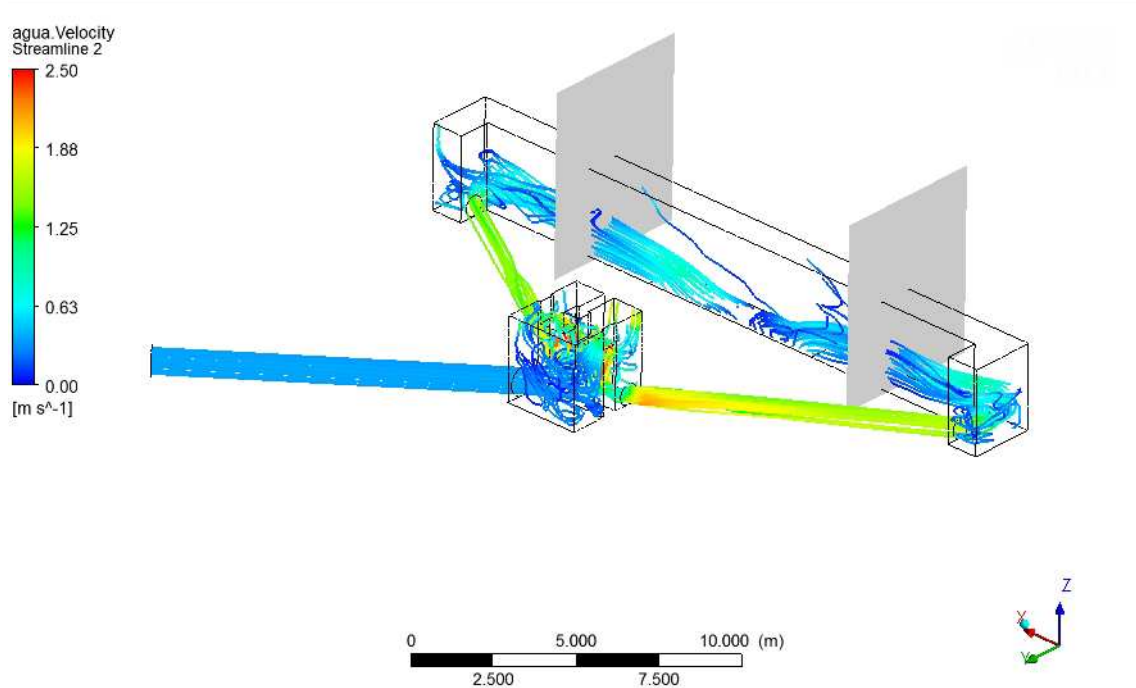


Figura 55. Cálculo del reparto porcentual del caudal

ARQUETA DE REPARTO	Caudal
Hacia decantador 1	94,83 kg/s
Hacia decantador 2	107,6 kg/s
Diferencia porcentual	11,8 %

Tabla 7. Caudal en la arqueta de reparto

Se ha detectado mediante un análisis realizado con herramientas de simulación computacional los problemas derivados del comportamiento defectuoso de la arqueta de reparto, ya detectados de forma visual en control rutinario en planta.

Se ha detectado la causa del reparto no equitativo y la anomalía que causa el mal funcionamiento en decantación. Finalmente se ha calculado la diferencia porcentual en el reparto.

Una vez se ha elaborado el modelo CFD, se deberían realizar simulaciones proponiendo cambios geométricos o alternativas para solucionar el problema del reparto y así, mitigar o eliminar los problemas en decantación secundaria.

12. CONCLUSIONES

En este capítulo se presentan las principales conclusiones que se pueden extraer del presente estudio realizado en la EDAR.

12.1. ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO HIDRODINÁMICO. TRAZADORES INERTES.

En el presente trabajo se ha llevado a cabo un ensayo con trazadores inertes en la etapa secundaria de una EDAR. Pese a las limitaciones que presenta un ensayo experimental por la magnitud de escala, esta técnica ha resultado ser válida, permitiendo estudiar y caracterizar el comportamiento fluido dinámico del reactor biológico.

Estableciendo puntos de control de muestreo a la salida de cada tanque se ha podido obtener la distribución de tiempo de residencia de forma compartimentada. Mediante las DTR obtenidas, se ha caracterizado el comportamiento del flujo, en el que se ha observado un comportamiento hidrodinámico similar a una configuración de reactores en serie perfectamente agitados. De forma global, el flujo en el reactor presenta un comportamiento de tanque de mezcla completa. Por otra parte, se ha estudiado de forma cualitativa el comportamiento en la etapa secundaria para establecer un análisis comparativo entre decantadores.

Se ha calculado el tiempo medio de residencia en los diferentes compartimentos del reactor, obteniéndose valores cercanos a los teóricos. De esta forma, se ha calculado que el tiempo al cual se obtiene la concentración máxima a la salida tras el pulso es de 2 horas y 16 min aproximadamente.

12.2. ESTUDIO DE LAS CONCENTRACIONES DE OXÍGENO DISUELTO EN EL REACTOR

Se ha realizado un estudio de la distribución de oxígeno disuelto en el reactor biológico. Se ha medido experimentalmente la distribución de concentración de oxígeno disuelto en diferentes puntos del reactor y a diferentes profundidades. Posteriormente se han medido las concentraciones de oxígeno disuelto proponiendo una serie de escenarios combinando las turbinas en marcha para realizar un estudio más en profundidad del sistema de aireación.

