

Universidad de **Cádiz**

Proyectos de fin de carrera de **Ingeniería Química**

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Titulo: Diseño de una planta depuradora de  
aguas residuales urbanas

Autora: Lucía RODRÍGUEZ RUIZ

Fecha: Junio 2005







## RESUMEN

El presente proyecto tiene por objeto el diseño de una estación depuradora de aguas residuales urbanas situada próxima a un núcleo urbano y cuyo vertido se hará en una zona considerada como zona sensible según el **Real Decreto-Ley 11/1995**, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas.

Para determinar que tipo de tratamiento se va a utilizar, es necesario conocer las características del agua a tratar, así como el caudal. Los parámetros más representativos son los siguientes:

$$\text{DBO}_5 = 220 \text{ mg/l}$$

$$\text{SS} = 220 \text{ mg/l}$$

$$\text{N} = 40 \text{ mg/l}$$

$$\text{P} = 5 \text{ mg/l}$$

$$\text{Q} = 2193 \text{ m}^3/\text{día}$$

Con las características del agua residual y el caudal a tratar se ha optado por seleccionar como tecnología de depuración el proceso de lodos activos por aireación prolongada. Las razones principales que avalan la selección de dicho proceso son: alta biodegradabilidad del agua residual, los rendimientos que se requieren, el tamaño de la población y la ubicación de la planta. Además se ha incluido un tratamiento de nitrificación/desnitrificación para la eliminación del nitrógeno presente en el agua residual y que podría generar problemas de eutrofización en la zona de vertido.

El objetivo es reducir el contenido en materia orgánica, sólidos totales, nitrógeno y fósforo para que dicha agua sea apta para su vertido en una zona sensible. El **Real Decreto-Ley 11/1995** obliga a la reducción de los parámetros anteriores a unos niveles tales que cumplen:

REQUISITOS DE LOS VERTIDOS DE EDARS		
	VALOR MÁXIMO PERMITIDO	%MÍNIMO DE REDUCCIÓN
DBO5 (mg O <sub>2</sub> /l)	25	70-90
SS (mg SS/l)	35	90
DQO (mg O <sub>2</sub> /l)	125	75
Niveles de nitrógeno y fósforo para el vertido en zonas sensibles		
N total (mg N/l)	15	70-80
P total (mg P/l)	2	80

Las etapas que corresponden a este proceso de depuración se visualizan en el diagrama de flujo de la figura A y son las siguientes:

- 1. Pretratamientos.** En ellos se incluyen el desbaste de sólidos, desarenado y el tanque de homogenización.

Las *rejillas de desbaste* tienen por objeto retener y separar los cuerpos voluminosos flotantes y en suspensión que arrastra consigo el agua residual y que pueden perjudicar de manera notable a los procesos posteriores y a los equipos que se diseñarán en dichos procesos, como bombas, conducciones, etc. En el presente proyecto se adoptará un desbaste medio con una separación libre entre barras de 15 mm y un ancho de barrotes de 12 mm. Al provenir las aguas de la red de saneamiento no se considera necesario la instalación de un desbaste de gruesos, ya que no se esperan sólidos de gran tamaño.



El *desarenado-desengrasado* es un sistema combinado de desarenado por medio de un canal longitudinal y aireación de desemulsión y separación de grasas que tiene como finalidad separar los elementos pesados en suspensión que lleva el agua residual y que perjudican su tratamiento posterior, así como la eliminación de grasas procedentes de garajes, hogares, calefacción. Las dimensiones de éste son de 1,428 m x 4,28 m.

El *tanque de homogenización*. La homogenización se llevará a cabo en un tanque cuadrado de 10 m de lado y 4 de profundidad en el que se irá almacenando el agua residual para su posterior tratamiento. Se considera como el proceso más adecuado para aminorar las variaciones de las corrientes de aguas residuales y las variaciones de la DBO<sub>5</sub> del afluente en el proceso de aireación prolongada y conseguir una corriente mezclada, con un caudal relativamente constante. En este caso, al tratarse de agua residual procedente de la misma fuente, el tanque de homogenización tiene como objetivo principal regular el caudal.

Para que el funcionamiento del tanque de homogenización sea satisfactorio es preciso disponer de sistemas de mezclado y aireación adecuados. El sistema de mezclado se debe dimensionar para mantener homogéneo el contenido del tanque y para evitar la deposición de sólidos en el interior del mismo. La aireación es necesaria para evitar que las aguas se vuelvan sépticas y malolientes. Se dispone de una bomba con la que se extrae el agua del tanque de homogenización para impulsarla a través de una conducción al tratamiento secundario.

## **2. Tratamiento secundario**

En esta etapa tiene lugar, fundamentalmente, la reducción y/o eliminación de la materia orgánica presente en el agua residual así como la reducción de nitrógeno y fósforo.

Esta etapa consta de los siguientes equipos:

- *Reactor biológico* aerobio donde tiene lugar la degradación de la materia orgánica y nitrificación (reducción del amoníaco a nitratos y nitritos). Consta de un sistema de aireación y mezclado compuesto por 4 aireadores de superficie. Este equipo tiene una geometría cuadrada de 26,60 m de lado y 3 m de profundidad.
- *Zona anóxica* donde se produce la desnitrificación (reducción de nitratos y nitritos a óxidos de nitrógeno y nitrógeno gas) de 218 m<sup>3</sup>.
- *Decantador secundario* donde se produce la separación del líquido clarificado y el lodo. En esta etapa se separan los fangos de las aguas residuales que salen del reactor biológico a través de una tubería. La sedimentación secundaria tendrá lugar en un tanque de hormigón troncocónico de 13 m de diámetro que dispone de un sistema de rascado para eliminar los fangos que se depositen en el fondo. De este tanque salen dos corrientes, una con el agua clarificada, que irá al cauce receptor, y otra por la que se recircularán los fangos hasta el reactor biológico. La fracción de fangos que no se recirculen se eliminará y su tratamiento será encomendado a un gestor autorizado.

Las conexiones se harán, en el pretratamiento, a través de canales abiertos de hormigón y, a partir del tanque de homogenización, por medio de tuberías de acero inoxidable AISI-304.

La longitud de los canales y tuberías entre equipos será de 3 m, considerando ésta distancia suficiente para operaciones de mantenimiento y reparación.

La resolución del modelo de depuración propuesto en el presente proyecto, que figura en la memoria de cálculo, permite obtener un grado de depuración de las aguas tratadas de acuerdo con la normativa vigente como se observa por los valores de los parámetros más representativos:

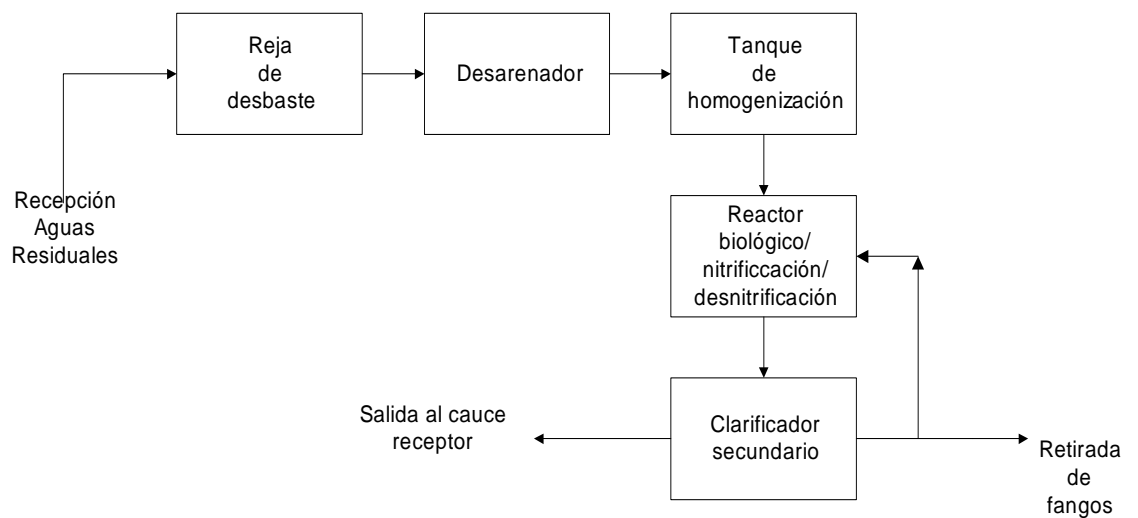
$DBO_5 = 20 \text{ mg/l}$

$SS = 15 \text{ mg/l}$

$N = 14 \text{ mg/l}$

$P = 1,89 \text{ mg/l}$

A continuación se indica el diagrama de flujo del proceso en la **figura A**:



**Figura A: Diagrama de flujo del proceso**



## DOCUMENTOS DEL PROYECTO

### DOCUMENTO Nº 1: MEMORIA

#### MEMORIA DESCRIPTIVA

ANEXO Nº 1: ESTUDIO DE POBLACIÓN Y CAUDALES

ANEXO Nº 2: DESBASTE DE SÓLIDOS

ANEXO Nº 3: DESARENADO-DESENGRASADO

ANEXO Nº 4: TANQUE DE HOMOGENIZACIÓN

ANEXO Nº 5: PROCESO DE AIREACIÓN PROLONGADA CON  
NITRIFICACIÓN-DESNITRIFICACIÓN

ANEXO Nº 6: ESTUDIO HIDRÁULICO

ANEXO Nº 7: ESTUDIO DE BOMBAS

### DOCUMENTO Nº 2: PLANOS

PLANO Nº 1: DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

PLANO Nº 2: DISTANCIA ENTRE EQUIPOS

PLANO Nº 3: LÍNEAS DE TRATAMIENTO

PLANO Nº 4: DIAGRAMA DE FLUJO

PLANO Nº 5: TANQUE DE HOMOGENIZACIÓN

PLANO Nº 6: DESARENADOR-DESENGRADOR

PLANO Nº 7: REACTOR BIOLÓGICO

PLANO Nº 8: DECANTADOR SECUNDARIO

### DOCUMENTO Nº 3: PLIEGO DE CONDICIONES

### DOCUMENTO Nº 4: PRESUPUESTO

**MEMORIA**

## ÍNDICE DE LA MEMORIA

### MEMORIA DESCRIPTIVA

1. INTRODUCCIÓN Y ANTECEDENTES.....	1
2. OBJETO DEL PROYECTO.....	3
3. DATOS DE PARTIDA.....	5
4. VIABILIDAD DEL PROYECTO.....	8
5. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DEPURATIVO.....	23
5.1. Descripción de las etapas del proceso de depuración.....	23
5.2. Descripción general del proceso de depuración.....	25
5.2.1. Pretratamientos.....	26
5.2.1.1. Desbastes de sólidos.....	26
5.2.1.2. Desarenado.....	29
5.2.1.3. Desengrasado.....	34
5.2.1.4. Tanque de homogenización.....	37



5.2.2. Tratamiento secundario.....	39
5.2.2.1. El proceso de lodos activos.....	39
5.2.2.2. Aireación prolongada.....	105
5.2.2.3. Proceso de nitrificación-desnitrificación en la aireación prolongada.....	111
5.2.2.4. Decantador secundario.....	123
6. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO DE DEPURACIÓN.....	127
7. TÉCNICAS DE PREVENCIÓN DE RIESGOS LABORALES.....	133
8. MANTENIMIENTO Y CONSERVACIÓN.....	142
9. BIBLIOGRAFÍA.....	146

**ANEXOS DE LA MEMORIA**

<b>ANEXO Nº 1: ESTUDIO DE POBLACIÓN Y CAUDALES.....</b>	<b>148</b>
<b>ANEXO Nº 2: DESBASTE DE SÓLIDOS.....</b>	<b>165</b>
<b>ANEXO Nº 3: DESARENADO-DESENGRASADO.....</b>	<b>172</b>
<b>ANEXO Nº 4: TANQUE DE HOMOGENIZACIÓN.....</b>	<b>189</b>
<b>ANEXO Nº 5: PROCESO DE AIREACIÓN PROLONGADA CON NITRIFICACIÓN-DESNITRIFICACIÓN.....</b>	<b>196</b>
<b>ANEXO Nº 6: ESTUDIO HIDRÁULICO.....</b>	<b>247</b>
<b>ANEXO Nº 7: ESTUDIO DE BOMBAS.....</b>	<b>252</b>

## **1. INTRODUCCIÓN Y ANTECEDENTES.**

El rápido desarrollo industrial, la creciente urbanización y el cambio en las prácticas agrícolas, ha provocado un notable deterioro en la calidad de los recursos hídricos así como un incremento en su demanda.

La degradación del medioambiente hídrico ha sido y sigue siendo un factor limitante para el desarrollo económico ya que afecta de forma negativa a sus usos potenciales, desde el abastecimiento público hasta cualquier actividad, llegando incluso a afectar y modificar los ecosistemas.

En general, el grado de contaminación de las aguas está íntimamente relacionado con algunas de las siguientes causas:

- Aguas residuales urbanas no tratadas o sólo parcialmente tratadas.
- Vertidos industriales o de origen agropecuario.

La reutilización de las aguas, directa o planificada, cuenta ya con un importante número de realizaciones en España y ha demostrado sus ventajas:

- Posibilita un incremento sustancial de los recursos hídricos existentes en las zonas donde el efluente depurado se vierte al mar.
- Posibilita una mejor gestión de los recursos, al sustituir con aguas regeneradas volúmenes de agua de mayor calidad que pueden, de esta forma, utilizarse para fines como el abastecimiento humano.
- Reduce el aporte de contaminantes a los cursos naturales de agua.



- Posibilita el ahorro energético, al evitar la necesidad de aportar caudales adicionales de agua desde zonas más alejadas a la que se encuentra la planta de regeneración del efluente depurado.
- Aprovechamiento de los elementos nutritivos contenidos en el agua depurada.
- Mayor fiabilidad y regularidad del agua disponible.

En este proyecto, se van a tratar aguas residuales urbanas procedentes de una zona residencial hipotética, que se ubica próxima a un núcleo urbano en un entorno considerado como zona sensible según la ley.

## **2. OBJETO DEL PROYECTO**

El objetivo principal del presente proyecto es el diseño y dimensionamiento de elementos de una estación depuradora de aguas residuales urbanas que permita reducir la carga orgánica contaminante de las mismas con el fin de ser vertidas cumpliendo con los requisitos de calidad de vertido de aguas residuales contempladas en la Normativa vigente para una zona residencial, evitando la contaminación del cauce receptor así como las repercusiones negativas que tendría el vertido directo del agua residual sobre la flora y fauna.

Para ello, se definen y calculan los elementos necesarios para el desarrollo de este proyecto, en el cual están presentes las siguientes etapas: pretratamiento, tratamiento secundario de lodos activos por aireación prolongada con nitrificación/desnitrificación para reducir nitrógeno y decantación secundaria, para conseguir así, una concentración acorde con los cánones de vertidos establecidos por la ley, así como el conjunto de elementos necesarios para la conducción de las aguas residuales a las mismas.

Realmente, se han considerado las necesidades de eliminar nutrientes (tanto nitrógeno como fósforo) ya que están limitados, ambos, para el vertido en zona sensible. Lo que ocurre es que el estudio de necesidades revela que no es necesario eliminar fósforo, ya que con el tratamiento de lodos activos se elimina un porcentaje de fósforo que es suficiente para cumplir con la ley de vertido a una zona sensible.

Para satisfacer estos objetivos será necesario, en primer lugar, llevar a cabo la definición del sistema de depuración adecuado en función de los objetivos anteriormente señalados, así como definir las obras necesarias para la regulación del vertido de la depuradora.

Como base de partida se admite que, en este caso se trata de una zona residencial con una población actual que asciende a 9069 habitantes (tomado de una población modelo). Además se considera que no se producen variaciones significativas por estacionalidad y se ha realizado una estimación del incremento de la población con horizonte por el año 2025 resultando 10994 habitantes.

La EDAR ocupará el mínimo espacio posible, se ubicará cerca de una zona sensible y próxima al núcleo urbano. Se pretende conseguir que dicha instalación, además de cumplir con la legislación vigente, sea la más factible, económica y segura dentro de las distintas opciones posibles.

### **3. DATOS DE PARTIDA**

En primer lugar se van a describir las características del agua residual urbana a tratar en el proyecto. Basándose en el número de habitantes, para una población máxima de 10994 habitantes, se estiman, según la bibliografía (**Hernández, 1990**), los siguientes valores:

Población = 10994 habitantes (**anexo 1**)

Caudal medio = 2193 m<sup>3</sup>/día

Caudal punta horario = 127,925 m<sup>3</sup>/h

El cálculo de las dimensiones de la planta se realizará para la situación más desfavorable de proyecto. Por ello, como base de cálculo, se tomará el caudal de salida del tanque de homogenización correspondiente al caudal máxima de entrada. Por las características de la zona de vertido (considerada como zona sensible) debe analizarse la necesidad de combinar el tratamiento secundario para reducción de la carga orgánica, con los procesos de eliminación de nutrientes (nitrógeno y fósforo) que podrían causar problemas de eutrofización en la zona de vertido.

La estación depuradora se proyectará para una vida media de 20 años de vigencia y para una población de 10994 habitantes (8041 habitantes equivalentes). El tiempo de funcionamiento será de 365 días al año, 30 días al mes y 24 horas al día, siendo el tipo de proceso depurativo seleccionado el tratamiento biológico por aireación prolongada considerado el más adecuado por las características del agua residual a tratar como se verá más adelante.