En primer lugar, se ha elaborado una hoja de cálculo mediante la cual se ha podido determinar las necesidades diarias de oxígeno que el sistema de aireación instalado en planta debe proporcionar para satisfacer la demanda exigida por parte del proceso biológico en el reactor. Se ha verificado que las turbinas instaladas son capaces de aportar el oxígeno necesario para llevar a término la degradación de materia orgánica, dejando en un segundo plano el proceso de nitrificación. A continuación, se ha calculado aproximadamente el coste anual derivado de la aireación y el tiempo de aireación medio de cada turbina, resultando ser de unos 40 min/h.

En condiciones de funcionamiento normal, las turbinas funcionan mediante ciclos fijos de tiempo de aireación. Exceptuando la turbina de cola del tanque 3, las otras 5 turbinas funcionan durante un tiempo total diario muy similar. Considerando que el oxígeno disuelto se comporta como una sustancia trazadora, se ha podido caracterizar las turbinas como sistema de agitación. Se ha podido comprobar que el sistema de aireación proporciona un grado de mezcla correcto, ya que se ha detectado oxígeno en las zonas profundas de los tanques, con lo que se ha descartado que pueda existir estratificación en la mezcla. Las concentraciones de oxígeno disuelto obtenidas a lo largo del reactor presentan valores estándar para satisfacer las necesidades de aireación y llevar a cabo los procesos biológicos de degradación de materia orgánica.

Partiendo de la base de que el funcionamiento global de las turbinas debe ser alternado para proporcionar agitación al reactor, se recomienda que las turbinas del tanque 1 funcionen mayor tiempo que las del tanque 2 y así sucesivamente. Además de ser el tanque con mayor demanda por estar en la cabecera del reactor, el tanque 1 proporciona oxígeno disuelto que es arrastrado hacia el tanque 2, de forma que el oxígeno "residual" que no se aprovecha en este tanque, se consumirá posteriormente. Finalmente, en el tanque 3 no se desean altas concentraciones de oxígeno disuelto, sobretodo en la cola del tanque, ya que un exceso de oxígeno en esta zona dificultaría el proceso de decantación secundaria.

Se recomienda tomar lo expuesto anteriormente como punto de partida de un siguiente estudio para optimizar los tiempos de funcionamiento de los ciclos de aireación.

Por último, se han utilizado las medidas de oxígeno para validar el modelo elaborado con Biowin y establecer el punto de funcionamiento en régimen estacionario.

12.3. MODELO HIDRODINÁMICO

A partir del ensayo experimental con trazadores inertes, se ha elaborado un modelo hidrodinámico de flujo mediante la herramienta SIMULINK que viene incluida en el paquete de software MATLAB. Se ha optado por un modelo de flujo sencillo compuesto por 3 tanques en

serie de igual volumen, en el que no se han introducido los decantadores secundarios y por el contrario, se ha alimentado la recirculación como una fuente externa.

Como resultado del modelo hidrodinámico obtenido, se ha configurado el modelo de control de proceso en EDAR elaborado con la herramienta SIMULINK. De esta forma, se ha configurado el reactor biológico y el digestor aerobio como tres tanques en serie.

12.4. MODELO BIOWIN

Se ha conseguido el objetivo propuesto de configurar un primer modelo de simulación mediante el software de control de proceso en EDAR llamado BioWin. Una vez conectados los tanques según el proceso y con ayuda de los resultados obtenidos con el modelo hidrodinámico propuesto, se han definido las condiciones de contorno basadas en el control de proceso en planta. Cabe decir que la calibración de un modelo de estas características es complejo y costoso, de ahí que se hayan utilizado una gran cantidad de parámetros “por defecto” para empezar a testear esta herramienta de simulación.

En una segunda etapa se ha verificado el modelo de simulación mediante varios análisis físico químicos en diferentes puntos del reactor, así como las concentraciones de las diferentes variables como el oxígeno disuelto y parámetros derivados del proceso como, por ejemplo, rendimiento de reducción de sólidos suspendidos volátiles del digestor aerobio o sequedad del fango obtenido tras la deshidratación.

Se han realizado simulaciones en régimen estacionario a caudal constante para ajustar el modelo. Simular el funcionamiento de la planta a caudal constante, resulta ser bastante aproximado a la alimentación de la planta real, ya que el caudal de llegada a la planta funciona por bombeo y no por gravedad, la cual se caracteriza por tener grandes variaciones de caudal a lo largo del día.

Así pues, se ha conseguido elaborar un primer modelo aproximativo con el que empezar a realizar simulaciones y con el que proponer diferentes alternativas para optimizar el funcionamiento de la planta. Dicho esto, la elaboración de un modelo fiable y robusto se debe realizar en una segunda etapa. Esto es, se debe realizar una calibración del modelo según el protocolo establecido, en el que se propone una campaña exhaustiva de medidas del agua bruta de entrada durante 10 días, así como una caracterización en profundidad del licor mezcla de entrada al reactor. Así, se debe realizar una caracterización de la actividad del fango mediante técnicas respirométricas con el fin de determinar las constantes cinéticas y los parámetros estequiométricos. Además, se deberán realizar ensayos para caracterizar la sedimentación del fango e introducirlos en el modelo en cuestión.