La carga contaminante del agua residual a tratar está basada en datos bibliográficos (**Metcalfe & Eddy, 1995**) que asimismo, ha sido contrastada con datos de otras fuentes de información. Se ha tomado una composición media

típica de un agua residual urbana (ya que en la zona no se consideran planes de industrialización actuales o futuros):

**Tabla 1: Composición agua residual urbana**

COMPOSICIÓN AGUA RESIDUAL URBANA				
CONTAMINANTES	UNIDADES	CONCENTRACIÓN		
		DÉBIL	MEDIA	FUERTE
Sólidos totales	mg/l	350	720	1200
Sólidos Disueltos (SD)	mg/l	250	500	850
SD fijos	mg/l	145	300	525
SD volátiles	mg/l	105	200	325
Sólidos en suspensión (SS)	mg/l	100	220	350
SS fijos	mg/l	20	55	75
SS volátiles	mg/l	80	165	275
Sólidos sedimentables	ml/l	5	10	20
DBO <sub>5</sub>	mg/l	110	220	400
Carbono orgánico total	mg/l	80	160	290
DQO	mg/l	250	500	1000
Nitrógeno (total en la forma N)	mg/l	20	40	85
N orgánico	mg/l	8	15	35
amoníaco libre	mg/l	12	25	50
nitritos	mg/l	0	0	0
nitratos	mg/l	0	0	0
Fósforo (total en la forma P)	mg/l	3	5	15
P orgánico	mg/l	1	3	5
P inorgánico	mg/l	2	2	10
Cloruros	mg/l	30	50	100
Sulfato	mg/l	20	30	50
Alcalinidad (como Ca CO <sub>3</sub> )	mg/l	50	200	300
Grasa	mg/l	50	100	150
Coliformes totales	nº/100ml	10 <sup>6</sup> -10 <sup>7</sup>	10 <sup>7</sup> -10 <sup>8</sup>	10 <sup>7</sup> -10 <sup>9</sup>
Compuestos orgánicos volátiles	µg/l	<100	100-400	>400

## MEMORIA DESCRIPTIVA

---

Los datos de partida que se utilizarán serán los siguientes:

### CAUDAL

Caudal medio 2193 m<sup>3</sup>/día  
Caudal punta horario 127,925 m<sup>3</sup>/h 3070,2 m<sup>3</sup>/día

### CARGA CONTAMINANTE

---

	Concentración(mg/l)	Kg/día a caudal medio	Kg/día a caudal máximo
Sólidos totales	720	1579,00	2210,54
Sólidos Disueltos (SD)	500	1096,50	1535,10
SD fijos	300	657,90	921,06
SD volátiles	200	438,60	614,04
Sólidos en suspensión(SS)	220	482,50	675,44
SS fijos	55	120,60	168,86
SS volátiles	165	361,80	506,58
Sólidos sedimentables	10	21,90	30,70
DBO <sub>5</sub>	220	482,50	675,44
Carbono orgánico total	160	350,90	491,23
DQO	500	1096,50	1535,10
Nitrógeno (total en la forma N)	40	87,70	122,81
N orgánico	15	32,90	46,05
amoníaco libre	25	54,80	76,76
nitritos	0	0,00	0,00
nitratos	0	0,00	0,00
Fósforo (total en la forma P)	5	10,96	15,35
P orgánico	3	6,60	9,21
P inorgánico	2	4,39	6,14
Cloruros	50	109,70	153,51
Sulfato	30	65,80	92,11
Alcalinidad (como CaCO <sub>3</sub> )	200	438,60	614,04
Grasa	100	219,30	307,02

#### **4. VIABILIDAD DEL PROYECTO**

El estudio de la viabilidad del proyecto se basa en la aplicación del tratamiento más adecuado de las aguas residuales urbanas desde el punto de vista técnico, legal y económico. Se debe llegar a una situación de compromiso entre las diferentes alternativas posibles.

Desde el punto de vista económico, los procesos de depuración de aguas son de difícil rentabilidad económica, debido a que el producto final tiene un escaso valor comercial, al ser un producto que se encuentra de forma “abundante” en la naturaleza.

No obstante, el proceso de depuración es necesario para asegurar unas condiciones sanitarias y ambientales adecuadas, disminuyendo así el impacto que la sociedad industrializada produce sobre el medio ambiente.

Todo esto concede a las estaciones depuradoras de aguas residuales el carácter de bien público y la obligación, a los organismos públicos competentes, de buscar la financiación que estas infraestructuras requieren.

El principal problema que surge a la hora de realizar el diseño de la EDAR consiste en la selección del tratamiento secundario más adecuado, teniendo en cuenta los siguientes aspectos:

-El rendimiento que es necesario alcanzar según los objetivos previstos.  
El rendimiento de una planta de tratamiento es la medida del éxito del diseño, tanto si se analiza por la cantidad del efluente como por los porcentajes de eliminación alcanzados para los contaminantes más importantes. Se puede hacer una primera estimación en función de los datos de salida de efluente fijados por el Real Decreto Ley 11/1995 (para el agua residual a tratar un

rendimiento mayor del 89% de reducción en la DBO<sub>5</sub> y superior del 84% en sólidos en suspensión).

**Tabla 2: Rendimientos**

	DATOS ENTRADA(mg/l)	DATOS SALIDA LEY(mg/l)	RENDIMIENTO MÍNIMO%
DBO <sub>5</sub>	220	25	89
DQO	500	125	75
SS	220	35	84
N total	40	15	63
Ptotal	5	2	60

-La naturaleza del agua residual, que en el caso del proyecto es de carácter urbano y con alta biodegradabilidad.

-Tamaño de la población, que se ha fijado en un máximo de 10994 habitantes.

-Ubicación de la planta, que se admite en zona residencial próxima a una zona sensible y cercana al núcleo habitado.

Considerando todo lo anterior, las opciones posibles para seleccionar el tratamiento secundario son las siguientes:

## **TRATAMIENTO QUÍMICO O BIOLÓGICO**

Los resultados de un tratamiento químico o biológico son bastantes similares en cuanto a efectos, pero su mecanismo funcional es distinto.

El tratamiento químico precisa de la utilización de cantidades importantes de reactivos. Se necesitan unos sistemas de dosificación muy



precisos, así como de un personal preparado que, periódicamente o casi de una forma continua, modifique las dosificaciones para un correcto funcionamiento.

El proceso biológico requiere la formación de flóculos con peso suficiente para poder separarse de la masa de agua. Esto se logra gracias a la acción enzimática y metabólica de los microorganismos presentes en el agua residual. Por tanto, el personal encargado del sistema no tiene que preocuparse del propio mecanismo funcional.

No obstante, el proceso biológico, presenta un rendimiento óptimo en una situación dada de caudal y carga. Por esta razón, para lograr un funcionamiento correcto en el sistema es necesario mantener las condiciones vitales de los microorganismos e introducir un caudal y una carga orgánica constantes.

En cuanto al desarrollo favorable de la actividad microbiana, la relación entre nutrientes debe ser, aproximadamente, (**Hernández Muñoz,2001**):

$$\frac{DBO_5}{N} \cong 20 \qquad \frac{DBO_5}{P} \cong 100$$

Siendo N y P el contenido en nitrógeno y fósforo en ppm.

En primer lugar debe considerarse que en el proceso químico el consumo de reactivos oscila entre 90 y 250 mg/l, lo que unido al coste que supone el control permanente de la dosificación por técnicos especialistas, supone unos costes de mantenimiento y explotación elevados frente al tratamiento biológico. No obstante, el tratamiento químico tiene aplicación en los siguientes casos:

A) Depuradoras para zonas turísticas con vertidos reducidos en ciertas épocas del año, que funcionan según un proceso (lodos activos por ejemplo) durante la mayor parte del año y están acondicionadas para trabajar cuando se producen caudales punta con la ayuda de un tratamiento químico funcional. Como puede observarse en los datos de partida, las características del agua residual de la zona residencial a tratar no se ajustan a este sistema de depuración ya que no se aprecian variaciones significativas en función de la estacionalidad.

B) Depuradoras para zonas industriales y mixtas donde los vertidos arrastran iones metálicos, tóxicos, etc., que pueden destruir la actividad biológica. En caso contrario, siempre que no se inhiba la microbiota bacteriana, es aconsejable como solución más económica el tratamiento de las aguas residuales y urbanas conjunta. Debe pensarse en este sistema cuando: **(Hernández Muñoz, 1996):**

$$\frac{DBO_5}{DQO} \leq 0,25$$

En cualquier caso, no es un sistema viable para la depuración del agua residual a tratar en el presente proyecto ya que esta relación es superior a 0,4, por lo que se trata de un agua con elevada biodegradabilidad, para la que según la bibliografía **(Hernández Muñoz, 1996)**, es recomendable el uso de sistemas biológicos por fangos activos o lechos bacterianos.

C) Como tratamiento terciario o avanzado, bien para obtener una eliminación más completa de los contaminantes, bien para la eliminación de compuestos orgánicos y nutrientes, como el nitrógeno y fósforo, tras un tratamiento biológico. En este caso los consumos de reactivos oscilan por término medio entre 40-150 mg/l elevando bastante los costes del proceso. La aplicación de este sistema es acertada sólo cuando los nutrientes en exceso pueden dar problemas de eutrofización, como en el caso de los vertidos a lagos, bahías y ríos con desarrollo excesivo de algas.

Dado que la zona a verter el agua, una vez tratada, se considera como sensible puede ser necesario, reducir la concentración tanto de nitrógeno como de fósforo de acuerdo con las normativas de vertido.

Por ello, posteriormente se analizarán las alternativas para reducir nutrientes y será necesario determinar si es conveniente su implantación en este caso.

### **TRATAMIENTO AEROBIO O ANAEROBIO**

Los tratamientos anaerobios se basan en la disminución de la concentración de la materia orgánica gracias a la actuación de unos microorganismos específicos que operan en ausencia de oxígeno y están indicados cuando la carga orgánica y los caudales a tratar son muy elevados.

Los tratamientos aerobios, sin embargo, requieren la actuación de microorganismos que necesitan la presencia de oxígeno disuelto en el medio y los hay tanto de alta como de baja carga.

Las principales ventajas e inconvenientes de ambos procesos son las siguientes:

- En el caso de tratamiento anaerobio al no emplear equipo de aireación, se produce ahorro de coste de inmovilizado así como de consumo energético.
- En el tratamiento anaerobio se necesitan mayores tiempos de residencia, con lo cual los costes de inversión en volumen del reactor son superiores que en el tratamiento aerobio.

- Los malos olores asociados a los procesos anaerobios, debido principalmente a la producción de H<sub>2</sub>S y mercaptanos, hacen que no sean adecuados para la situación cercana a zonas urbanas.
- En los procesos anaerobios es posible operar con cargas orgánicas de afluentes mayores que para el caso de procesos aerobios. Este hecho resulta de la limitación de la velocidad de transferencia de oxígeno en los procesos aerobios.
- La producción de metano en los procesos anaerobios es una ventaja debido a su valor como combustible.
- Se necesitan mayores temperaturas para asegurar que los procesos anaerobios se produzcan a velocidades razonables (alrededor de 35 °C), lo que significa que puede necesitarse un precalentamiento de la alimentación o del reactor anaerobio.
- La operación de las unidades es más difícil que las aerobias, siendo el proceso más sensible a las cargas de choque.

Considerando las aguas residuales objeto del proyecto, se elige un tratamiento de tipo aerobio, ya que se considera el más adecuado para la baja carga orgánica y el caudal a tratar de las mismas. Así como por la mayor simplicidad del proceso y por la situación de la EDAR cercana a una zona urbana.

### **TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS AEROBIOS**

Debido a las características de la zona de ubicación (mínima disposición de terreno para la construcción) se han desechado, como sistemas adecuados para proceder a la depuración de las aguas residuales urbanas los métodos blandos (lagunaje, lechos de turba,...), principalmente, por la falta de espacio y por los posibles impactos que pueden ocasionar. Por lo dicho anteriormente, es necesario realizar la elección del sistema de depuración partiendo de la

necesidad de ocupar el mínimo espacio posible, minimizando los problemas de visibilidad de la instalación, olores, proliferación de insectos, etc.

Dentro de los procesos aerobios se pueden encontrar procesos de cultivo en suspensión y procesos de cultivo fijo. Los primeros son los procesos de tratamiento biológico en los que los microorganismos responsables de la conversión de la materia orgánica u otros constituyentes del agua residual en gases y tejido celular, se mantiene en suspensión dentro del líquido. En los de cultivo fijo, por el contrario, los microorganismos responsables del proceso están fijados a un medio inerte. Estos últimos también se llaman procesos de película fija.

Las características de unos y otros se exponen a continuación:

El proceso de fangos activados es uno de los más usados, en él las bacterias se encuentran en suspensión y continuo movimiento debido a la agitación mecánica o a la aireación del medio. La microbiota de los fangos activos se reduce a microorganismos. Este sistema es sensible a las oscilaciones de caudal y carga, así como a la existencia de tóxicos o iones metálicos pesados.

En el caso de procesos con filtros percoladores o biodiscos en los que los microorganismos se encuentran unidos a un soporte material, pueden aparecer formas de vida superiores (gusanos, insectos,...) que pueden provocar olores e infecciones por lo que se recomienda que estos sistemas se instalen lejos de núcleos urbanos, por lo que esta sería una razón importante para no utilizarlos en este proyecto. Sin embargo, estos sistemas son menos sensibles a cambios de carga y caudal. No obstante, si la película biológica queda obstruida por el exceso de carga o descarga de tóxicos (es decir, se produce inhibición debida a la acumulación de tóxicos) el período de recuperación en los procesos de película fija es muy superior al de lodos

activos, estimándose en un mínimo de 15 a 18 días para los primeros y varias horas para fangos activos. En cuanto a los rendimientos obtenidos con estos tratamientos se puede observar en la **tabla 3 (Metcalf & Eddy, 1995)**, que el más adecuado por el agua a tratar sería el de fangos activos:

**Tabla 3: Rendimientos de eliminación del constituyente**

RENDIMIENTOS DE ELIMINACIÓN DEL CONSTITUYENTE %						
UNIDADES DE TRATAMIENTO	DBO <sub>5</sub>	DBO	SS	Ptotal	Norgánico	NH <sub>3</sub> -N
Reja de barra	-	-	-	-	-	-
Desarenadores	0-5	0-5	0-10	-	-	-
Sedimen.primaria	30-40	30-40	50-56	10-20	10-20	-
Fangos activos(conv)	80-95	80-85	80-90	10-25	15-50	8-15
Flitros percoladores	65-80	60-80	60-85	8-12	15-50	8-15
Biodiscos (RBCs)	80-85	80-85	80-85	10-25	15-50	8-15

Si se comparan estos datos con los obtenidos de la **tabla 2**, se observa que el proceso de lodos activos es el que más se adecua a las necesidades del proyecto.

Por otro lado, es necesario acudir al sistema de fangos activos en caso de vertidos, que por su carga contaminante, inhibieran el proceso de película fija. Así, según bibliografía (**Hernández Muñoz, 1996**) una relación de DBO<sub>5</sub>/DQO inferior a 0,4 y superior a 0,2 es válida para el funcionamiento de filtros o biodiscos, mientras que para valores mayores a 0,4, como es el caso del agua a tratar, el sistema óptimo de funcionamiento sería el de fangos activos.

En resumen, el proceso de fangos activos puede considerarse como un sistema ecológico complejo constituido principalmente por bacterias, que presenta la ventaja de un control más sencillo, pudiendo variar de forma más

rápida las condiciones de funcionamiento y la puesta en servicio, así como la modificación de parámetros de proceso, para adecuarse al agua residual que se debe tratar en la zona residencial (en este caso el agua no sufre cambios estacionales ni aportes industriales).

## **FANGOS ACTIVOS CONVENCIONALES Y VARIANTES**

Cualquier agua residual, urbana o industrial, que se somete a aireación durante un período de tiempo, reduce su contenido en materia orgánica, formándose a la vez un lodo floculento.

El proceso de fangos activos consiste en un reactor biológico seguido de una decantación. El reactor biológico, donde se mantienen los microorganismos y los flóculos en suspensión, sirve para que dichos microorganismos lleven a cabo su acción metabólica, lográndose la floculación de partículas en suspensión. Realmente, los microorganismos utilizan la materia orgánica disuelta o coloidal y la incorporan formando nuevo material celular (flóculos que en realidad es materia orgánica en suspensión). Una vez alcanzada una floculación adecuada, las aguas con los flóculos pasan al decantador secundario donde se realiza una separación sólido-líquido.

Los procesos convencionales de fangos activos más importantes son los siguientes:

- En el proceso de tanque agitado la recirculación de los lodos se realiza en varios puntos del reactor, mezclándose previamente con el agua residual. De esta forma se tiene una concentración homogénea en todo el tanque. El mismo efecto puede obtenerse haciendo la entrada agua-fango en un solo punto, pero manteniendo un sistema de agitación y una disposición de la entrada y la salida, en forma tal que se conserve la homogenización de la mezcla en todo el tanque. Este proceso tiene aplicaciones generales y es

resistente frente a cargas de choque, pero es susceptible al crecimiento de organismos filamentosos.

-En el proceso convencional de flujo secuencial, la recirculación se realiza en un solo punto, a la entrada del agua en el reactor, y esta mezcla agua-fango va recorriendo el mismo desde la entrada a la salida de forma conocida como flujo en pistón, con una fuerte tasa de crecimiento inicial del cultivo que va descendiendo hacia el final del reactor. Se utiliza para aguas residuales urbanas de baja concentración.

-El proceso convencional de alimentación escalonada representa otra forma de mejorar el aprovechamiento en la aireación del agua. En este proceso se regula la alimentación del agua, graduándola a lo largo del reactor con objeto de igualar la carga másica en el mismo. La aireación puede hacerse de forma uniforme o graduada. Se utiliza en aplicaciones generales con un amplio campo de tipos de aguas residuales.

-La aireación prolongada, también conocida como oxidación total se diferencia, fundamentalmente, con el proceso de lodos activos convencional en la disminución en la cantidad de lodo residual. El volumen del reactor es mayor al requerido en el proceso convencional y como consecuencia de ello, una cantidad equivalente al lodo degradable formado se consume mediante respiración endógena.

Una ventaja de la aireación prolongada es que las instalaciones para manipulación de lodos del proceso de aireación prolongada son muy pequeñas comparadas con las que se necesitan en el proceso de lodos activos convencional.

Existen cuatro características básicas que distinguen la aireación prolongada del proceso convencional de lodos activos:



1. Mayor tiempo de retención hidráulico y celular. De esta forma, el fango llega a estabilizarse aeróbicamente debido a los prolongados períodos de aireación y al desequilibrio entre la cantidad de fango en el tanque y la cantidad de materia orgánica que llega. Por tanto, en la aireación prolongada el lodo que se produce es muy estable y no es necesario someter a los fangos a un tratamiento de estabilización de lodos.

2. Cargas orgánicas menores. En el proceso de aireación prolongada, la carga orgánica, expresada como relación de sustrato a microorganismo (A/M), se encuentra normalmente comprendida entre 0,05-0,25 d<sup>-1</sup>, frente a los valores de 0,16-0,7 d<sup>-1</sup> del proceso convencional de lodos activos.

3. Mayores concentraciones de sólidos biológicos en el reactor. Estos varían entre 3000-5000 mg/l en la aireación prolongada frente a 2000-3000 mg/l del proceso convencional. La circunstancia de que exista una pequeña cantidad de sustrato para una gran población de microorganismos hace que aparezcan condiciones de inanición en los microorganismos. El “canibalismo” resultante (condiciones de respiración endógena) reduce la producción neta de los sólidos en suspensión volátiles del licor mezclado, con lo que se consigue una disminución en la acumulación de lodos.

4. Mayor consumo de oxígeno en el proceso de aireación prolongada.

En la **tabla 4 (Hernández Lehmann, 1997)** y **tabla 5** obtenidas de la bibliografía (**Ramalho, 1996**) se comparan ambos procesos:

**Tabla 4: Comparación lodos activos convencional y aireación prolongada**

Variantes del proceso	Edad del fango (d)	Tiempo de retención (h)	Carga másica (Kg DBO <sub>5</sub> /d/Kg MLVSS)	Carga volumétrica (Kg DBO <sub>5</sub> /d/m <sup>3</sup> )	MLSS(mg/l)
Convencional	4-12	4-8	0,2-0,4	0,32-0,64	1500-3500
Aireación prolongada	>20	16-24	0,05-0,15	0,16-0,35	3000-6000

**Tabla 5: Comparación del proceso de lodos activos convencional y aireación prolongada**

Características	Lodos activos convencional	Aireación prolongada
Sustrato a microorganismos, Kg DBO <sub>5</sub> /d Kg MLVSS	0,3-0,7	0,10-0,25
Concentración de MLVSS en reactor (mg/l)	2000-3000	3500-5000
Rendimiento global de disminución de DBO <sub>5</sub> (tanto soluble como insoluble,%)	85-95	85-98
Características del efluente		
DBO <sub>5</sub> soluble (mg/l)	10-20	10-20
DBO <sub>5</sub> total(mg/l)	15-25	20-40
Sólidos en suspensión(mg/l)	<20	<70
Producción de lodos (Kg/Kg DBO <sub>5</sub> consumida)	~0,03	~0,01
Requisitos de O <sub>2</sub> (como % de la DBO <sub>5</sub> consumida)	90-95	120
Tiempo de residencia en el reactor biológico	4-8 h	15-36 h
Edad de los lodos	5-15 días	20-60 días

## ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES: NITRÓGENO Y FÓSFORO

La eliminación de los nutrientes del agua residual se hace necesaria cada vez con mayor frecuencia, ya que puede ser necesario controlar el vertido de nitrógeno y fósforo debido a su potencial impacto sobre la calidad de las aguas receptoras (fenómenos de eutrofización).

La eliminación biológica de los nutrientes es un método de coste relativamente bajo. La experiencia reciente ha podido demostrar que los procesos biológicos constituyen un medio fiable y efectivo de eliminar el nitrógeno y el fósforo.

**Eliminación del nitrógeno.** En el agua residual, el nitrógeno puede estar presente en múltiples formas, y son numerosas las transformaciones que puede sufrir en los diferentes procesos de tratamiento. Estas transformaciones permiten convertir el nitrógeno amoniacal en otros productos fácilmente separables del agua residual. Los dos mecanismos principales que intervienen en este proceso son la asimilación y la nitrificación-desnitrificación. Debido a que el nitrógeno es un nutriente, los microorganismos presentes en los procesos de tratamiento tenderán a asimilar el nitrógeno amoniacal y a incorporarlo a su masa celular. Una parte de este nitrógeno amoniacal retornará al agua residual con la lisis y la muerte de las células. En el proceso de nitrificación-desnitrificación, la eliminación del nitrógeno se consigue en dos etapas de conversión. En la primera, la nitrificación, se reduce la demanda de oxígeno del amoniacal mediante su conversión a nitrato. En el segundo paso, la desnitrificación, el nitrato se convierte en un producto gaseoso que es eliminado.

**Eliminación del fósforo.** El fósforo está presente en el agua residual en forma de ortofosfato ( $\text{PO}_4^{-3}$ ), polifosfato ( $\text{P}_2\text{O}_7$ ) y formas orgánicas del fósforo. Los dos últimos engloban hasta el 70 por 100 del fósforo contenido en el agua

residual. Los microorganismos utilizan el fósforo para la síntesis celular y en el transporte de energía. Como consecuencia de ello, parte del fósforo presente se elimina durante el tratamiento biológico secundario. Para conseguir niveles de fósforo bajos en el efluente, es necesario eliminar más cantidad de la estrictamente necesaria para el mantenimiento y síntesis celular. Bajo ciertas condiciones aerobias, los microorganismos pueden consumir más fósforo del necesario.

En el presente proyecto se verá si es necesario aplicar estos tratamientos o es suficiente con el tratamiento biológico secundario adoptado.

Una vez descritas las posibilidades de usar un tratamiento u otro en cuanto a razones técnicas habrá que llegar a una situación de compromiso entre el tratamiento técnicamente más viable y la normativa de vertido vigente.

Las consideraciones legales para la realización del proyecto se apoyan en las siguientes leyes y Decretos:

- A nivel de la Unión Europea (UE), en la Directiva 91/271/CEE sobre el Tratamiento de las aguas residuales urbanas.
  
- A nivel estatal en las disposiciones:
  - ✓ Ley 29/85 de Aguas
  - ✓ Real Decreto 849/86 de Reglamento del Dominio Público Hidráulico
  - ✓ Real Decreto 927/88 de Reglamento de la Administración Pública del Agua y la Planificación Hidrológica

- ✓ Real Decreto-Ley 11/1995 que establece normas aplicables al tratamiento
  - ✓ Real Decreto 509/1996 que establece normas aplicables al tratamiento
- A nivel Autonómico, en el Decreto 14/1996 de Reglamento de la calidad de las aguas litorales

A continuación se reflejan los límites de vertido, según **Real Decreto Ley 11/1995**, que establece las normas aplicables al tratamiento de aguas residuales urbanas (**tabla 6**):

**Tabla 6: Requisitos de vertidos de EDARS**

REQUISITOS DE LOS VERTIDOS DE EDARS		
	VALOR MÁXIMO PERMITIDO	%MÍNIMO DE REDUCCIÓN
DBO5 (mg O <sub>2</sub> /l)	25	70-90
SS (mg SS/l)	35	90
DQO (mg O <sub>2</sub> /l)	125	75
Niveles de nitrógeno y fósforo para el vertido en zonas sensibles		
N total (mg N/l)	15	70-80
P total (mg P/l)	2	80

Por todo lo argumentado anteriormente se ha seleccionado como tratamiento secundario lodos activos por aireación prolongada con nitrificación-desnitrificación.

## **5. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DEPURATIVO**

### **5.1. Descripción de las etapas del proceso de depuración:**

En la depuración de las aguas residuales de la zona residencial considerada se ha tenido en cuenta las características del vertido a tratar y las diferentes alternativas técnicas y económicamente viables. Una vez realizado este estudio se describen a continuación las etapas que van a sucederse a lo largo del presente proyecto:

***Pretratamientos.*** En ellos se incluyen el desbaste de sólidos, desarenado-desengrasado y el tanque de homogenización.

Las rejillas de desbaste tienen por objeto retener y separar los cuerpos voluminosos flotantes y en suspensión que arrastra consigo el agua residual y que pueden perjudicar de manera notable a los procesos posteriores y a los equipos que se diseñarán en dichos procesos, como bombas, conducciones, etc.

El desarenado-desengrasado tiene como objeto separar los elementos pesados en suspensión que lleva el agua residual y que perjudican el tratamiento posterior, así como la eliminación de grasas procedentes de garajes, hogares, calefacción.

El tanque de homogenización. La homogenización se llevará a cabo en un tanque en el que se irá almacenando el agua residual para su posterior tratamiento. Se considera como el proceso más adecuado para aminorar las variaciones de las corrientes de aguas residuales y las variaciones de la DBO<sub>5</sub> del afluente en el proceso de aireación prolongada y conseguir una corriente mezclada, con un caudal relativamente constante. En este caso al tratarse de

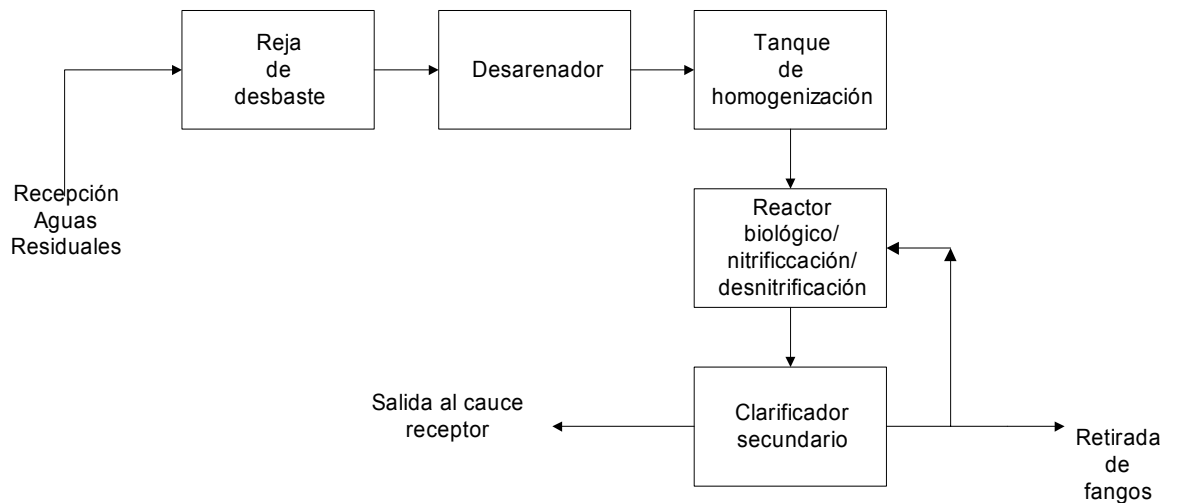
agua residual procedente de la misma fuente el tanque de homogenización tiene como objetivo principal regular el caudal.

Para que el funcionamiento del tanque de homogenización sea satisfactorio es preciso disponer de sistemas de mezclado y aireación adecuados. El sistema de mezclado se debe dimensionar para mantener homogéneo el contenido del tanque y para evitar la deposición de sólidos en el interior del mismo. La aireación es necesaria para evitar que las aguas se vuelvan sépticas y malolientes. Se dispone de una bomba sumergible con la que se extrae el agua del tanque de homogenización para impulsarla, a través de una conducción, al tratamiento secundario.

**Tratamiento biológico.** Consistirá en un tratamiento de lodos activos por aireación prolongada, como se argumentó anteriormente, con procesos de nitrificación/desnitrificación y tiene lugar en un tanque de hormigón. Este proceso consta de una zona aireada con un sistema de aireación y mezclado llevado a cabo por aireadores de superficie y una zona anóxica para el desarrollo de la desnitrificación.

**Sedimentación secundaria.** En esta etapa se separan los fangos de las aguas residuales que salen del reactor biológico, a través de una tubería. La sedimentación secundaria tendrá lugar en un tanque de hormigón que dispone de un sistema de rascado para eliminar los fangos que se depositen en el fondo. De este tanque salen dos corrientes, una con el agua clarificada, que irá al cauce receptor, y otra por la que se recircularán los fangos hasta el reactor biológico. La fracción de fangos que no se recirculen se eliminará y su tratamiento será encomendado a un gestor autorizado.

Esquema y diagrama de flujo del proceso depurativo:



## 5.2. Descripción general del proceso de depuración

El sistema de depuración seleccionado, fangos activos con aireación prolongada, se puede considerar una variante de los procesos convencionales por fangos activos. Al igual que en éstos, la base del tratamiento es un proceso biológico consistente en desarrollar un cultivo bacteriano disperso en forma de flóculos (lodos activados) en un depósito agitado y aireado (tanque biológico) y alimentado con el agua a depurar. La agitación evita sedimentos y homogeniza la mezcla de los flóculos bacterianos y el agua residual (licor mezcla). La aireación tiene por objeto suministrar el oxígeno necesario tanto a las bacterias como al resto de microorganismos aerobios.

Después del tiempo de contacto, el licor mezcla se envía a un clarificador (decantador secundario), destinado a separar el agua depurada de los fangos. Un porcentaje de éstos últimos se recirculan al reactor biológico, para mantener en el mismo una concentración suficiente de biomasa activa (bacterias activas), y el excedente (fangos secundarios en exceso) se extrae del sistema (purga) y evacua al tratamiento de fangos oportuno.



Las características diferenciales de los procesos de aireación prolongada, con respecto de los convencionales son los siguientes:

- Carga másica muy baja
- Carga volumétrica muy baja
- Tiempos de retención en el reactor altos
- Volúmenes de reactores grandes
- Necesidades de aireación altas

No se precisa decantación primaria. El disponer o no de decantación primaria no depende del tamaño de la planta, sino del tratamiento biológico. Esta decantación es siempre obligada cuando, posteriormente, se vayan a aplicar las aguas al terreno o se utilice un sistema biológico de lechos bacterianos.

### **5.2.1. Pretratamientos**

#### **5.2.1.1. Desbaste de sólidos**

El desbaste de sólidos se realiza a través de una rejilla de limpieza automática, y tiene como objeto retener y separar los cuerpos voluminosos flotantes y en suspensión, que arrastra consigo el agua residual. De esta forma se consigue:

- Eludir posteriores depósitos
- Evitar obstrucciones en las conducciones

- Interceptar las materias que, por sus excesivas dimensiones, podrían dificultar el funcionamiento de las unidades posteriores
- Aumentar la eficacia de los tratamientos posteriores
- Reducir, indirectamente, el consumo de oxígeno necesario para la depuración

#### 1. Tipos de rejillas de desbaste.

Puede decirse, que salvo excepciones, la instalación de rejillas de desbaste es indispensable en cualquier depuradora, retirando al máximo las impurezas del agua para su eliminación directa, compactadas o no, en vertederos de residuos sólidos, o por incineración.

Existen varios tipos de rejillas, pudiéndose realizar varias clasificaciones, atendiendo a diferentes criterios:

a) Criterio de la inclinación de la rejilla. A su vez se subdivide, haciendo referencia a la posición de las barras en:

- Horizontales.
- Verticales.
- Inclinadas.

b) Criterio de la separación libre entre barras. Se clasifican a su vez en:

- Finas.
- Medias.
- Gruesas.

Aunque no existe un criterio único para la delimitación de los distintos tipos, se pueden considerar como rejillas finas aquellas en las que la separación libre de aberturas es inferior a 1,5 cm.

La distancia entre barras, en las llamadas rejillas de separación media, oscila entre 1,5 y 5,0 cm. Son las más empleadas en la actualidad, puesto que retienen la mayor parte de las sustancias arrastradas que no pueden eliminarse por sedimentación. En este proyecto se hará uso de una reja de desbaste con una separación media entre barrotes de 15 mm.

En cualquier caso, interesa la colocación de rejillas bien dimensionadas para evitar perturbaciones posteriores, que restan eficacia a todo el sistema de depuración.

Con objeto de procurar suficiente superficie de reja para la acumulación de residuos en los periodos entre operaciones de limpieza, es esencial que la velocidad de de paso a través de los barrotes esté comprendida entre 0,6 y 1 m/s. El área adicional necesaria para limitar la velocidad se puede obtener ensanchando el canal en la zona de ubicación de la reja y colocándola con una inclinación más suave para aumentar la superficie sumergida.

Por razones de mantenimiento y explotación es recomendable evitar la colocación de rejillas de limpieza manual. El desbaste se situará a la entrada de la planta y en una arqueta con rejillas inclinadas y limpieza automática.

En el presente proyecto se adoptará un desbaste medio con una separación libre entre barras de 15 mm y un ancho de barrotes de 12 mm (**anexo 2**). Al provenir las aguas de la red de saneamiento no se considera necesario la instalación de un desbaste de gruesos, ya que no se esperan sólidos de gran tamaño.

## 2. Canal de reja

El canal donde se ubica la reja debe proyectarse de modo que se evite la acumulación en el mismo de arenas y demás materiales pesados, tanto antes como después de la reja. La solera del canal puede ser horizontal o descendente en la dirección de circulación a través de la reja, sin baches o imperfecciones en las que pudieran quedar atrapados algunos sólidos.

Asimismo, es conveniente achaflanar las uniones de las paredes laterales.

Preferiblemente, el canal deberá ser recto y perpendicular a la reja, con la finalidad de conseguir una distribución uniforme de sólidos en el flujo y en la reja.

El canal seleccionado para la entrada a planta del proyecto es un canal de sección rectangular y perpendicular a la reja (**anexo 1**).

### 5.2.1.2. Desarenado

Su función es separar los elementos pesados en suspensión (arenas, arcillas, limos), que lleva el agua residual y que perjudican al tratamiento posterior, generando sobrecargas en fangos, depósitos en las conducciones hidráulicas, tuberías y canales, abrasión en rodetes de bombas y equipos, y disminuyendo la capacidad hidráulica.

La retirada de estos sólidos se realiza en depósitos, donde se remansa el agua, al reducirse su velocidad como consecuencia del aumento de la

sección de paso. Las partículas en suspensión, debido al mayor peso específico, se depositan en el fondo del depósito denominado desarenador.

Como regla general, para todas las poblaciones equivalentes superiores a 500 habitantes deberá colocarse un desarenador según la bibliografía **(Hernández Lehmann, 1996)**.

Los desarenadores pueden situarse delante del resto de las unidades en las plantas de tratamiento. Sin embargo, la instalación de rejas de limpieza mecánica o de dilaceradores delante de los desarenadores facilita la operación de eliminación de arena y de las instalaciones de limpieza. En este caso el desarenador se sitúa inmediatamente después de la reja de desbaste.

Existen varias clasificaciones de los desarenadores atendiendo a características, a veces no totalmente disyuntivas, y con denominaciones más o menos confusas. Una de las menos equívocas podría ser la siguiente:

- a) Desarenadores de flujo horizontal
- b) Desarenadores aireados
- c) Desarenadores de vórtice

En el de flujo horizontal, el agua circula a través del elemento de dirección horizontal y la velocidad de circulación se controla por la propia geometría de la unidad, con compuertas de distribuciones especiales, y mediante la opción de vertederos de secciones especiales a la salida del canal. El caudal afluente a la unidad se distribuye en la sección transversal del canal mediante una serie de compuertas o deflectores, y el agua residual distribuida circula a través del tanque siguiendo una trayectoria recta hasta rebosar libremente por un vertedero. Tiene un porcentaje de eliminación de arenas de 80%.

El desarenador aireado consiste en un tanque de aireación de flujo helicoidal en el que se hará circular el flujo en una trayectoria en espiral o helicoidal que se controla por la propia geometría del tanque y por la cantidad de aire suministrada a la unidad.

El desarenador de vórtice consiste en un tanque cilíndrico en el que el agua entra siguiendo una dirección de flujo tangencial creando un flujo en vórtice. Las fuerzas centrífugas y gravitatorias son las responsables de la separación de las arenas. Tiene un porcentaje de reducción de arenas del 90%. También se denominan hidrociclones.

El diseño de los desarenadores se suele hacer para la eliminación de partículas de arena con peso específico de 2,65.

De los diferentes tipos de desarenadores utilizados en la separación de arenas se ha optado por un desarenador aireado que presenta varias ventajas frente a los otros tipos de desarenadores, que se resumen a continuación:

- Reducción de acumulaciones de arena
- Facilidad del ajuste de la cantidad de aire suministrado
- Mayor porcentaje de eliminación (cerca al 100%).
- Arena más limpia (menor producción de olores en arenas evacuadas)

### Desarenadores aireados

El descubrimiento de acumulaciones de arena en los tanques de aireación de flujo en espiral, precedidos por desarenadores, condujo al desarrollo del desarenador aireado. Sin duda alguna, el excesivo desgaste de los equipos de manipulación de la arena, y la frecuente necesidad de un equipo

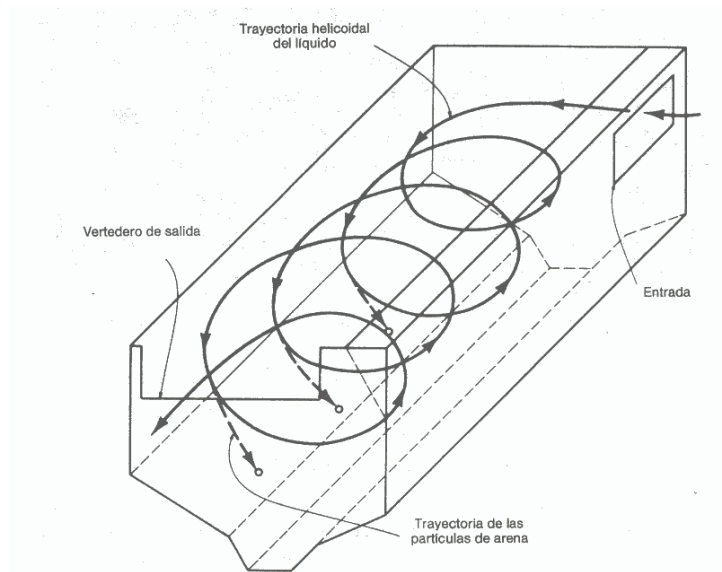
independiente de lavado de la misma, motivaron la actual popularidad de este tipo de desarenador.