12.5. APLICACIÓN DE HERRAMIENTAS CFD

Se ha realizado un estudio mediante herramientas de simulación computacional de fluidos con el fin de verificar mediante un análisis fluidodinámico, el comportamiento defectuoso del flujo en dos zonas concretas de la etapa secundaria de la EDAR.

En primer lugar, se ha verificado que en el tanque 1 existe un cortocircuito importante durante el periodo de tiempo que coinciden las dos turbinas del tanque paradas, tal y como se ha detectado en planta de forma continuada. Así, se ha determinado el comportamiento del flujo y la magnitud del cortocircuito a partir del cálculo de la distribución de velocidades en el interior del tanque 1. Se debe, por tanto, reajustar los ciclos de aireación, manteniendo la misma cantidad de horas de funcionamiento pero reduciendo el tiempo en que coinciden las dos turbinas en marcha, de forma que se pueda mantener al menos una turbina de aireación siempre en funcionamiento, evitando en la mayor medida de lo posible que coincidan las dos turbinas paradas.

En segundo lugar, se ha realizado un análisis del comportamiento del flujo en la arqueta de reparto hacia decantación secundaria. Se ha estudiado la fluidodinámica mediante las líneas de corriente y campos vectoriales. Parece ser que el flujo crea un camino preferencial hacia el decantador 2, en el que se ha calculado una diferencia porcentual en el reparto a decantación de aproximadamente un 12 %. A raíz de aquí, se deben proponer modificaciones para corregir este fenómeno. Las primeras alternativas de propuesta a estudiar, se centran en corrección del flujo mediante adición de algún elemento corrector tipo deflector; instalado en el compartimento más grande de la arqueta donde llega el flujo. Así, se pueden proponer adición de deflectores de diferente geometría en la arqueta de llegada y estudiarse mediante técnicas de simulación CFD.

13. PRESUPUESTO DE ELABORACIÓN DEL ESTUDIO

En el presente capítulo se valoran los costes de realización del estudio presentándose un presupuesto estimado.

	Unidades	Precio unitario	Total
Procedimiento experimental			2.102,06 €
Material fungible			419,28 €
700 g fluoresceína	700 g	0,51 €/g	357,00 €
Envase para dilución inicial (cubo 20L)	1 ud	5,63 €/ud	5,63 €
Vasos de tapón roscado contenedores de muestras (195 unidades de 100 ml)	195 ud	0,27 €/ud	52,65 €
Guantes	20 ud	0,20 €/ud	4,00 €
Otros materiales			700,00 €
Parte proporcional uso y amortización agitador dilución, vasos alargadores toma de muestras y sonda de oxígeno	1 ud	700,00 €/ud	700,00 €
Personal			782,38 €
Hora ayudante (x4)	16 h	15,50 €/h	248,00 €
Hora técnico grado medio (x1,5)	22,5 h	23,75 €/h	534,38 €

Desplazamiento			200,40 €
Empaquetado, carga y traslado de muestras	1 ud	150,00 €/ud	150,00 €
Kilometraje	180 km	0,28 €/km	50,40 €
Resultados laboratorio			2.940,00 €
Preparación de las muestras	195 ud	3,25 €/ud	633,75 €
Procesado muestras laboratorio	195 ud	8,75 €/ud	1.706,25 €
Análisis fisicoquímicos muestras planta	10 ud	60,00 €/ud	600,00 €
Elaboración estudio			5.530,00 €
Modelo Hidrodinámico, modelo con Biowin y modelo CFD.	1 ud	3850,00 €/ud	3.850,00 €
Interpretación resultados y redacción conclusiones.	1 ud	1680,00 €/ud	1.680,00 €
Licencias software			1.750,00 €
P.P. licencias software necesario	1 ud	1750,00 €/ud	1.750,00 €
Maquetación y encuadernación			235,00 €
Maquetación, edición copia original	1 ud	150,00 €/ud	150,00 €
Copia adicional en papel A4	2 ud	40,00 €/ud	80,00 €
Copia en CD	1 ud	5,00 €/ud	5,00 €
TOTAL (I.V.A. no incluido)			12.557,06 €

14. ANEXO I PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Se desea realizar un experimento para determinar el tiempo medio de residencia y elaborar un modelo hidrodinámico para un reactor biológico de una EDAR.

Una de las técnicas más utilizadas para investigar a posteriori las desviaciones respecto a la idealidad de un reactor real es la denominada Distribución de Tiempo de Residencia (DTR). Esta técnica se basa en la introducción dentro del reactor de un trazador inerte y mediante el seguimiento de su concentración a la salida determinar los tiempos que permanecen las distintas fracciones de fluido en el reactor. La curva de DTR puede utilizarse, posteriormente, para obtener un modelo de flujo real dentro del reactor que permita predecir los valores reales de operación.

Además de determinar la distribución de concentraciones respecto del tiempo tomando muestras en la salida, se pretende analizar parcialmente la evolución de la distribución de concentraciones mediante la toma de muestras en determinados puntos del reactor. Este estudio segregado proporcionará mayor información del comportamiento del flujo a lo largo del reactor biológico.