Los desarenadores aireados se suelen proyectar para eliminar partículas de tamaño del tamiz número 65 (0,2 mm) o superior, con tiempos de detención entre 2 y 5 minutos en condiciones de caudal punta. La sección transversal del canal es semejante a los tanques de aireación de fangos activados de circulación espiral, con la excepción de que se incluye un canal de recogida de arenas de unos 0,90 m de profundidad, con paredes laterales muy inclinadas, que se ubica a lo largo de un lateral del depósito, bajo los difusores de aire. Los difusores se sitúan entre 0,45 y 0,60 m por encima de la base normal del tanque. El aire será aportado por una soplante.

Para el control hidráulico del elemento y para mejorar la eficacia en la eliminación de arenas se suelen usar deflectores tanto en la entrada como en la salida del agua.

El agua residual circula por el tanque siguiendo una trayectoria helicoidal, según la **figura 1**, pasando dos o tres veces por el fondo del tanque en condiciones de caudal punta e incrementándose el número de pasadas por la parte inferior del tanque cuanto menor sea el caudal. El agua residual se debe introducir en el elemento siguiendo la dirección de rotación.

La velocidad de la rotación transversal o la agitación determinan el tamaño de las partículas, de un peso específico dado, que serán eliminadas. Si la velocidad es excesivamente elevada, se arrastrará arena fuera del tanque, mientras que si la velocidad es demasiado pequeña, se producirá la sedimentación de una parte de la materia orgánica junto con la arena.



**Figura 1: Desarenador aireado**

Afortunadamente, el ajuste de la cantidad de aire suministrado es fácil de realizar. Con un ajuste adecuado, se puede alcanzar un porcentaje de eliminación cercano al 100 %.

Para la extracción de las arenas, los desarenadores aireados se suelen proveer de cucharas bivalvas que se desplazan sobre un monorraíl centrado sobre el canal de almacenamiento y recogida de arena.

Los equipos para la eliminación de arenas que se instalan en los desarenadores aireados sufren los mismos problemas de desgaste que se han observado en el caso de los desarenadores de flujo horizontal.



### 5.2.1.3. Desengrasado

Son importantes los volúmenes de grasas que se vierten en los colectores, procedentes de los garajes (desprovistos generalmente de decantadores de grasas antes de su incorporación a la red de alcantarillado), de los hogares y calefacciones, de lavaderos, mataderos y de la escorrentía superficial en colectores unitarios. Estas han creado muchos problemas en la técnica de la depuración, especialmente en los elementos y procesos de las plantas que son sensibles a ellas, como los que se indican a continuación:

- En rejillas finas causan obstrucciones que aumentan los gastos de conservación.
- En los decantadores forman una capa superficial que dificulta la sedimentación al atraer hacia la superficie pequeñas partículas de materia orgánica.
- En la depuración por el sistema de fangos activados dificultan la correcta aireación de forma que acaban disminuyendo el coeficiente de transferencia al 55-70 % al subir las grasas de 0 a 70 mg/l y participan del fenómeno de «bulking».
- Perturban el proceso de digestión de lodos.
- La DQO se incrementa en un 20% a 30 %, por las grasas contenidas en los vertidos.

Las cantidades de grasas incorporadas en las aguas residuales son muy variables, pero para aguas urbanas, pueden considerarse unas cifras de 24 gramos por habitante y día, o bien el 28 % de los sólidos en suspensión.

Tres sistemas son los más comúnmente empleados para la eliminación de grasas:

### 1. Tanques separadores de grasas:

Un tanque separador de grasas consiste en un depósito en el que la materia flotante ascienda y permanezca en la superficie del agua residual hasta que se recoja y elimine, mientras que el líquido sale del tanque de forma continua, a través de una abertura situada en el fondo.

La salida, que está sumergida, se halla situada en el lado opuesto a la entrada y a una cota inferior a ésta para facilitar la flotación y eliminar cualquier sólido que pueda sedimentarse.

### 2. La desemeulsión de las grasas en el desarenador mediante aireación:

Este sistema permite el ascenso de las grasas a la superficie, y su subsiguiente retirada. La velocidad ascensional de las burbujas de grasa puede estimarse entre 3 y 4 mm/s.

### 3. Separación de grasas residuales en las balsas de decantación:

Este sistema permite retirar las grasas por medio de rasquetas superficiales.

### Selección del tipo de desengrasador

El desarenado y desengrasado pueden realizarse de forma separada o bien, conjuntamente en un mismo depósito. Esta última alternativa presenta las siguientes ventajas:

- Las velocidades de sedimentación de las arenas y de flotación de las partículas de grasa no se modifican prácticamente por realizar el desarenado y la desemulsión de grasas en el mismo depósito. Ello es lógico si se considera la diferencia de densidades entre las partículas de arena y de grasa.
- El aire comprimido añadido para la desemulsión ayuda a impedir la sedimentación de las partículas de fango, poco densas por lo que la arena depositada en el fondo del desarenador es más limpia.
- Las partículas de arena, al sedimentar, disminuyen las velocidades ascensionales de las partículas de grasa. Disponen así éstas de más tiempo para ponerse en contacto entre sí durante su recorrido hacia la superficie, aumentándose el rendimiento de la flotación de grasas.

Como puede verse, la realización de los procesos de desarenado y desemulsión conjuntamente en un solo depósito conduce a resultados positivos en los rendimientos alcanzados en ambos procesos.

Por otro lado, al poder realizarse estos procesos simultáneamente, se puede conseguir ahorro de volumen total necesario para la realización de ambos procesos, adoptando como determinante y único el mayor volumen de los dos necesarios para cada uno de los procesos.

En el presente proyecto, por tanto, se ha instalado un sistema combinado de desarenado por medio de un canal longitudinal y aireación de desemulsión y separación de grasas. Según muestra la experiencia en tratamientos de aguas residuales urbanas, se producen aportaciones considerables de grasas, que hace que sea imprescindible desemulsionar y

separar del tratamiento. De lo contrario, puede ocurrir que la mayor parte de la grasa emulsionada pase directamente al tratamiento biológico con los consiguientes problemas de dificultad de oxigenación. La aireación en el desarenador se realiza mediante inyección de aire a baja presión, con formación de burbujas, que desemulsionan las grasas, evitando la sedimentación de la materia orgánica y que evitará cualquier posible descomposición anaeróbica del agua, dejándola en condiciones óptimas para el posterior tratamiento biológico (**anexo 3**).

#### **5.2.1.4. Tanque de homogenización**

Las aguas residuales procedentes de la red de saneamiento de la zona residencial llegan a este tanque donde se almacenan en caso necesario y salen con un caudal constante para comenzar su tratamiento. El tanque se ha diseñado para recoger el caudal máximo de agua a tratar y almacenar más agua residual de la necesaria, con objeto de solventar cualquier imprevisto. No obstante, en caso de sobrecarga en el tanque, existe un aliviadero de emergencia para cubrir esta eventualidad. Este aliviadero se comunica con el colector municipal de aguas residuales.

La función de este tanque en la estación depuradora propuesta será la de regular el caudal de aguas residuales a tratar.

Las ventajas más destacadas de este tanque están en la mejora del tratamiento biológico, ya que eliminan o reducen las cargas de choque, se diluyen las sustancias inhibitoras en el caso de que existan y se consigue estabilizar el pH, así como también se mejora la calidad del efluente y el rendimiento de los tanques de sedimentación secundaria al trabajar con cargas de sólidos constantes.

La ubicación ideal del tanque de homogenización sería después del tratamiento primario y antes del reactor biológico. Puesto que en este proyecto no se ha considerado tratamiento primario se colocará tras las operaciones de desbaste y desarenado, justo antes del comienzo del tratamiento secundario.

En relación a este aspecto se ha tenido en cuenta la necesidad de mantener en el tanque un grado de mezclado adecuado para prevenir la sedimentación de sólidos, así como la aireación suficiente para evitar los problemas de olores y proporcionar al agua residual unas propiedades idóneas para posteriores tratamientos.

La aplicación de la homogenización de caudales en el tratamiento del agua residual puede tener dos disposiciones:

Disposición en línea: La totalidad del caudal pasa por el tanque de homogenización

Disposición en derivación: Solo se hace pasar por el tanque el caudal que excede de un límite prefijado.

En el presente proyecto se elige la disposición en línea porque regula más eficazmente las cargas hidráulicas y contaminantes en los procesos de tratamiento que tengan lugar a continuación. La efectividad de la homogenización en derivación es bastante menor aunque en este sistema se minimizan las necesidades de bombeo.

Dado que se ha optado por una homogenización en línea, es importante adoptar en la medida de lo posible, una geometría que permita el funcionamiento del tanque como un reactor de mezcla completa evitando los diseños alargados (*Metcalf & Eddy, 1995*). Un método para conseguir tanto el

mezclado como la aireación es el uso de aireadores de turbina, descartando el uso de aireadores tipo difusor debido a la posible obstrucción de los poros ya que los sólidos presentes en las aguas residuales reducen notablemente la eficacia de los difusores, y aumentan, por consiguiente, los costes de mantenimiento (**anexo 4**).

El agua residual que se almacena en el tanque, se impulsa a través de una bomba sumergible con la que se extrae el agua del tanque de homogenización hasta el reactor biológico con un caudal medio de 2193 m<sup>3</sup>/día (**ver plano nº 5**).

### **5.2.2. Tratamiento secundario**

El agua procedente de la red pasa por las operaciones de desbaste y desarenado llegando al tanque de homogenización, donde sale con un caudal constante para su entrada a toda una serie de operaciones que engloban el tratamiento secundario. A continuación, se describen estas operaciones: lodos activos por aireación prolongada, nitrificación y desnitrificación y sedimentación secundaria.

#### **5.2.2.1. El proceso de lodos activos**

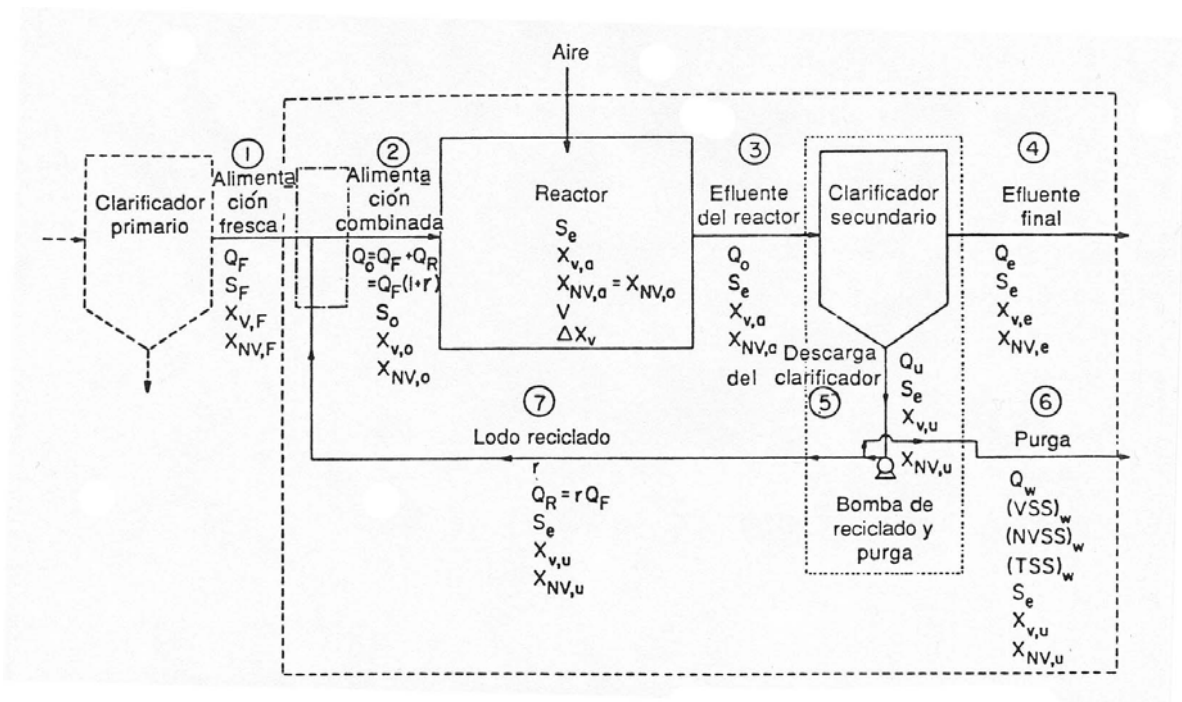
Es deseable representar este proceso mediante modelos matemáticos y determinar entonces los parámetros utilizados en dichos modelos a partir de datos experimentales empleando una serie de reactores de laboratorio. Las relaciones correspondientes al desarrollo de estos modelos matemáticos caen dentro de tres grupos: relaciones cinéticas, balances de materia para la determinación del consumo de oxígeno y de la producción neta de MLVSS

(sólidos volátiles en suspensión en el licor mezclado) y ecuaciones para calcular las condiciones óptimas de sedimentación del lodo.

Antes de realizar el estudio de los modelos matemáticos aplicables a los lodos activos se realizará una descripción de las variables del proceso.

El proceso de lodos activos se ha desarrollado como una operación continua mediante el reciclado del lodo biológico. En la **figura 2** que se muestra a continuación se representa el diagrama de flujo:

**Figura 2: Proceso convencional de lodos activos**



En la **figura 2**, las composiciones de las diferentes corrientes están caracterizadas por tres tipos de concentraciones:

1. *Concentración de la DBO soluble.* Se simboliza mediante  $S_i$  en la que el subíndice  $i$  indica la corriente específica de que se trate. La DBO soluble está formada principalmente por compuestos carbonosos en disolución. Debe hacerse hincapié en que el diseño de planta de lodos activos se basa en el consumo de la DBO soluble. Este consumo es el resultado del proceso de

oxidación biológica que se presenta en el reactor. Por otra parte, la DBO insoluble se separa mediante sedimentación en el clarificador secundario.

5. *Concentración de sólidos volátiles en suspensión (VSS)*. Se denotan mediante el símbolo  $X_{V,i}$ , en el que el subíndice V se refiere a la característica de volatilidad y el subíndice i a la corriente específica de que se trate. Los sólidos volátiles en suspensión corresponden a los lodos biológicos, constituidos por una población heterogénea de microorganismos. La determinación experimental de los VSS se lleva a cabo midiendo la pérdida de peso de los sólidos totales en suspensión después de una incineración en una estufa de laboratorio a 600°. Esta pérdida de peso corresponde principalmente a la volatilización del lodo biológico. Los sólidos remanentes después de la incineración corresponden a los sólidos en suspensión no volátiles. Su naturaleza es distinta a la de los lodos biológicos, estando constituidos por la materia inerte tanto orgánica como inorgánica.

2. *Concentración de sólidos no volátiles en suspensión (NVSS)*. Se indican mediante el símbolo  $X_{NV,i}$ , en el que NV hace referencia a la no volatilidad de los sólidos, e i indica la corriente específica de que se trate. Por consiguiente:

$$SST = VSS + NVSS$$

Sólidos en suspensión totales = Sólidos volátiles en suspensión + Sólidos no volátiles en suspensión

A continuación se definen todas las variables importantes del proceso representadas en la figura anterior:



## DEFINICIÓN DE LOS SÍMBOLOS UTILIZADOS EN LA FIGURA 2

Para los sólidos en suspensión se emplean dos subíndices, por ejemplo,  $X_{V,i}$ ,  $X_{NV,i}$ . El primer subíndice (V o NV) designa el carácter volátil o no volátil de los sólidos en suspensión, respectivamente. El segundo subíndice (i) se refiere a la corriente específica de que se trate:

- F**, alimentación inicial [corriente 1].
- O**, alimentación combinada [corriente 2].
- a**, efluente del reactor [corriente 3]
- e**, efluente final [corriente 4].
- u**, descarga del decantador secundario [corriente 5]
- w**, purga de los lodos [corriente 6]

### 1. Caudales ( $m^3/día$ )

- $Q_F$** , alimentación inicial media [corriente 1 ]
- $Q_R$** , reciclado [corriente 7]
- r**, relación de reciclado, adimensional ( $r = Q_R/Q_F$ )
- $Q_o$** , alimentación combinada [corriente 2] y [corriente 3]
- $Q_e$** , efluente final [corriente 4]
- $Q_w$** , purga [corriente 6]
- $Q_u$** , descarga del clarificador [corriente 5 ]

### 2. Concentraciones (mg/l) de la $DBO_5$ soluble

- $S_F$** ,  $DBO_5$  soluble en la alimentación inicial
- $S_o$** ,  $DBO_5$  soluble en la alimentación combinada
- $S_e$** ,  $DBO_5$  soluble del efluente ( $S_e(\text{total})$ ,  $DBO_5$  total del efluente)

### 3. Concentraciones (mg/l) de los sólidos volátiles en suspensión (VSS)

- $X_{V,F}$** , VSS en la alimentación inicial
- $X_{V,o}$** , VSS en la alimentación combinada
- $X_{V,a}$** , VSS en el reactor. Esta concentración es asimismo igual a la de VSS en el efluente del reactor (reactor de mezcla completa en equilibrio).
- $X_{V,u}$** , VSS en la descarga del clarificador secundario
- $X_{V,e}$** , VSS en el efluente final

### 4. Concentraciones (mg/l) de los sólidos en suspensión no volátiles (NVSS)

$X_{NV,F}$ , NVSS en la alimentación inicial  
 $X_{NV,o}$ , NVSS en la alimentación combinada  
 $X_{NV,a}$ , NVSS en el reactor ( $X_{NV,a} = X_{NV,o}$ ). Esta concentración es asimismo igual a la de NVSS en el efluente del reactor (reactor de mezcla completa en equilibrio).  
 $X_{NV,u}$ , NVSS en la descarga del clarificador secundario  
 $X_{NV,e}$ , NVSS en el efluente final

5. Purga

$(VSS)_w$ , Kg/d de VSS en la purga  
 $(NVSS)_w$ , kg/d de NVSS en la purga  
 $(TSS)_w$ , Kg/d de SST en la purga

6. Volúmen ( $m^3$ )

$V_R$ , volumen del reactor biológico

7. Producción de fangos (kg/d)

$\Delta X_v$ , producción diaria neta de fango activado

8. Fracción de sólidos volátiles en el reactor

$F_v$

9. Temperatura del agua residual en el reactor ( $^{\circ}C$ )

$T_w$

10. Tiempo de retención hidráulica en el reactor (horas)

$t_R$

11. Carga másica

$C_m$ , Kg  $DBO_5/d/Kg$  de fango

12. Carga volumétrica

$C_v$ , Kg  $DBO_5/d /m^3$  de reactor

13. Edad del lodo (días)

$\theta$

A continuación se describe el diagrama de flujo de la **figura 2**, prestando especial atención a las concentraciones de DBO soluble, sólidos volátiles en suspensión y sólidos no volátiles en suspensión, de las diferentes corrientes.