También se pretende realizar un mapeado de la concentración de oxígeno disuelto en agua en función de la posición, mediante la toma de muestras con una sonda portátil de oxígeno.

14.1. BREVE DESCRIPCIÓN DEL REACTOR

El reactor objeto de estudio está compuesto por tres tanques de aireación rectangulares de dimensiones 25,80 x 12,90 m. Descontando el volumen del canal de reparto, y considerando una altura de la lamina de agua de 3,4 m, el volumen de cada tanque es de 1.115 m³.

El caudal proveniente del decantador primario se mezcla en la arqueta de entrada con la recirculación externa de fangos, y a través del canal de reparto entra por una compuerta lateral al tanque 1.

La salida del flujo del tanque 1 como la entrada al tanque 2 se realiza a través de un vertedero longitudinal de dimensiones iguales al ancho del tanque. La salida del tanque 2 y la entrada al tanque 3 se realiza a través de dos compuertas laterales contiguas. El caudal sale del tanque 3 a través de un vertedero de dimensiones iguales a los otros dos tanques y se recoge en una arqueta que lo deriva a los decantadores secundarios.

El suministro de oxígeno se realiza a través de turbinas de aireación superficial (dos por cada tanque), algunas de ellas con variador de velocidad y con accionamiento automático por relojes.

Para un volumen de 3.345 m³ y un caudal medio de entrada de 330 m³/h y de recirculación de fangos de 470m³/h, se obtiene un tiempo de residencia teórico de 4,18 horas.

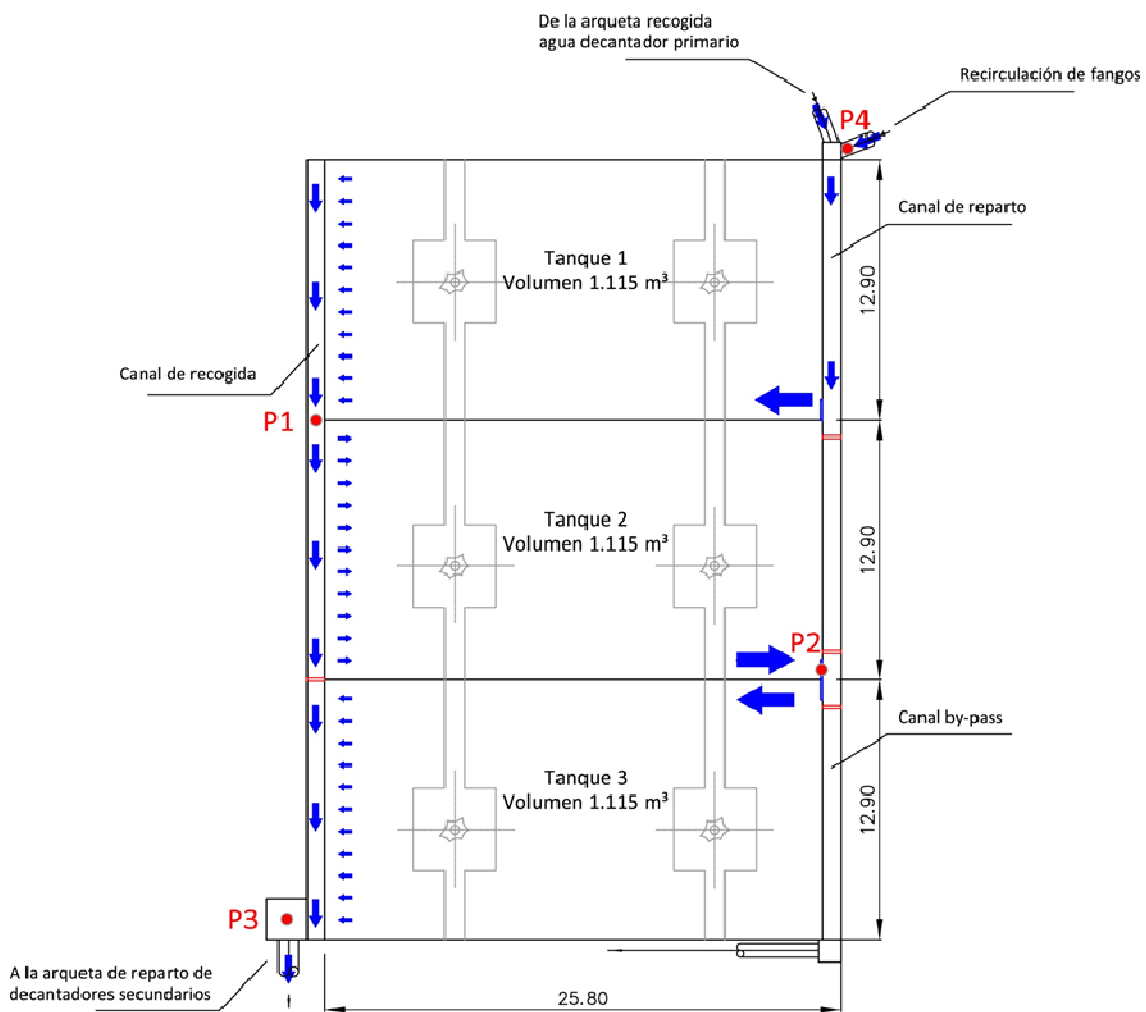


Figura 56. Vista de planta del reactor biológico, sentido de circulación del flujo y puntos de toma de muestras