*DBO soluble.* La alimentación inicial, esto es, el agua residual a tratar [corriente 1], penetra en el proceso con un valor de DBO soluble que se indica por  $S_F$ . El objetivo del tratamiento es reducir este valor a  $S_e$  (DBO soluble en la corriente 4) mediante oxidación por degradación biológica aerobia de la materia orgánica del agua residual. En el proceso convencional de lodos activos se logra normalmente una reducción de la DBO del 85 al 95 % de su valor en la alimentación inicial, esto es,  $S_e = 5-15\%$  de  $S_F$ .

La alimentación inicial se combina con lodo reciclado [corriente 7] y entra en el reactor [corriente 2, alimentación combinada]. El RFCTA ( reactor de flujo continuo en tanque agitado) es utilizado como modelo de reactor biológico a no ser que se indique lo contrario. Las dos suposiciones fundamentales de los RFCTA son que operan en régimen estacionario y el flujo que debe ser próximo a las condiciones de mezcla completa. El lodo biológico,  $\Delta X_V$ , se forma continuamente en el reactor. La concentración de DBO soluble en el líquido del reactor se simboliza por  $S_e$ . Bajo condiciones de estado estacionario y mezcla completa la concentración de la DBO soluble en el efluente del reactor [corriente 3] es asimismo igual a  $S_e$ .

El efluente del reactor se pasa al clarificador secundario. La concentración de DBO soluble es la misma en la descarga del clarificador [corriente 5] y en el efluente final [corriente 4], esto es,  $S_e$ . La descarga del clarificador se divide en dos corrientes: purga [corriente 6] y lodo reciclado [corriente 7]. Para estas dos corrientes, la concentración de DBO soluble tiene

el mismo valor,  $S_e$ . La corriente de lodo reciclado se combina con la alimentación inicial para formar la alimentación combinada. La concentración de DBO soluble en la corriente combinada se denota por  $S_o$  y se calcula mediante un balance de materia en el punto de conjunción de las corrientes 1, 2 y 7.

*Sólidos volátiles en suspensión (VSS).* En régimen estacionario, la concentración de lodo biológico en el reactor se mantiene constante en todo momento. En el proceso convencional de lodos activos esta concentración simbolizada por  $X_{V,a}$ , en la que el subíndice a se refiere al reactor aireador, está comprendida entre 2000 y 3000 mg/l. Ya que se trabaja bajo condiciones de mezcla completa en el reactor, los sólidos en suspensión en él corresponden a los MLVSS (sólidos volátiles en suspensión en el licor mezclado). Análogamente, los sólidos en suspensión no volátiles en el reactor, estando también completamente mezclados, se indican por MLNVSS (sólidos no volátiles en suspensión en el licor mezclado).

La concentración de VSS en la alimentación inicial ( $X_{V,F}$ ) es despreciable en muchos casos, ya que en esta etapa no ha tenido lugar una aireación apreciable. Los VSS se producen continuamente en el efluente.

Con objeto de mantener una concentración constante de MLVSS en el reactor, la mayor parte de la descarga del clarificador se recicla a la cabeza. La relación de reciclado  $r$  se calcula mediante un balance de materia que tiene en cuenta la necesidad del mantenimiento de la concentración seleccionada  $X_{V,a}$  de MLVSS dentro del reactor en todo momento. Debido a la síntesis de materia biológica, hay una producción neta de MLVSS en el reactor ( $\Delta X_V$ , Kg/d).

Por lo tanto, para mantener constante la concentración de MLVSS en el reactor en todo momento, es necesario purgar del sistema una masa de

MLVSS (Kg/d) igual a esta producción neta  $\Delta X_V$ . Esto se lleva a cabo principalmente mediante la purga intencionada de algo de lodo [corriente 6].

Algo de VSS se pierden también en el efluente final ( $Q_e X_{V,e}$ ). Aunque en la **figura 2** se indica una purga continua, en la práctica esto se hace de una forma intermitente. Es más sencillo plantear los balances de materia para la operación en estado estacionario. La purga intermitente supone una operación en régimen no estacionario. Ya que la corriente de purga es normalmente pequeña al compararla con el reciclado, la suposición de purga continua no introduce un error apreciable en el balance de materia global. En la **figura 2** el lodo se purga desde la corriente de reciclado (concentración de VSS en la corriente de purga se representa por  $X_{V,u}$ ).

La concentración de VSS en el efluente del reactor [corriente 3] es  $X_{V,a}$ , ya que se suponen condiciones estacionarias y mezcla completa.

El efluente del reactor fluye al clarificador secundario. La descarga de este último [corriente 5] es un lodo que contiene una concentración de VSS representada por  $X_{V,u}$  ( $X_{V,u} > X_{V,a}$ ). El valor de  $X_{V,u}$  se selecciona durante el proyecto, diseñando el clarificador para cumplir el valor especificado. Normalmente  $X_{V,u}$  tiene valores comprendidos entre 10.000 y 15.000 mg/l de VSS. Las concentraciones de VSS en la purga y el lodo reciclado son, asimismo, iguales a  $X_{V,u}$ . En el efluente final del clarificador secundario la concentración de VSS ( $X_{V,e}$ ) es normalmente despreciable, ya que el clarificador se proyecta, generalmente, para una retención de sólidos del 100%. La concentración de VSS en la alimentación combinada  $X_{V,o}$ , se calcula mediante un balance de materia en el punto de mezcla de las corrientes 1,2 y 7.

*Sólidos no volátiles en suspensión (NVSS)*. La concentración de NVSS en el reactor se indica por  $X_{NV,a}$  y es igual a la existente en la alimentación

combinada y en el efluente del reactor. Esto es así debido a que se supone mezcla completa y a que no hay producción de NVSS en el reactor (a diferencia de la producción neta de VSS). Por ello,  $X_{NV,a} = X_{NV,o}$ .

La concentración de NVSS en la alimentación inicial se designa mediante  $X_{NV,F}$  y la del lodo reciclado  $X_{NV,u}$  ( la misma que en la descarga del clarificador secundario). En la alimentación combinada esta concentración viene denotada por  $X_{NV,o}$  y se calcula mediante un balance de materia en la intersección de las corrientes 1,2 y 7.

Los NVSS del efluente del reactor se separan, asimismo, mediante sedimentación en el clarificador secundario. La concentración de NVSS en la descarga del clarificador se indica mediante  $X_{NV,u}$  y la del efluente final, normalmente despreciable por,  $X_{NV,e}$ .

En el lodo purgado, los kilogramos por día de VSS se indican mediante  $(VSS)_w$ . Este término incluye la producción neta de VSS en el reactor ( $\Delta X_V$ ) más los introducidos con la alimentación inicial ( $Q_F X_{V,F}$ ) menos los VSS perdidos en el efluente final ( $Q_e X_{V,e}$ ). En la corriente de purga también hay NVSS, designados por  $(NVSS)_w$ .

Las concentraciones respectivas de DBO soluble, VSS y NVSS son las mismas para la descarga del clarificador, la corriente de purga y el lodo reciclado, representadas respectivamente por  $S_e$ ,  $X_{V,u}$  y  $X_{NV,u}$ .

La densidad de todas las corrientes líquidas de la **figura 2** se supone igual a la del agua a temperatura ambiente. Esto resulta una aproximación suficiente ya que se trabaja con soluciones acuosas relativamente diluidas.

## 1. Relaciones cinéticas

El estudio de la cinética de tratamiento biológico aerobio conduce a determinar la velocidad a la cual los microorganismos degradan un residuo específico y, por tanto, suministran la información básica necesaria para determinar el tamaño de los reactores biológicos aerobios. Este estudio se lleva a cabo convenientemente en un reactor de laboratorio discontinuo. En la **figura 3** se representa un diagrama de cuatro unidades operando en paralelo, cada una de ellas con una capacidad de, aproximadamente, 2 litros. El agua residual se siembra de microorganismos (la siembra puede ser una masa de lodo biológico tomado de una planta de lodos activos en operación o aguas negras decantadas), se introduce en los reactores y se hace circular el aire comprimido dentro del sistema. El lodo biológico (MLVSS) se mantiene en un estado de mezcla completa debido a la agitación proporcionada por el aire insuflado en el sistema.

Se determina la concentración de sustrato,  $S$ , del agua residual (DBO, DQO,...) a intervalos de tiempos seleccionados mediante extracción de muestras para su análisis. La masa de lodo biológico acumulado se determina asimismo en estos intervalos midiendo la concentración de MLVSS en las muestras extraídas y leyendo el volumen de líquido en el reactor indicado por la escala volumétrica. En la **figura 4** se presentan curvas típicas de disminución de la concentración de sustrato soluble  $S$  y variación de la cantidad de MLVSS con el tiempo.

Figura 3: Reactor discontinuo

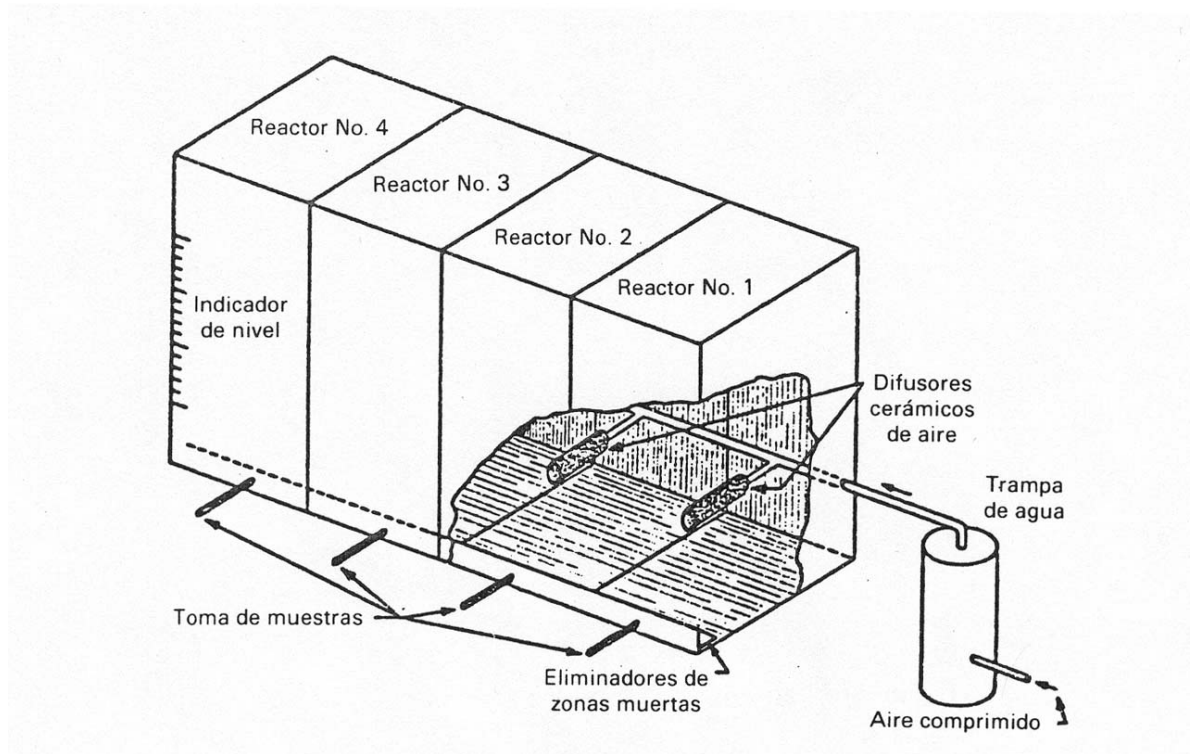
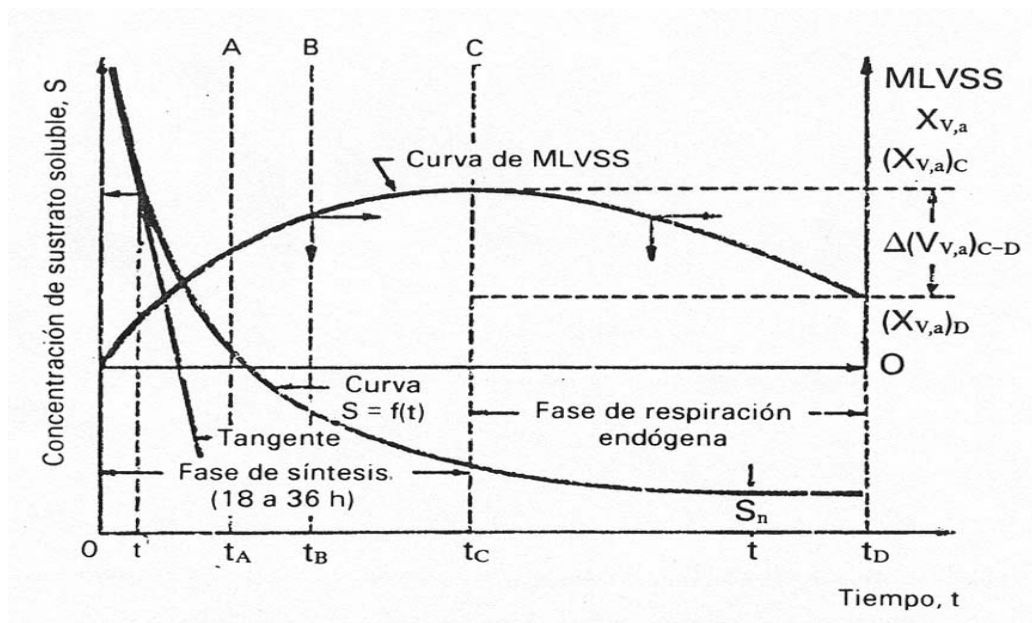


Figura 4: Curvas típicas de la concentración de sustrato soluble y de los MLVSS en un reactor discontinuo



La concentración de sustrato soluble,  $S$ , del agua residual, que es una medida de la concentración de materia orgánica, decrece con el tiempo conforme dicha materia orgánica se oxida. Se alcanza un valor correspondiente



a la cantidad de materia orgánica no biodegradable ( $S_n$ ). Si se utiliza la DBO para medir la concentración de sustrato,  $S_n = 0$ , ya que a tiempo infinito todo el sustrato biodegradable se oxida. Por otra parte, si se utiliza por ejemplo la DQO es posible tener  $S_n \geq 0$  correspondiendo a sustrato que no es biológicamente biodegradable pero que puede oxidarse químicamente.

La concentración de MLVSS aumenta al principio (desde tiempo 0 a tiempo  $t_c$ ) durante el periodo en que una concentración sustancial del sustrato se encuentra presente para proporcionar alimentación abundante para mantener el crecimiento de microorganismos. Este crecimiento corresponde a síntesis de nuevas células de microorganismos, indicado en la **figura 4** por “fase de síntesis”. Después del tiempo  $t_c$ , cuando la concentración de sustrato ha disminuido considerablemente, no hay suficiente alimento para mantener el crecimiento de microorganismos. En este momento, los microorganismos empiezan a consumir sus “microorganismos compañeros” como alimento. Conforme avanza este “festín caníbal” la concentración de MLVSS desciende ya que la velocidad de destrucción de células de microorganismos excede la síntesis de nuevas células. Esto corresponde a la “fase de respiración endógena”. El máximo de la curva de MLVSS corresponde al tiempo  $t_c$ , cuando estas dos velocidades son iguales. La distancia  $(\Delta X_{V,a})_{C \rightarrow D}$  corresponde a la reducción neta de MLVSS desde  $t_c$  a  $t_D$ .

Existen dos diferencias fundamentales entre la operación continua (figura 2) y los reactores discontinuos (**figura 3**). En contra de lo que sucede en el reactor discontinuo, la DBO del agua residual en el reactor continuo opera en régimen estacionario permaneciendo constante ( $S_e$ ). Esto corresponde normalmente a una concentración baja de sustrato ya que el reactor biológico se proyecta para consumir la mayor parte de la DBO influente. Contrariamente a lo que sucede en el reactor discontinuo, la concentración de MLVSS en el reactor continuo, operando en condiciones estacionarias, se mantiene constante ( $X_{V,a}$ ) a un valor seleccionado. El mantenimiento de esta  $X_{V,a}$

constante se obtiene proporcionando la cantidad calculada de lodo de retorno concentrado.

Las líneas verticales A, B y C de la **figura 4** corresponden a condiciones típicas de operación de reactores continuos. Los tiempos  $t_A$ ,  $t_B$  y  $t_C$  corresponden a valores típicos para estos procesos en reactores continuos. La línea B corresponde al proceso convencional de lodos activos. En este caso, hay una producción neta de MLVSS (pendiente positiva de la curva MLVSS en el punto de intersección con la línea B). Los valores en régimen estacionario,  $S_e$  y  $X_{V,a}$ , para el caso del reactor continuo operando con un tiempo de residencia  $t_B$ , corresponde a las intersecciones de la línea B con las curvas de la DBO y de los MLVSS, respectivamente, y se encuentran normalmente dentro de los siguientes intervalos (**Ramalho, 1996**):

$S_e$ : corresponde a una reducción de la DBO del 85 al 95%

$X_{V,a}$ : 2.000-3.000 mg/l

La línea C corresponde al proceso de aireación prolongada. En este caso la producción neta de MLVSS es teóricamente nula (la tangente a la curva MLVSS es paralela el eje de abcisas). Los valores de equilibrio para  $X_{V,a}$ , en el caso del reactor continuo que trabaja a un tiempo de residencia  $t_C$ , corresponden a la intersección de la línea C con la curva de MLVSS, y están comprendidos en el intervalo de 3.000-6.000 mg/l.

La línea A corresponde al proceso de lodos activos de carga elevada. En este caso, la velocidad de consumo de sustrato  $dS/dt$  (pendiente de la tangente a la curva S en función de t) es apreciablemente más elevada que la del proceso convencional de lodos activos. El intervalo normal para los valores de equilibrio de  $X_{V,a}$  es inferior (600-1.000 mg/l) y las reducciones de la DBO son del orden del 60-75% para el caso del reactor continuo que trabaja a un

tiempo de residencia  $t_c$ . Estos valores corresponden a las intersecciones de la línea A con las curvas de MLVSS y S en función de t, respectivamente.

Los datos cinéticos obtenidos del reactor discontinuo se reflejan en la ecuación de Monod. A continuación, se postulan dos colorarios importantes de esta ecuación, utilizándose normalmente el segundo para el diseño del reactor biológico continuo.