14.2. REALIZACIÓN DEL EXPERIMENTO

14.2.1. Descripción de los puntos de medida

Según puede observarse en el croquis del reactor representado en la figura anterior, los puntos de medida son los siguientes:

- P1. Salida del tanque 1, al final del canal que recoge todo el caudal del vertedero.
- P2. Salida del tanque 2.
- P3. Salida del tanque 3, en la arqueta de derivación a los decantadores secundarios.
- P4. Recirculación de fangos, antes de la mezcla con el flujo proveniente de los decantadores primarios.

14.2.2. Material

El material necesario para la realización del experimento será:

- 700 g fluoresceína
- Envase para dilución inicial (cubo 20L)
- Agitador para dilución inicial
- Varios cronómetros
- 4 Vasos alargadores para toma de muestras
- Vasos de tapón roscado contenedores de muestras (195 unidades de 100 ml)
- Rotulador
- Guantes
- Sonda oxígeno

14.3. CONDICIONES DE TRABAJO DEL REACTOR

Se realizará el experimento en condiciones lo más similares posibles a las de trabajo normales del reactor. Se tendrá en cuenta como caudal influente al reactor, el resultante de la suma de decantación primaria y el correspondiente a los fangos recirculados desde decantación secundaria.

Se ha diseñado el experimento de forma que las concentraciones máximas medidas (instantes iniciales en el punto 1) no superen 1 ppm. Por otra parte, las concentraciones esperadas a la salida son del orden de 0,20 ppm.

14.4. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.

1. Para preparar la solución inicial, se introducirá una cantidad de 700 gramos de fluoresceína en el envase de 20 litros lleno de agua. Agitar hasta completa dilución del polvo.
2. Distribuir los envases de toma de muestras previamente rotulados, atendiendo a los puntos de toma de muestras.

3. A tiempo inicial $t=0s$ se introducirá en forma de pulso en la entrada del reactor biológico (arqueta previa a la entrada) la dilución inicial. Se tomará este tiempo como el inicial $t= 0$. Se debe introducir el pulso al inicio del canal de reparto previo a la entrada del tanque 1 del reactor; en el punto de descarga de recirculación externa (P4), de forma que se favorezca la dilución de fluoresceína desde los instantes iniciales.
4. A partir de este momento, tendrá lugar la toma de muestras en función del tiempo. Se tomarán un total de 195 muestras, de forma manual, con los alargadores toma-muestras. Siguiendo la bibliografía, se recomienda que el tiempo total de realización del experimento sea de un orden aproximadamente del triple del tiempo medio de residencia teórico. Así pues, el tiempo de duración del experimento será de 12h. Véase en la tabla siguiente los tiempos a los que se debe tomar las muestras en los diferentes puntos escogidos.

PUNTO 1	PUNTO 2	PUNTO 3 (salida)	PUNTO 4
40''	2'	4'	20'
1' 20''	5'	6'	25'
2'	8'	8'	30'
2' 40''	11'	10'	35'
3'	14'	12'	40'
3' 40''	17'	14'	45'
4' 20''	20'	16'	50'
5'	23'	18'	55'
6'	25'	20'	1h
7'	28'	22'	1h 5'
8'	31'	24'	1h 15'
9'	34'	26'	1h 25'
10'	37'	28'	1h 35'
12'	40'	30'	1h 45'
14'	43'	32'	1h 55'
16'	45'	34'	2h
18'	50'	36'	2h 15'
20'	55'	38'	2h 35'
22'	1h	40'	2h 55'
24'	1h 10'	45'	3h 15'
26'	1h 20'	50'	3h 35'
28'	1h 30'	55'	3h 55'
30'	1h 40'	1h	4h 15'
33'	1h 50'	1h 5'	4h 45'
36'	2h	1h 12'	5h 15'
39'	2h 10'	1h 18'	5h 45'
42'	2h 20'	1h 22'	6h 15'
45'	2h 30'	1h 28'	6h 45'
50'	2h 40'	1h 32'	7h 15'
55'	3h	1h 38'	7h 45'
1h	3h 20'	1h 42'	8h 15'
1h 10'	3h 40'	1h 48'	8h 45'
1h 20'	4h	1h 52'	9h 15'

1h 30'	4h 20'	2h	10h 15'
1h 40'	4h 40'	2h 8'	11h 15'
1h 50'	5h	2h 16'	12h 15'
2h	5h 20'	2h 24'	
2h 20'	5h 40'	2h 32'	36 muestras
2h 30'	6h 5'	2h 42'	
2h 40'	6h 30'	2h 52'	
3h	7h 5'	3h 2'	
3h 30'	7h 30'	3h 15'	
4h	8h 5'	3h 32'	
4h 30'	9h 5'	3h 40'	
5h	10h 5'	3h 50'	
5h 30'	11h 5'	4h 2'	
6h	12h 5'	4h 20'	
7h		4h 40'	
8h	47 muestras	5h 2'	
9h		5h 20'	
10h		5h 40'	
11h		6h 2'	
12h		6h 30'	
		7h 2'	
53 muestras		7h 30'	
		8h 2'	
		8h 30'	
		9h 2'	
		10h 2'	
		11h 2'	
		12h 2'	
		59 muestras	

Tabla 8. Toma de muestras respecto del tiempo

El personal necesario para la realización del experimento será:

- Durante la primera hora de experimento lo deben realizar 4 personas, una para cada punto.
- A partir de la primera hora se puede llevar a cabo con 2 personas. Una de ellas se encarga de la extracción de muestras del punto 1 (P1) y el punto 3 (P3). La otra persona de los puntos P2 y P4.
- A partir de la hora 5 se puede llevar a cabo con 1 persona.

Además es necesario tener en cuenta los siguientes aspectos prácticos:

- Procurar llenar por completo el envase en la toma de cada muestra, garantizando condiciones anaeróbicas en su interior. Enroscar correctamente el envase.
- En caso de tomar la muestra a un tiempo diferente al correspondiente, dejar constancia en el mismo envase corrigiendo el rótulo.

- El momento de la inyección en pulso de trazador debe coincidir con al menos una de las turbinas del tanque 1 en funcionamiento, de forma que se favorezca la dilución de fluoresceína en el licor mezcla; de no ser así, las muestras tomadas en el punto 1 en los primeros instantes tendrán altas concentraciones difíciles de medir a posteriori.
- Procurar que la fluoresceína introducida en el pulso inicial no quede atrapada en la zona ciega del final del canal de reparto. Realizar cualquier modificación si es necesario, como por ejemplo, introducir un deflector que evite que el flujo entre en la zona ciega.
- Dejar constancia de las etapas de marcha-paro de las turbinas de aireación superficial durante el experimento.
- Intentar retirar las espumas en la medida de lo posible de forma que se minimice la absorción de trazador en éstas.
- Dejar constancia de los fenómenos observables durante los primeros instantes del experimento: posibles cortocircuitos, tiempo de llegada de trazador a cada una de las salidas de cada tanque, acumulación de trazador en ciertas esquinas del tanque, etc.

14.4.1. Toma de concentraciones de oxígeno disuelto en función de la posición y de la altura

Determinar de forma aproximada en qué zonas del reactor existe mayor concentración de oxígeno en función de la posición y la altura.

Para llevar a cabo este segundo objetivo, los puntos que se tendrán que analizar serán los siguientes.

- Un punto en cada tanque donde se encuentra las 3 sondas fijas.
- Diferentes puntos a lo largo del reactor y a diferentes alturas con la sonda portátil.

En cada punto del mapeado de oxígeno se tomarán 3 alturas a una profundidad de 1, 2 y 3 metros respectivamente. De esta forma, se puede realizar un mapeado de oxígeno para entender hasta qué profundidad aproximada llega el oxígeno disuelto en función de la posición respecto de la turbina de aireación.

15. ANEXO II. PROCESADO DE MUESTRAS. ESPECTROFOTÓMETRO DE FLUORESCENCIA

Se ha utilizado el espectrofotómetro de fluorescencia como dispositivo para la detección del trazador en las muestras. Se define brevemente el funcionamiento de dicho dispositivo.

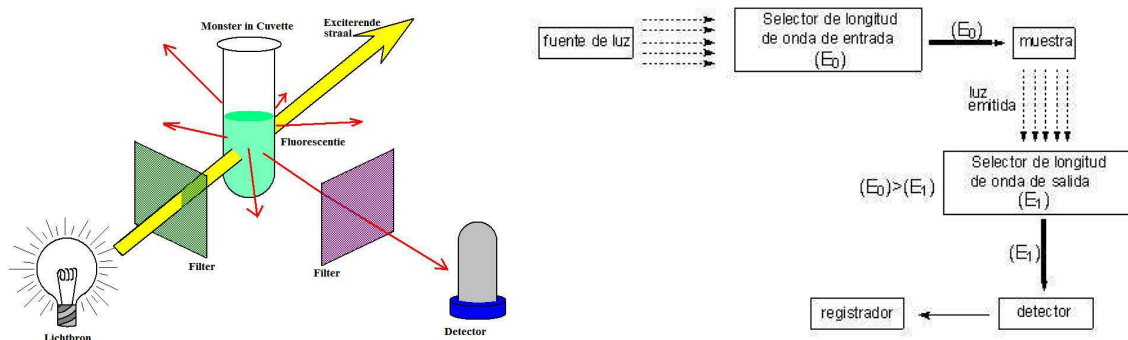


Figura 57. Es quema del funcionamiento del Fluorímetro

El espectrofotómetro de fluorescencia o fluorímetro es un dispositivo de laboratorio que mide los parámetros de la fluorescencia: intensidad y la distribución de longitudes de onda del espectro de emisión, después de la excitación por un cierto espectro de luz. Estos parámetros se utilizan para identificar la presencia y la cantidad de ciertas moléculas específicas en un medio. Este dispositivo experimental presenta límites de detección capaces de medir concentraciones de moléculas fluorescentes tan bajas como 1 parte por billón (1ppb). En la aplicación que ocupa en este proyecto se medirán concentraciones en el rango de 1 parte por millón (1ppm).