- a) A concentraciones elevadas de sustrato, el consumo del mismo sigue la cinética de las ecuaciones de orden cero. Esto significa que la velocidad de consumo es todavía muy alta (DBO elevada). Esto corresponde a la sección de la curva S en función de t (**figura 4**) desde tiempo cero hasta aproximadamente  $t'$ . En esta región, la tangente a la curva S en función de t, que iguala a la velocidad de consumo de sustrato,  $dS/dt$ , coincide prácticamente con la curva (pendiente constante).
  
- b) El consumo de sustrato a concentraciones bajas del mismo (correspondiente a valores de la DBO por debajo de 500 mg/l) sigue una cinética de primer orden. Esto significa que la velocidad de consumo es proporcional a la concentración de sustrato remanente, que corresponde aproximadamente a la sección de la curva S en función de t comprendida entre los tiempos  $t_A$  y  $t_c$ . La pendiente de la curva de S en función de t (que iguala a la velocidad de consumo de sustrato  $dS/dt$ ) decrece con el tiempo conforme se rebaja la concentración de sustrato. Por ello, en esta región la velocidad de consumo de sustrato es directamente proporcional a su concentración (cinética de primer orden). La velocidad de consumo de sustrato para esta sección de la curva de S en función de t entre los tiempos  $t'$  y  $t_A$  se describe, más adecuadamente, mediante una relación cinética de un orden comprendido entre cero y uno.

## 2. Formulación del reactor biológico continuo

Considérese el reactor biológico continuo que opera bajo régimen estacionario y mezcla completa (RFCTA).

Teniendo en cuenta la hipótesis de idealidad del reactor continuo de mezcla completa el balance se puede aplicar a todo el reactor, por consiguiente el balance de materia del sustrato que entra y abandona el reactor puede escribirse como sigue:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{acumulación de} \\ \text{sustrato en el} \\ \text{reactor} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{l} \text{Velocidad a la que} \\ \text{el sustrato entra en el} \\ \text{reactor (con el afluente)} \end{array} \right) - \left( \begin{array}{l} \text{Velocidad a la que} \\ \text{el sustrato abandona el} \\ \text{reactor (en el efluente)} \end{array} \right) -$$
  
$$- \left( \begin{array}{l} \text{Velocidad a la que} \\ \text{el sustrato se oxida} \\ \text{en el reactor} \end{array} \right) \quad \text{ecuación A}$$

Bajo régimen estacionario, la concentración de sustrato en el reactor permanece constante y, por tanto, el primer miembro de esta ecuación es nulo.

Los dos primeros términos del segundo miembro de la ecuación se refieren al consumo neto de sustrato debido a la acción hidráulica solamente y se definen como:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Velocidad a la que} \\ \text{el sustrato entra en el} \\ \text{reactor (en el afluente)} \end{array} \right) = Q_o S_o$$

$$\left( \begin{array}{l} \text{Velocidad a la que} \\ \text{el sustrato abandona el} \\ \text{reactor(en el efluente)} \end{array} \right) = Q_o S_e$$

La velocidad de consumo de sustrato debida a la utilización por los microorganismos (degradación aerobia) esta dada por la pendiente,  $dS/dt$  de la curva de la DBO de la **figura 3**. Como la derivada  $dS/dt$  es negativa, en lo que sigue se utilizará su valor absoluto, indicado mediante  $(dS/dt)_a$ , esto es:

$$(dS/dt)_a = - (dS/dt)$$

Ya que el sustrato  $S$  se expresa en unidades de concentración (esto es, mg DBO<sub>5</sub>/l), el valor de  $(dS/dt)_a$  debe multiplicarse por el volumen del reactor antes de su sustitución por el último miembro de la ecuación, quedando:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Velocidad a la que} \\ \text{el sustrato se oxida} \\ \text{en el reactor} \end{array} \right) = (dS/dt)_a \cdot V$$

Sustituyendo en la ecuación A cada uno de los términos que se han definido se obtiene:

$$0 = Q_o S_o - Q_o S_e - (dS/dt)_a \cdot V \quad \text{ecuación B}$$

de la que:

$$(dS/dt)_a = Q_o (S_o - S_e) / V \quad \text{ecuación C}$$

Normalmente la velocidad de consumo de sustrato se expresa por la unidad de masa de MLVSS presente en el reactor. Esta cantidad, representada por  $q$ , se denomina velocidad específica de consumo de sustrato, y se define mediante:

$$q = -\frac{1}{X_{V,a}} \left( \frac{dS}{dt} \right)_a = \frac{1}{X_{V,a}} \left( \frac{dS}{dt} \right)_a \quad \text{ecuación D}$$

De las últimas ecuaciones (C) y (D) se obtiene que:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}} \left( \frac{dS}{dt} \right)_a = \frac{Q_o(S_o - S_e)}{V \cdot X_{V,a}} \quad \text{ecuación E}$$

Definiendo el tiempo de residencia hidráulico en el reactor ( $t_h$ ) como:

$$t_h = V/Q_o \quad \text{ecuación F}$$

La ecuación resultante quedaría como:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}} \left( \frac{dS}{dt} \right)_a = \frac{S_o - S_e}{t_h \cdot X_{V,a}} \quad \text{ecuación G}$$

La velocidad específica de consumo de sustrato  $q = (S_o - S_e)/t_h \cdot X_{V,a}$  corresponde a la velocidad de consumo de sustrato en el reactor continuo por unidad de masa de MLVSS presente en el reactor. Las unidades son:

$$\begin{aligned}(S_o - S_e)/t_h \cdot X_{v,a} &= \text{mg/l de DBO consumida}/(\text{mg de MLVSS/l}) (d) \\ &= \text{mg DBO consumida}/(d) (\text{mg MLVSS}) \\ &= \text{Kg DBO consumida}/(d) (\text{kg MLVSS})\end{aligned}$$

Para aplicar la ecuación deducida para la velocidad específica de consumo de sustrato es necesario decidir qué modelo cinético se va a utilizar para  $(dS/dt)_a$ .

### **3. Parámetros biocinéticos correspondientes a la producción neta de MLVSS y a la demanda de oxígeno.**

Para diseñar reactores biológicos aerobios es imprescindible conocer la producción de MLVSS y el consumo de oxígeno.

Para obtener modelos matemáticos que conduzcan a la determinación de estos valores, se definen varios parámetros biocinéticos:  $Y'$ ,  $Y$ ,  $K_d$ ,  $a$  y  $b$ .

$Y'$  es la fracción de sustrato consumido que se utiliza para la síntesis celular. Debido a la proporcionalidad entre consumo de sustrato y la DQO o DBO,  $Y'$  representa también fracciones de DQO o DBO utilizada para síntesis de nuevas células. Por tanto:

$$\begin{aligned}Y' &= \text{kg de sustrato consumido en la síntesis} / \text{kg de sustrato total consumido} \\ &= \text{kg de DQO consumida en la síntesis} / \text{kg de DQO total consumida} \\ &= \text{kg de DBO consumida en la síntesis} / \text{kg de DBO total consumida}\end{aligned}$$

El valor numérico de  $Y'$  es independiente de los parámetros utilizados para expresar el consumo de sustrato, ya que  $Y'$  representa la fracción de

sustrato consumido utilizada en la síntesis y, por tanto, es una cantidad adimensional.

En los modelos matemáticos no se suele utilizar el parámetro de consumo de sustrato,  $Y'$ , sino que se utiliza el parámetro  $Y$ , que está relacionado con  $Y'$ , pero que hace referencia a la producción celular por unidad de sustrato consumido.

$a$  es la fracción de sustrato consumido utilizado para la producción de energía mediante la oxidación de sustrato. Por lo tanto:  $Y' + a = 1$ . en la que:

$$\begin{aligned} a &= \text{kg de sustrato consumido para metabolismo energético} / \text{kg de sustrato total consumido} \\ &= \text{kg de DQO consumida para metabolismo energético} / \text{kg de DQO total consumida} \\ &= \text{kg de DBO consumida para metabolismo energético} / \text{kg de DBO total consumida} \end{aligned}$$

El valor numérico de  $a$  es también independiente de los parámetros utilizados para expresar el consumo de sustrato.

El parámetro  $Y$ , en relación con el  $Y'$ , se define como:

$$Y = \text{kg de MLVSS producidos} / \text{kg de sustrato total consumido}$$

En consecuencia,  $Y$  representa la producción de lodo biológico por kilogramo de sustrato total consumido.

La relación entre los parámetros  $Y'$  e  $Y$  según la bibliografía (**Ramalho, 1996**) es:

$$Y' = Y(150/113)$$



A continuación se definen los parámetros cinéticos,  $k_d$  y  $b$ , correspondientes a la fase de respiración endógena. La respiración endógena supone la oxidación de la materia celular con objeto de proporcionar energía para el mantenimiento de los microorganismos cuando la fuente externa de materia orgánica (sustrato) ha sido consumida.

El parámetro  $k_d$  se define como la fracción de MLVSS por unidad de tiempo oxidada durante el proceso de respiración endógena. Por ejemplo, un valor de  $0,1 \text{ d}^{-1}$  significa que el 10% de la cantidad total de MLVSS presente en el reactor continuo, en cualquier momento, es la cantidad oxidada por día.  $k_d$  se denomina coeficiente de descomposición microbiana. Por tanto:

$$k_d = \text{kg de MLVSS oxidados} / (\text{d}) \text{ (kg de MLVSS en el reactor)}$$

En consecuencia, los kilogramos de MLVSS oxidados por día son:

$$\text{kg de MLVSS oxidados} / \text{d} = k_d \text{ (kg de MLVSS en el reactor)}$$

[respiración endógena]

Los MLVSS presentes en el reactor continuo en cualquier momento, suponiendo la operación en régimen estacionario, es una cantidad constante que viene dada por:

$$\text{kg MLVSS en el reactor} = X_{V,a} \cdot V$$

en la que  $X_{V,a}$  es la concentración de MLVSS, esto es, kg de MLVSS por unidad de volumen en el reactor y  $V$  el volumen del reactor. De esta forma, queda que:

$$\text{kg} / \text{d de MLVSS oxidado} = k_d \cdot X_{V,a} \cdot V$$

[respiración endógena]

El parámetro  $b$  se define como los kilogramos de oxígeno utilizado por día y por kilogramo de MLVSS durante el reactor en el proceso de respiración endógena, esto es:

$$b = \text{kg } O_2 / (\text{d})(\text{kg MLVSS en el reactor})$$

Por ello, el consumo de oxígeno en la respiración endógena es:

$$\text{kg } O_2 / \text{d} = b(\text{kg MLVSS en el reactor})$$

o:

$$\text{kg } O_2 / \text{d} = bX_{v,a}V$$

La relación aproximada entre  $k_d$  y  $b$  según bibliografía (**Ramalho, 1996**) se calcula empíricamente:

$$b/k_d = \text{kg } O_2 / \text{kg MLVSS oxidado} = 1,42$$

**- Balance de materia para determinar el consumo de oxígeno**

El conocimiento de las necesidades de oxígeno para efectuar un consumo específico de DBO resulta imprescindible a la hora de diseñar el equipo de aireación. El oxígeno se requiere con dos fines: oxidar el sustrato con objeto de proporcionar energía a las células y en el proceso de respiración endógena. Por tanto:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Caudal másico total} \\ \text{de oxígeno} \\ \text{necesario} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{l} \text{Caudal másico de} \\ \text{oxígeno para oxidar} \\ \text{el sustrato} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{l} \text{Caudal másico de} \\ \text{oxígeno para respiración} \\ \text{endógena} \end{array} \right)$$

Oxígeno necesario para oxidar el sustrato. Los kilogramos de oxígeno requeridos por día se calculan a partir de la siguiente ecuación:

$$kgO_2/d = a(S_o - S_e)Q = aS_rQ_o$$

en la que  $S_r = (S_o - S_e)$  representa el sustrato consumido sustrato total consumido.

En esta ecuación deben utilizarse valores apropiados de **a**, compatibles con los parámetros en los que se expresa el consumo total de sustrato. Así, cuando los parámetros se expresan en las siguientes unidades:

$a = kg O_2/kg$  de DBO consumida

$S_r = mg$  de DBO consumida/l

$Q_o = m^3/s$

$$\frac{kg O_2}{kg DBO} \cdot \frac{mg DBO}{l} \cdot \frac{m^3}{s} \cdot \frac{1kg DBO}{10^6 mg DBO} \cdot \frac{10^3 l}{1m^3} \cdot \frac{86400s}{1día} = 86,4 kg O_2 / día$$

Se requiere un factor de conversión de 86,4. Es decir:

$$kgO_2/d = 86,4 aS_rQ_o$$

Oxígeno requerido en la respiración endógena. En este caso también se necesita un factor de conversión, ahora de  $10^{-3}$ , para expresar el resultado en  $kg O_2/d$ :

$$kg O_2 / d = 10^{-3} b X_{v,a} V$$

cuando los parámetros presentan las siguientes unidades:

$$b = kg O_2 / (d)(kg MLVSS \text{ en el reactor})$$

$$X_{v,a} = mg / l \text{ de MLVSS en el reactor}$$

$$V = m^3$$

Sustituyendo en el balance inicial se obtiene la cantidad total de oxígeno necesitada en el proceso de aireación:

$$kg O_2 / d = 86,4 a S_r Q_o + 10^{-3} b X_{v,a} V$$

Debe tenerse en cuenta que esta ecuación no incluye el caudal másico de oxígeno empleado en la nitrificación, ya que dicha ecuación ha sido desarrollada únicamente sobre la base de la demanda de oxígeno de la materia carbonosa. El término de demanda de oxígeno debido a nitrificación sería un tercer término que se debe añadir a estos dos anteriores y que se discutirá a lo largo de este capítulo.

#### **- Balance de materia para la determinación de la producción neta de biomasa (MLVSS)**

De lo expuesto anteriormente se desprende que una fracción del sustrato consumido se utiliza en la producción de MLVSS, aunque una parte de lo producido se pierde en respiración endógena; por consiguiente:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Caudal másico} \\ \text{de MLVSS neto} \\ \text{producido} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{l} \text{Caudal másico} \\ \text{de MLVSS producido} \\ \text{por consumo de sustrato} \end{array} \right) - \left( \begin{array}{l} \text{Caudal másico} \\ \text{de MLVSS consumido} \\ \text{en la respiración endógena} \end{array} \right)$$

*Biomasa producida por consumo de sustrato.* Los MLVSS producidos en kg/d se calculan a partir de la siguiente ecuación:

$$\text{kg / d de MLVSS producidos} = Y(S_o - S_e)Q_o = YS_rQ_o$$

En esta ecuación se utilizan los valores apropiados de Y compatibles con los parámetros en los que se expresa el sustrato total consumido.

Se necesita igualmente el factor 86,4 para el cálculo de los kg/d de MLVSS, si Y viene expresada en kg de MLVSS producidos/kg de DBO total consumida,  $S_r$  en mg/l de DBO consumida y  $Q_o$  en  $\text{m}^3/\text{s}$ . Quedando la expresión como sigue:

$$\text{kg / d de MLVSS producidos} = 86,4YS_rQ_o$$

*Biomasa perdida en la respiración endógena.* El lodo perdido por respiración endógena se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$\text{kg / d de MLVSS oxidado} = K_d X_{v,a} V$$

Se requiere del factor  $10^{-3}$  para el cálculo de los kilogramos de biomasa oxidados por día si  $K_d$  viene expresado en kg MLVSS oxidado/(d)(kg MLVSS en el reactor) quedando la expresión como sigue:

$$\text{kg/d de MLVSS oxidado} = 10^{-3} K_d X_{v,a} V$$

[respiración endógena]

Sustituyendo en el balance inicial resulta la producción neta de MLVSS se obtiene por diferencia entre los MLVSS producidos y la cantidad perdida por respiración endógena. Esta producción neta en kg/d se indica mediante  $\Delta X_V$ :

$$\Delta X_V = Y(S_o - S_e)Q_o - K_d X_{v,a} V = YS_r Q_o - K_d X_{v,a} V \quad \text{ecuación H}$$

#### 4. Condiciones óptimas de decantación del lodo

Para que el proceso de lodos activos funcione adecuadamente, los MLVSS del efluente del reactor deben separarse rápidamente en el clarificador secundario. La condición que se presenta a veces por la que el lodo es ligero y disperso (lodo inflado) y por ello es difícil de sedimentar se denomina “bulking”.

Las características de decantación de los lodos se evalúan mediante ensayos de sedimentación realizados en el laboratorio. Para esta evaluación se utilizan, normalmente, dos parámetros: velocidad de sedimentación por zonas (VSZ) e índice volumétrico de lodo (IVL) o índice de Molhamn.

*Velocidad de sedimentación por zonas (VSZ).* Un lodo fácilmente sedimentable presenta una VSZ elevada de, aproximadamente 6 m/h.

*Índice volumétrico de lodo (IVL).* El IVL se define como el volumen de mililitros ocupados por 1g de sólidos en suspensión del licor mezcla (MLSS), expresado en peso seco, después de sedimentar durante 30 minutos en una probeta graduada de 1.000 ml. El IVL puede calcularse a partir de la siguiente expresión:

$$IVL = \frac{P_v}{P_w}$$

en la que  $p_v$  es el porcentaje del volumen de probeta ocupado por la zona de lodo después de 30 minutos de decantación y  $p_w$  es el porcentaje de sólidos en la muestra.

La concentración de sólidos totales en suspensión en la línea de reciclado (descarga del clarificador secundario),  $X_u$ , puede estimarse suponiendo que no hay sólidos en suspensión perdidos en el rebosadero del clarificador y que la concentración de lodos es equivalente a la que se alcanza después de 30 minutos de decantación en la probeta del laboratorio. De esta forma:

$$X_u \approx 1/IVL [g/ml] \cong 10^6/IVL [mg/l]$$

Para estimar la concentración de sólidos volátiles en suspensión para la línea de reciclado,  $X_{v,u}$ , esta ecuación sufre la siguiente modificación:

$$X_{v,u} \approx \frac{MLVSS}{MLSS} \cdot \frac{10^6}{IVL} [mg/l]$$

La relación (MLVSS/MLSS) de sólidos volátiles a sólidos totales en las plantas de lodos activos está comprendida según la bibliografía (**Ramalho, 1996**) dentro el intervalo 0,8 a 0,9; esto es, que entre el 80 y el 90% de los sólidos en suspensión son volátiles.

La utilización de IVL para medir las características de la decantación de los lodos es cuestionable, ya que este índice mide solamente un punto de la curva de decantación. Para que el IVL sea más fiable, se establecen ciertos límites: los valores típicos del IVL para lodos de buenas características de

sedimentación con concentraciones de 800-3.500 mg/l están comprendidos según la bibliografía (**Ramalho, 1996**) dentro del intervalo 150-35. Para aireación prolongada entre 50-100.