Se puede observar el fluorímetro utilizado en el presente trabajo, el cual lleva asociado un software que permite el fácil manejo del equipo.



Figura 58. Fluorímetro utilizado para la detección

15.1. PREPARACIÓN DE MUESTRAS EN EL LABORATORIO

Una vez recogidas todas las muestras, se procede a su traslado al laboratorio y a su preparación para ser analizadas en el fluorímetro. De cada recipiente de muestra se extraen entre 5 y 10 ml, llevando este contenido a un recipiente de 10 ml. de capacidad. Cada bote debe estar perfectamente etiquetado indicando el punto y tiempo de muestreo. Para la extracción de muestra se emplean jeringas convencionales. Con el fin de no contaminar la muestra siguiente con la fluoresceína de la muestra anterior, antes de cada extracción se deberá limpiar la jeringa con agua destilada y secar.

Se deberá realizar un filtrado cuando se considere que existen sólidos suspendidos en la muestra, los cuales afectarán de forma notable a la medida en el fluorímetro.



Figura 59. Muestras preparadas para ser analizadas con el fluorímetro.

15.2. DETECCIÓN Y CALIBRADO

Una vez preparadas, las muestras son llevadas al fluorímetro. En primer lugar se procede al calibrado del mismo mediante una serie de muestras preparadas a partir de una muestra madre. Así pues, se determina la relación entre la intensidad de fluorescencia recogida por el fluorímetro y el contenido de fluoresceína de una serie de muestras patrones. Se extrae de los recipientes patrones la capacidad necesaria para llenar la cápsula que se coloca en el fluorímetro y a partir de la cual se realizan las medidas.

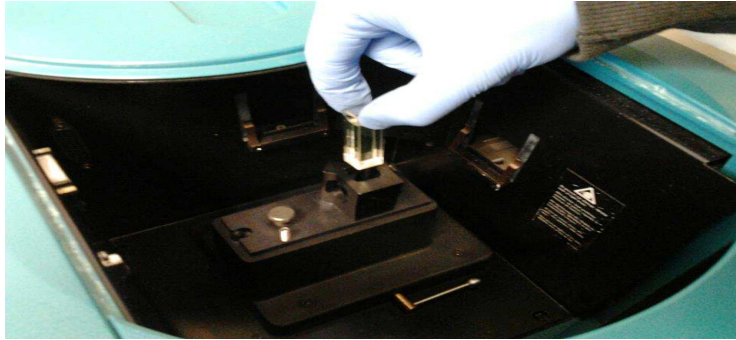


Figura 60. Cápsula del fluorímetro donde se debe depositar la muestra a analizar

Para procesar las muestras se ha utilizado el espectrofotómetro de fluorescencia *VARIAN CARY ECLIPSE*. Para el análisis de muestras se ha realizado un calibrado a 820V, altas irradiaciones de luz, teniendo en cuenta la diferencia en magnitud de las concentraciones en los diferentes puntos de toma de muestras descritos en el procedimiento experimental.

Una vez seleccionadas las condiciones de medición del espectrofotómetro, se han determinado las concentraciones cuantificando el espectro de emisión fluorescente de dichas muestras. Se muestra la curva de calibrado para una determinada configuración. Cuanto más se ajuste el valor de concentración máxima a la intensidad máxima en la escala del fluorímetro (1000 unidades), mayor resolución se tendrá en el procesado de muestras.

Tipo de medición	Fluorescencia/emisión
Longitud onda de Excitación	491.5 nm
Voltaje luz incidente	820 V
Modo	<i>Fast</i>
Tiempo de irradiación	5 s
Intervalo de irradiación	(497-700) nm
Ancho rendija anterior	2.5 mm
Ancho rendija posterior	2.5 mm

Tabla 9. Configuración: parámetros del calibrado

La gráfica obtenida a partir de las muestras patrón y su recta de regresión son las siguientes:

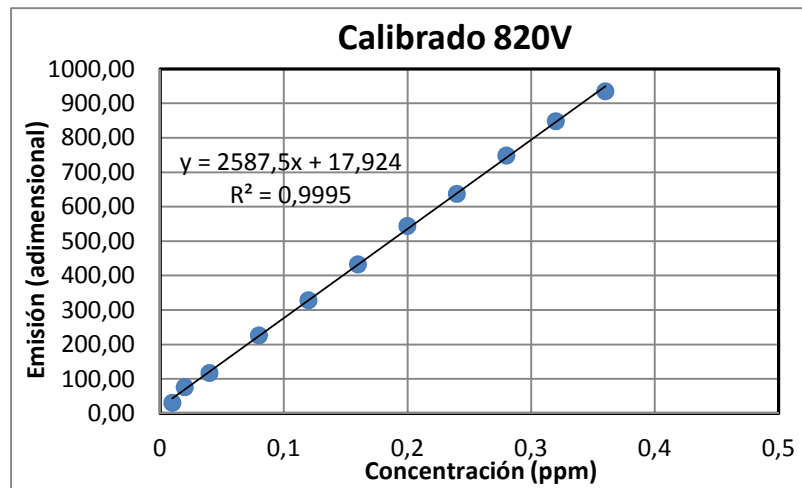


Gráfico 12. Recta de calibrado

Así pues, la ecuación que nos permite relacionar la emisión que marca el equipo con la concentración de la muestra será:

$$\text{Concentración (ppm)} = \frac{\text{Emisión} - 17,924}{2587,5}$$

Se deben realizar diferentes rectas de calibrado para diferentes rangos de concentración de trazador esperadas; por ejemplo, no se utilizará la misma recta de calibrado para medir concentraciones elevadas de la zona anóxica, que para medir concentraciones a la salida del tanque aerobio. Las rectas de calibrado se realizarán dependiendo del rango de concentraciones a medir y se modificarán, principalmente, mediante la intensidad de luz que excita a la muestra.