Varios autores han correlacionado las características de decantación del lodo (expresado por la VSZ o por el IVL) con un parámetro denominado relación alimento a microorganismo (A/M). Este parámetro se define mediante la ecuación:

$$A/M = \text{kg de sustrato en el afluente}/(d)(\text{kg MLVSS en el reactor})$$

Los valores de A y M vienen dados por (**figura 5**):

$$A = (Q_o S_o) \times 86,4$$
$$M = (X_{V,a} V) \times 10^{-3}$$

en la que  $Q_o$  viene dado en  $\text{m}^3/\text{d}$ ,  $S_o$  y  $X_{V,a}$  en  $\text{mg/l}$  y  $V$  en  $\text{m}^3$ . Por tanto:

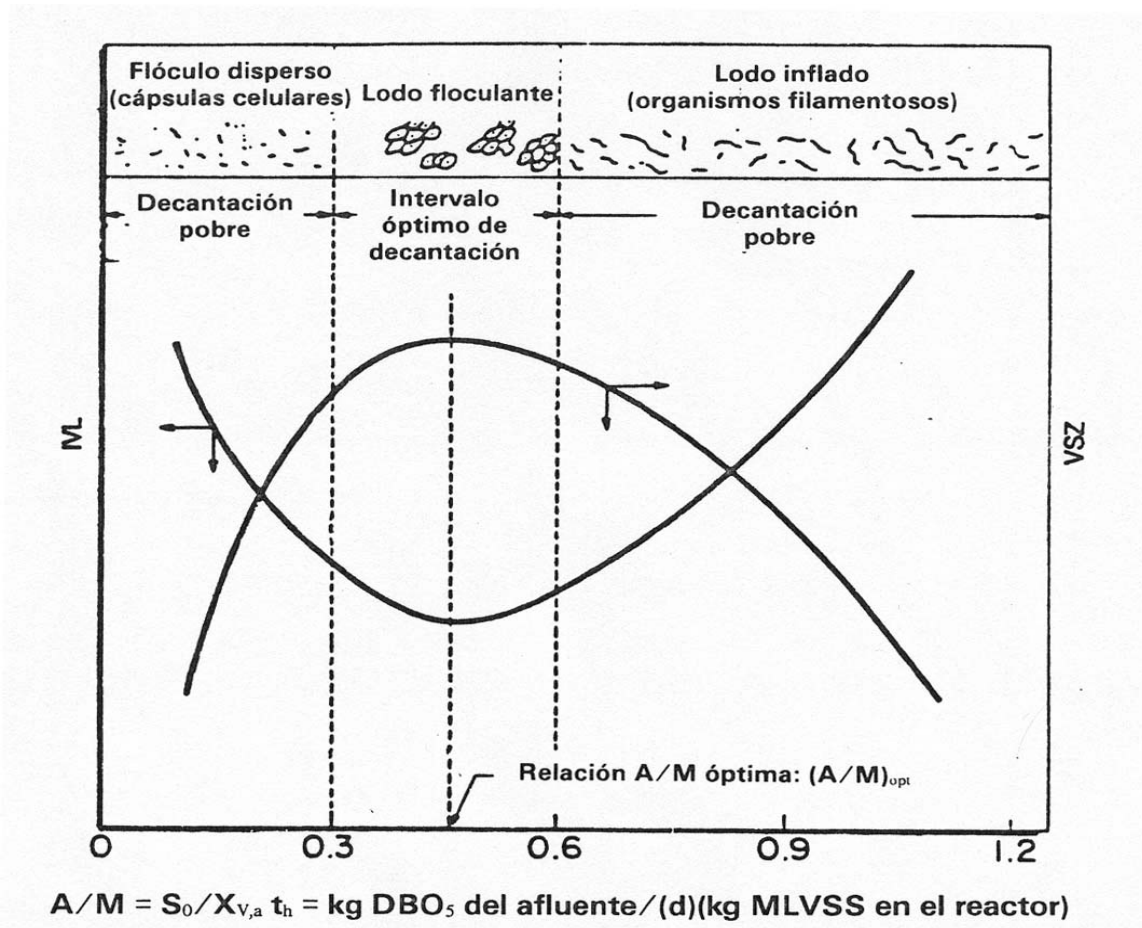
$$\frac{A}{M} = \frac{Q_o S_o}{X_{V,a} V}$$

Como  $V/Q_o = t_h$  (tiempo de residencia hidráulico)

$$\frac{A}{M} = \frac{S_o}{X_{V,a} t_h}$$



Con objeto de conseguir correlaciones de las características de sedimentación de un lodo, se trabaja con una serie de reactores en continuo a escala semipiloto teniendo en cada uno de ellos una relación diferente de A/M.



**Figura 5: Correlación típica entre IVL y VSZ con la relación A/M**

El lodo obtenido en cada reactor se somete a pruebas de decantación (VSZ e IVL). Si estos dos parámetros, que son una medida de la capacidad del lodo para decantar, se representan en función de las relaciones A/M correspondientes, se obtienen curvas similares a la de la **figura 5**.

Ya que para que un lodo tenga unas condiciones de sedimentación óptimas debe presentar una VSZ elevada y un IVL bajo, la mejor relación A/M, tal como se indica en la **figura 5**, corresponde al máximo de la curva VSZ y al

mínimo de la curva IVL. En la mayoría de las aguas residuales este valor óptimo de la relación A/M se encuentra comprendido dentro de los siguientes límites:

$$0,6 > A/M > 0,3$$

en la que A/M viene expresada en kg DBO<sub>5</sub> afluente/ (d) (kg MLVSS). A continuación, se desarrolla una explicación de la correlación A/M y las características de sedimentación del lodo.

- a) Para relaciones A/M bajas (inferior a 0,3 d<sup>-1</sup>), la cantidad de alimento (sustrato) presente en el sistema es insuficiente para mantener el crecimiento de microorganismos, por lo que se ven obligados a vivir bajo el sistema de respiración endógena. Una célula de bacteria típica contiene un material citoplasmático rico en proteínas y ácido ribonucleico y es la principal porción de la célula que se metaboliza durante el proceso de respiración endógena. El residuo que queda del metabolismo está constituido principalmente por cápsulas celulares muy ligeras que resisten la sedimentación. Esta es la razón por la cual para valores bajos de la relación A/M el lodo tiene unas características muy pobres para su decantación. El lodo obtenido bajo estas condiciones corresponde a flóculos dispersos y en la **figura 5** se presenta una vista microscópica del mismo para la región de bajas relaciones A/M. En el caso de aireación prolongada según bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**) este valor es inferior a 0,05 (**tabla 4**).
  
- b) Para relaciones de A/M elevadas (superiores a 0,6 d<sup>-1</sup>) hay un predominio de un tipo de microorganismos de naturaleza filamentosa (Sphaerotilus). Este tipo de colonia no decanta bien permaneciendo en suspensión casi continuamente. El lodo inflado bajo estas condiciones es el que se denomina “bulking”. En el caso de aireación prolongada según bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**) este valor es superior a 0,15.

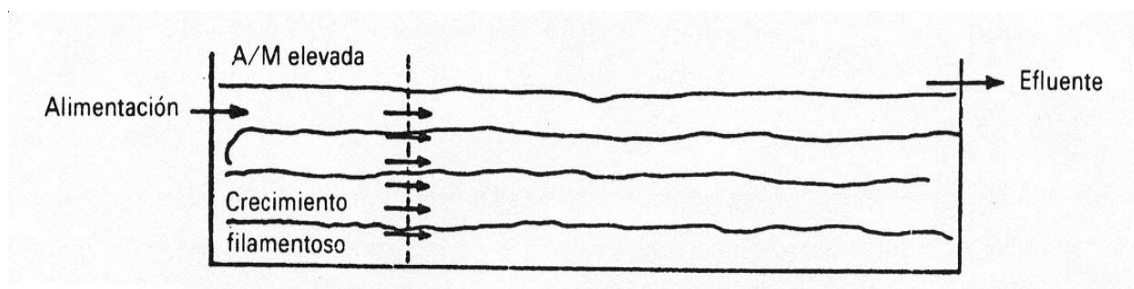
- c) Para valores de la relación A/M comprendidos entre estos dos valores extremos el lodo tiene buenas características de sedimentación. El lodo, bajo estas condiciones, se denomina floculante.

El tiempo de residencia hidráulico  $t_h$  adecuado para obtener un lodo floculante óptimo puede determinarse a partir de la siguiente expresión:

$$t_h = \frac{S_o}{X_{V,a}(A/M)_{opt}} \quad \text{siendo} \quad 0,05 < A/M < 0,15$$

*Para aireación prolongada*

La geometría del sistema y la forma en que el agua residual se aporta al reactor condicionan las características de floculación del lodo. Por ejemplo, si el reactor es un tanque largo y rectangular con unas condiciones relativamente pobres de mezcla, los MLVSS se ponen en contacto inicialmente con el agua negra que penetra y, por lo tanto, prevalece a la entrada una relación elevada de A/M. Bajo estas condiciones se desarrollan unas colonias filamentosas que persisten durante el período de aireación, y se obtiene un lodo con características de sedimentación muy pobres. El reactor representado en la **figura 6** es, aproximadamente, un modelo de reactor en continuo de flujo en pistón. La misma situación se presenta en un reactor discontinuo, ya que una relación elevada de A/M es la que prevalece al comienzo de la operación.



**Figura 6: Efecto de la geometría en las características de la decantación de los MLVSS**

Si se presenta mezcla completa en el sistema, la relación A/M es uniforme en todo él, consiguiéndose que se trabaje en el intervalo óptimo ideal. Por consiguiente, es posible que se obtenga un lodo denso. Es importante obtener experimentalmente el gráfico de la **figura 5** para el sustrato específico en cuestión, porque pueden ocurrir variaciones, dependiendo de las características del sustrato. Sustratos que son fácilmente degradables (por ejemplo, aguas residuales de industrias azucareras) son, inmediatamente, utilizados como alimento para los microorganismos y, el resultado es un crecimiento rápido. Sin embargo, sustratos orgánicos complejos (por ejemplo, aguas residuales de plantas petroquímicas) deben sufrir degradación química antes de estar disponibles como alimento para los microorganismos. En este último caso el crecimiento será lento.

## 5. Procedimiento de diseño de las plantas de lodos activos

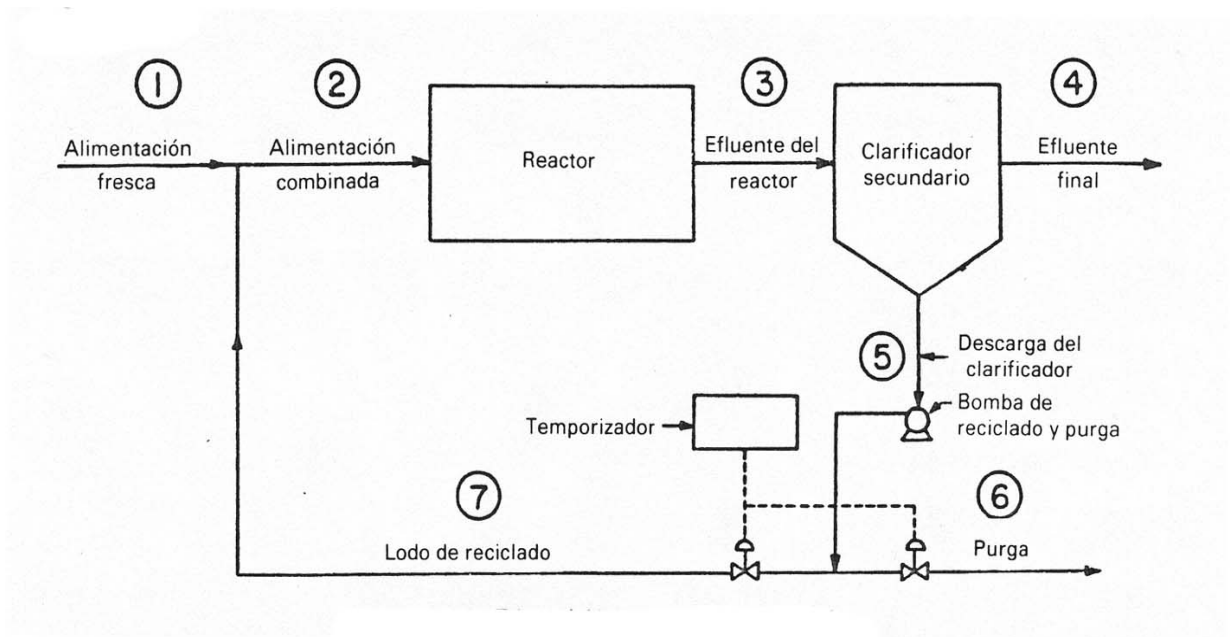
El diseño de las plantas de lodos activos se puede llevar a cabo a partir del conocimiento de los parámetros de diseño  $k$ ,  $Y$ ,  $k_d$ ,  $a$  y  $b$ .

Una variable fundamental seleccionada por el diseñador es la concentración de MLVSS ( $X_{V,a}$ ) en el reactor. Para trabajar con la concentración elegida tiene que calcularse el caudal de reciclado de lodo necesario. Normalmente,  $X_{V,a}$  está comprendida entre 2.000 y 3.000 mg/l para el caso de una planta convencional de lodos activos y entre 3.000 y 6.000 mg/l para el caso del proceso de aireación prolongada, según la bibliografía (**Ramalho, 1996**).

Otra variable fundamental que elige el proyectista es la concentración de MLVSS en el lodo reciclado ( $X_{V,u}$ ) que es asimismo igual a la concentración de MLVSS en la descarga del clarificador secundario y en la corriente de purga. Para alcanzar una sedimentación adecuada del lodo  $X_{V,u}$  debe estar

comprendida entre valores de 10.000 y 15.000 mg/l de MLVSS según la bibliografía (**Ramallo, 1996**).

En condiciones estacionarias no existe acumulación de lodo. Por ello, la producción neta de lodo en el reactor debe separarse de la purga. A efectos de cálculos en los balances de materia se supone que la purga es continua. En la práctica, esto se lleva a cabo normalmente de una forma intermitente mediante la disposición que se muestra en la **figura 7**, ya que frecuentemente es demasiado pequeña para justificar la extracción continua.

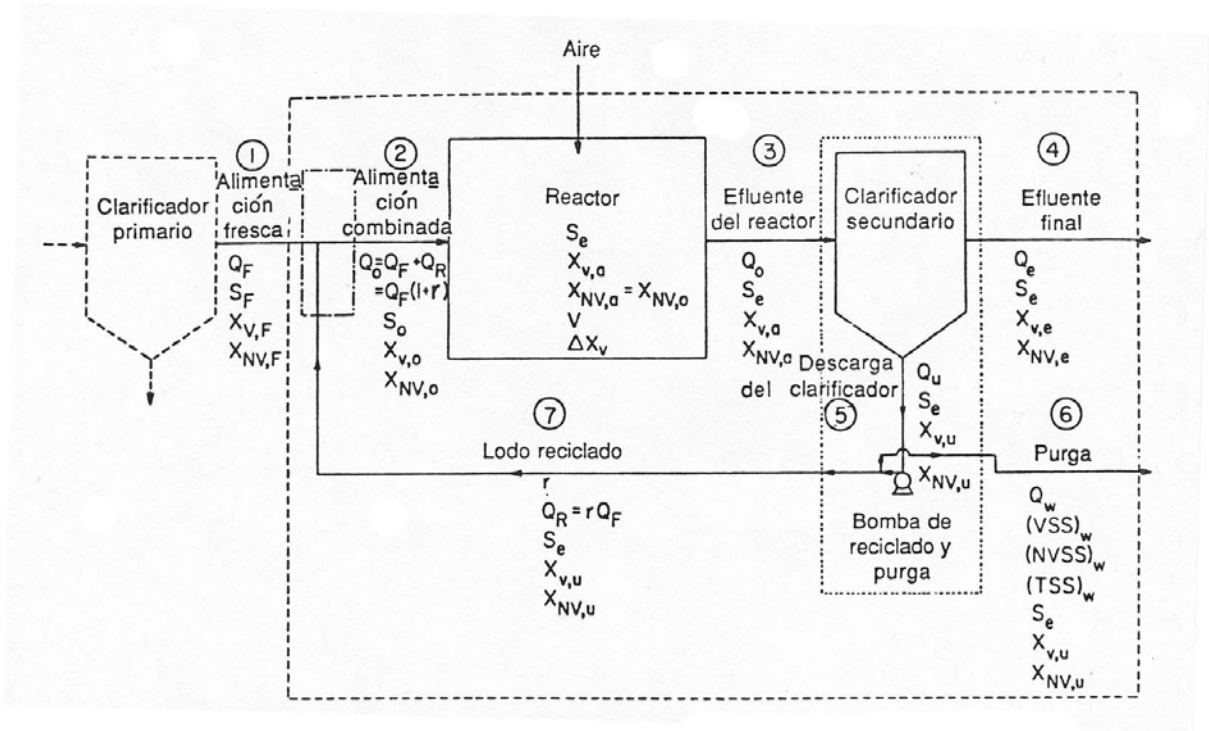


**Figura 7: Disposición para la purga de lodo**

Las líneas de purga y retorno están provistas de las válvulas que se indican en la **figura 7**. Las válvulas actúan por temporizadores para la purga intermitente de lodo (por ejemplo, 5 minutos cada hora). En el presente proyecto sólo se dispone de una válvula.

- Ecuaciones de diseño en función de las variables de la alimentación inicial.

Dado que en este apartado se hará referencia con asiduidad a la **figura 2**, se volverá a exponer a continuación:



**Figura 2: Proceso convencional de lodos activos**

Para diseñar una planta de lodos activos es deseable volver a escribir todas las ecuaciones de trabajo en función de las variables primarias correspondientes a la alimentación inicial, corriente 1 de la **figura 2**. Estas relaciones se obtienen fácilmente escribiendo balances de materia correspondientes al punto de mezcla, esto es, alrededor de la unión de la corriente de alimentación inicial con la corriente de reciclado, corriente 7, para formar la alimentación combinada.