Se muestran dos rectas, la del calibrado 1 para medir concentraciones hasta 0,4 ppm y la del calibrado 2 para concentraciones hasta 2 ppm.

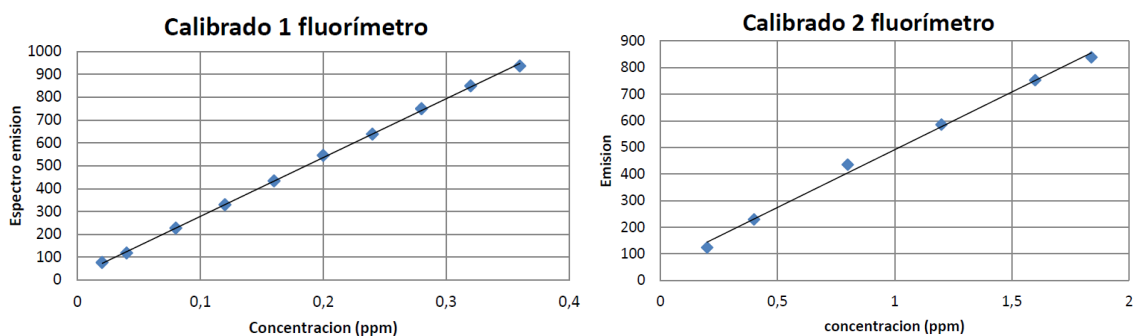


Figura 61. Curvas de Calibrado para diferentes concentraciones. 820V (izquierda) y 680V (derecha)

El procedimiento experimental para medir es sencillo pero laborioso. Se deben pasar cada una de las muestras de forma individual a través de la cubeta. Al tener respuesta inmediata de la intensidad de fluorescencia, cualquier dato anómalo visto en pantalla, permite realizar una segunda medición de la muestra para verificar algún comportamiento que se desvíe de la tendencia.

16. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Levenspiel O., "Ingeniería de las Reacciones químicas", Ed. Reverté, Barcelona, 1990.
- [2] Froment, G. F. and Bischoff, K.B. "Chemical Reactor analysis and design, 2nd Edition, 1990.
- [3] Santamaría, J.M., Herguido, J., Menéndez, M.A., Monzón, A., "Ingeniería de reactores", Ed Sintesis, Madrid, 1999.
- [4] Potier O., Leclerc J.P., Pons M.N., "Influence of geometrical and operational parameters on the axial dispersion in an aerated channel reactor". Water Research 39, 4454-4462.
- [5] Gujer W., "System Analysis for water technology".
- [6] METCLAF & EDDY. "Wastewater Engineering, Treatment and Reuse". McGraw-Hill International Editions. Fourth Edition.
- [7] Pérez Carrión, J. M. Análisis de flujos y factores que determinan los periodos de retención, tomo II. Manual de evaluación. Programa Regional HPE/OPS/CEPIS de Mejoramiento de la Calidad del Agua para Consumo Humano. Lima, CEPIS/OPS, 1992.
- [8] Levenspiel O., El Omnilibro de los reactores químicos.
- [9] Perry J.H., "Chemical Engineers' Handbook", Mc Graw-Hill, 5th edition, 1973.
- [10] Sebastián O. Pérez Báez, Antonio Gomez Gotor, "Problemas y cuestiones en Ingeniería de las Reacciones químicas. Biblioteca técnica universitaria. Ed. Bellisco, Madrid, 1998.
- [11] Scott Fogler H., "Elementos de la Ingeniería de las reacciones químicas. Tercera edición. México, 2001.
- [12] Escardino A., Berna A. "Introducció a l'enginyeria dels reactors químics". València, 2003.
- [13] Ghirelli F., Leckner B. (2004). Transport equation for the local residence time of a fluid. Department of Engineering Conversion, Chalmers University of Technology, Göteborg 41296 Sweden. Chemical Engineering Science 59 (2004) 513-523.

- [14] Le Moullec Y., Gentric C., Potier O. and J. P. Leclerc (2010). Comparison of systemic, compartmental and CFD modelling approaches: Application to the simulation of a biological reactor of wastewater treatment. Chemical Engineering Science.
- [15] Byung S. Choi, Bin Wan, Susan Philyaw, Kumar Dhanasekharan, and Terry A. Ring.(2004) Residence Time Distributions in a Stirred Tank: Comparison of CFD Predictions with Experiment. Ind. Eng. Chem. Res. 2004, 43, 6548-6556
- [16] CEPIS 2004