1. Determinación de  $Q_0$

En el punto de mezcla de cumple que:

$$Q_F + Q_R = Q_o$$

$$\text{como } Q_R = rQ_F$$

La relación entre los caudales de  $Q_o$  y  $Q_F$ , viene dada por la expresión:

$$Q_o = Q_F(1+r) \quad (1)$$

## 2. Balance de materia para $S_o$

La DBO de la alimentación combinada,  $S_o$ , se calcula mediante un balance de DBO alrededor de la unión de la alimentación inicial y el lodo recirculado para formar la alimentación combinada (punto de mezcla).

$$DBO \text{ entrada} : Q_F S_F + Q_R S_e = Q_F S_F + rQ_F S_e \quad (2)$$

$$DBO \text{ salida} : Q_o S_o = Q_F(1+r)S_o \quad (3)$$

En condiciones de estado estacionario se tendría que:

$$(DBO \text{ entrada}) = (DBO \text{ salida})$$

$$Q_F S_F + rQ_F S_e = Q_F(1+r)S_o \quad (4)$$

Luego:

$$S_o = \frac{(S_F + rS_e)}{1+r} \quad (5)$$

El consumo de DBO en el reactor es:

$$S_o - S_e = \frac{(S_F + rS_e)}{(1+r)} - S_e$$

o

$$S_o - S_e = \frac{(S_F - S_e)}{(1+r)} \quad (6)$$

### 3. Balance de materia para $X_{V,o}$ y $X_{NV,o}$

La concentración de sólidos volátiles en la alimentación combinada,  $X_{V,o}$ , se establece también mediante un balance de materia alrededor del punto de mezcla. Procediendo de la misma forma que en el punto anterior.

$$VSS \text{ en la entrada} = Q_F X_{V,F} + Q_R X_{V,u} \quad (7)$$

$$VSS \text{ salida} = Q_O X_{V,o} \quad (8)$$

Por ello, en condiciones de equilibrio:

$$Q_F X_{V,F} + Q_R X_{V,u} = Q_O X_{V,o} \quad (9)$$

Utilizando la ecuación (1) y despejando  $X_{V,o}$ :



$$X_{V,o} = \frac{(X_{V,F} + rX_{V,u})}{(1+r)} \quad (10)$$

Si se plantea un balance de materia similar para la concentración de sólidos en suspensión no volátiles en la alimentación combinada ( $X_{NV,o}$ ), el resultado es:

$$X_{NV,o} = \frac{(X_{NV,F} + rX_{NV,u})}{(1+r)} \quad (11)$$

#### 4. Ecuaciones de diseño de las relaciones cinéticas

A partir de la ecuación desarrollada por la velocidad específica de consumo de sustrato (ecuación G),  $q = \frac{S_o - S_e}{t_h \cdot X_{V,a}}$ , y considerando la definición del tiempo hidráulico de residencia en el reactor,  $t_h = \frac{V}{Q_o}$ , así como las ecuaciones previamente obtenidas (ecuaciones 1 y 6) se obtiene lo siguiente:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}} \left( \frac{dS}{dt} \right)_a = \frac{S_o - S_e}{t_h \cdot X_{V,a}} = \frac{(S_F - S_e)/(1+r)}{\frac{V}{Q_o} \cdot X_{V,a}} = \frac{(S_F - S_e)/(1+r)}{\frac{V \cdot X_{V,a}}{Q_F(1+r)}} = \frac{S_F - S_e}{\frac{V}{Q_F} \cdot X_{V,a}} \quad (12)$$

El término  $V/Q_F$  en el denominador de esta ecuación es un tiempo de residencia ficticio para el reactor basado exclusivamente en la alimentación inicial  $Q_F$ , que a partir de aquí se indicará por  $t$ , esto es:

$$t = \frac{V}{Q_F} \quad (13)$$

Por lo tanto, la ecuación de diseño para la relación cinética se convierte en:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}} \left( \frac{dS}{dt} \right)_a = \frac{S_F - S_e}{X_{V,a} t} \quad (14)$$

En el caso de que el consumo de sustrato siga una cinética de primer orden,  $(dS/dt)_a = K S_e$ , la ecuación se convertiría en:

$$q = \frac{S_F - S_e}{X_{V,a} t} = k S_e \quad (15)$$

en la que  $k = K/X_{V,a}$ .

Para los casos en que la suposición de cinética de primer orden no sea aplicable debe usarse la ecuación (14) con la expresión general de  $(dS/dt)_a$ , dada por la ecuación de Monod.

## 5. Ecuaciones de diseño para la producción neta de biomasa

Para el caso de reactor continuo de laboratorio se había desarrollado la ecuación H para la producción neta de biomasa  $\Delta X_V$  (kg MLVSS/d),  $\Delta X_V = Y(S_o - S_e)Q_o - k_d X_{V,a} V$ . Si en esta ecuación,  $(S_o - S_e)$  y  $Q_o$  se sustituyen por los valores dados en las ecuaciones (6) y (1), respectivamente, se obtiene una ecuación de diseño:

$$\Delta X_V = Y \left( \frac{S_F - S_e}{1+r} \right) Q_F (1+r) - k_d X_{V,a} V = Y (S_F - S_e) Q_F - K_d X_{V,a} V \quad \text{ecuación H}$$

El significado físico del término de síntesis  $Y(S_F - S_e)Q_F$  es claro. La alimentación combinada  $Q_o$  debe imaginarse como dos corrientes hipotéticas separadas (**figura 8**).

Para la corriente  $Q_F$ , la DBO soluble se reduce desde  $S_F$  a  $S_e$ , sintetizándose un lodo biológico como resultado de esta reducción de DBO en la cantidad  $Y(S_F - S_e)Q_F$ . La otra corriente,  $Q_R$ , entra y abandona el reactor con la misma concentración de DBO soluble sin alterarse, esto es,  $S_e$ . Por lo tanto, no contribuye a la síntesis de lodo biológico.

El tiempo de residencia  $t$  que se define mediante la ecuación (13) y que aparece en la ecuación (14), se refiere exclusivamente a la corriente hipotética  $Q_F$ . De la definición de tiempo de residencia hidráulico,  $t_h$ , de la ecuación (13) y de la de  $Q_o$  según la ecuación (1) se deduce que:

$$t_h = t / (1 + r) \quad (16)$$

En los procesos típicos convencionales de lodos activos, el tiempo de residencia,  $t$ , se encuentra comprendido en el intervalo 4 a 8 h. Debido a que el tiempo de residencia hidráulico ( $t_h$ ) depende de la relación de reciclado, es mucho más adecuado caracterizar un producto aerobio dado, que se lleva a cabo en un reactor continuo con reciclado, en función del tiempo de residencia  $t$  basándose exclusivamente en la alimentación inicial  $Q_F$ . Por ello, y a efectos de diseño, puede utilizarse exclusivamente el tiempo  $t$ .

6. Ecuación de diseño de la utilización de oxígeno

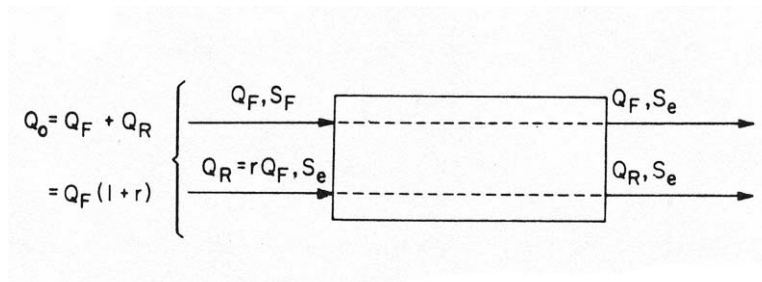
Al sustituir  $(S_o - S_e)$  y  $Q_o$  por los valores dados por las ecuaciones (6) y (1) respectivamente en la ecuación para calcular la cantidad de oxígeno necesario para el proceso de aireación:

$$kgO_2/d = 86,4 a S_r Q_o + 10^{-3} b X_{v,a} V \quad (17)$$

se obtiene lo siguiente:

$$kgO_2/d = 86,4 a (S_F - S_e) Q_F + 10^{-3} b X_{v,a} V \quad (18)$$

El significado del término  $a(S_F - S_e)Q_F$  es análogo al de la ecuación H. Sólo la corriente  $Q_F$  de la **figura 8** consume oxígeno, ya que la corriente  $Q_r$  entra y sale del reactor sin modificarse.



**Figura 8: Diagrama correspondiente a la ecuación (16)**

7. Ecuación de diseño de la relación A/M

Al observar la **figura 8** se desprende que la cantidad real de sustrato suministrada como alimento a los microorganismos es  $Q_F S_F$ , ya que la corriente

$Q_R$  entra y abandona el reactor sin modificación alguna. Por lo tanto, la ecuación:

$$\frac{A}{M} = \frac{Q_o S_o}{X_{V,a} V} \quad (19)$$

definida anteriormente, puede describirse como sigue:

$$\frac{A}{M} = \frac{Q_F S_F}{X_{V,a} V} = \frac{S_F}{X_{V,a} t} \quad (20)$$

en función del tiempo de residencia,  $t$ , basado exclusivamente en la corriente de alimentación inicial  $Q_F$ . En consecuencia, las ecuaciones definidas anteriormente:

$$t_h = \frac{S_o}{[X_{V,a} (A/M)_{opt}]} \quad (21)$$

y

$$\left( \frac{A}{M} \right)_{opt} = \frac{S_o}{X_{V,a} t_h} \quad (22)$$

pueden escribirse respectivamente como sigue:

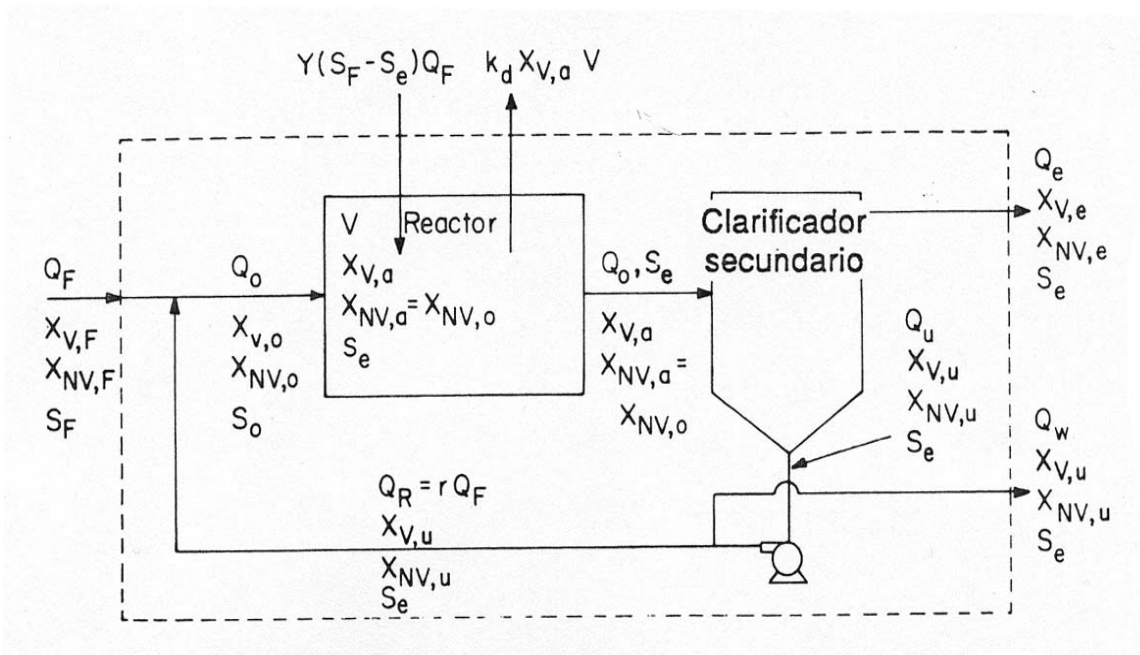
$$t_h = \frac{S_F}{[X_{V,a} (A/M)_{opt}]} \quad (23)$$

$$\left(\frac{A}{M}\right)_{opt} = \frac{S_F}{X_{V,a}t} \quad (24)$$

### - Producción total de lodos

La corriente de purga (corriente 6) contiene sólidos en suspensión volátiles y no volátiles. Puede obtenerse una expresión de los lodos totales en la corriente de purga estableciendo un balance global de sólidos en suspensión de toda la planta. Se hace referencia al diagrama simplificado (**figura 9**) y al circuito global indicado por la línea punteada de la figura 2.

Se escriben balances globales separados para los sólidos volátiles y no volátiles.



**Figura 9: Balance global de sólidos en suspensión en las plantas de lodos activos**

a) Balance de materia de sólidos en suspensión volátiles. Se suponen las siguientes condiciones para escribir este balance:

- Se selecciona una concentración en equilibrio de MLVSS en el reactor ( $X_{V,a}$ ). Para el caso de plantas de lodos convencionales de lodos activos se supone un valor de  $X_{V,a}$  entre 2.000 y 3.000 mg/l, y para el proceso de aireación prolongada un valor entre 3.000-6.000 mg/l según la bibliografía (**Ramalho, 1996 y Hernández Lehmann, 1997**).
- La producción de biomasa por síntesis en el reactor viene dada por  $Y(S_F - S_e)Q_F$  ( la flecha indica la entrada de VSS en el sistema)
- La biomasa perdida por respiración endógena viene dada por  $K_d X_{V,a} V$  (la flecha indica salida de VSS del sistema)
- La alimentación inicial contiene una concentración de VSS indicada por  $X_{V,F}$ . Con frecuencia, esta aportación de VSS al sistema con la alimentación inicial es despreciable, ya que normalmente no hay aireación apreciable aguas arriba del reactor y, en consecuencia, poca oportunidad para la formación de biomasa.
- La biomasa purgada viene dada por  $Q_W X_{V,u}$ .
- Parte de los VSS se pierden en el rebosadero del clarificador secundario. En los clarificadores diseñados adecuadamente esta cantidad ( $Q_e X_{V,e}$ ) debe ser muy pequeña.

De estas consideraciones, el balance de VSS alrededor del circuito punteado de la **figura 9** es el indicado en la **tabla 7**:

Tabla 7: Balance de VSS

VSS que entran (Kg/d)	VSS que salen (Kg/d)
1. En la alimentación inicial: $Q_F X_{V,F}$ 2. Por síntesis en el reactor: $Y(S_F - S_e)Q_F$	1. En la corriente de purga: $(VSS)_W = Q_W X_{V,u}$ 2. En el rebosadero del clarificador: $Q_e X_{V,e}$ 3. Perdidos por respiración endógena: $k_d X_{V,a} V$

Por todo ello, en condiciones estacionarias:

$$Y(S_F - S_e)Q_F + Q_F X_{V,F} = (VSS)_W + K_d X_{V,a} V + Q_e X_{V,e} \quad (25)$$

$$(VSS)_W = Q_W X_{V,u} = Y(S_F - S_e)Q_F - K_d X_{V,a} V - Q_e X_{V,e} + Q_F X_{V,F} \quad (26)$$

Donde:

$$\Delta X_V = Y(S_F - S_e)Q_F - K_d X_{V,a} V \quad (H)$$

por lo que queda:

$$(VSS)_W = Q_W X_{V,u} = \Delta X_V - Q_e X_{V,e} + Q_F X_{V,F} \quad (27)$$

La ecuación (28) establece que los VSS en la corriente de purga igualan la producción neta en el reactor más los VSS que entran en la alimentación inicial menos los VSS perdidos en el rebosadero del clarificador secundario.



b) Balance de materia de los sólidos en suspensión no volátiles. Este balance de materia se establece directamente observando la **figura 9 (tabla 8)**.

**Tabla 8: Balance global de materia de los NVSS**

NVSS que entran (Kg/d)	NVSS que salen (Kg/d)
1. En la alimentación inicial: $Q_F X_{NV,F}$	1. En la corriente de purga: $(NVSS)_W = Q_W X_{NV,u}$ 2. En el rebosadero del clarificador: $Q_e X_{NV,e}$

Por ello, en condiciones estacionarias:

$$Q_F X_{NV,F} = (NVSS)_W + Q_e X_{NV,e} \quad (28)$$

o:

$$(NVSS)_W = Q_W X_{NV,u} = Q_F X_{NV,F} - Q_e X_{NV,e} \quad (29)$$

Del balance global de agua residual deducido anteriormente, se obtiene:

$$Q_F = Q_e + Q_W \quad (30)$$

se despeja  $Q_e$  y se sustituye en la ecuación (30), quedando:

$$(NVSS)_W = Q_W X_{NV,u} = Q_F (X_{NV,F} - X_{NV,e}) + Q_W X_{NV,e} \quad (31)$$

Con las ecuaciones (27) y (31), la producción total de lodos es:

$$\begin{aligned}
 (TSS)_W &= (VSS)_W + (NVSS)_W = \\
 &= Y(S_F - S_e)Q_F - K_d X_{V,a} V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e} + Q_F (X_{NV,F} - X_{NV,e}) + Q_W X_{NV,e}
 \end{aligned}
 \tag{32}$$

**- Balance de materia para la determinación de la relación de reciclado**

Puede obtenerse una expresión de la relación de reciclado ( $r = Q_R/Q_F$ ) estableciendo un balance de materia de los VSS alrededor del clarificador secundario en la **figura 2, (tabla 9)**.

**Tabla 9: Balance de VSS en el clarificador secundario**

VSS que entran (Kg/d)	VSS que salen (Kg/d)
1. En el efluente del reactor: $Q_o X_{V,a} = Q_F(r+1)X_{V,a}$	1. En el efluente del clarificador: $Q_e X_{V,e}$ 2. En la corriente de purga (ecuación 27): $(VSS)_W = \Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e}$ 3. En el lodo reciclado: $Q_R X_{V,u} = r Q_F X_{V,u}$

Por ello, en condiciones estacionarias:

$$Q_F(r+1)X_{V,a} = Q_e X_{V,e} + \Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e} + rQ_F X_{V,u} \tag{33}$$

Simplificando y despejando r, se obtiene:

$$r = \frac{Q_F X_{V,a} - \Delta X_V - Q_F X_{V,F}}{Q_F (X_{V,u} - X_{V,a})} \tag{34}$$

Normalmente, los términos  $\Delta X_V$  y  $Q_F X_{V,F}$  en el numerador de esta ecuación son pequeños al compararlos con el término  $Q_F X_{V,a}$ . Despreciando estos dos términos se obtiene una ecuación aproximada de la relación de reciclado  $r$ :

$$r = \frac{X_{V,a}}{(X_{V,u} - X_{V,a})} \quad (35)$$

Debido a que  $X_{V,a}$  y  $X_{V,u}$  son variables fundamentales seleccionadas por el diseñador, la ecuación (35) permite una estimación aproximada de la relación de reciclado en las primeras etapas del proceso de diseño. Puede entonces, utilizarse la ecuación (5) para obtener una aproximación de  $S_0$ . Esto resulta útil para planificar los experimentos de laboratorio en el reactor continuo en el que se determinan las relaciones cinéticas. Los valores de la DBO seleccionados para la corriente de alimentación en los experimentos de laboratorio deben situarse con preferencia dentro de un intervalo tal, que incluya el valor de  $S_0$  estimado.

**- Expresiones que definen el caudal de purga  $Q_W$  y el rebosamiento del clarificador  $Q_e$**

Sustituyendo  $Q_e$  en la ecuación (27) por el valor dado resultante de despejar en la ecuación (30) y despejando  $Q_W$  se obtiene:

$$Q_W = \frac{\Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_F X_{V,e}}{X_{V,u} - X_{V,e}} \quad (36)$$

Y de las ecuaciones (30) y (36) se obtiene:

$$Q_e = Q_F - \frac{\Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_F X_{V,e}}{X_{V,u} - X_{V,e}} \quad (37)$$

### - Cálculo del tiempo de residencia en el reactor

El tiempo de residencia del reactor se calcula mediante dos criterios diferentes con objeto de determinar cual de ellos controla el diseño. Estos dos criterios son:

- Calidad del efluente, que debe cumplir con las especificaciones impuestas por la legislación. La calidad del efluente depende del consumo de DBO soluble dado por la ecuación (15), que resulta para  $t$ , admitiendo cinética de primer orden:

$$t = \frac{S_F - S_e}{kX_{V,a}S_e} \quad (38)$$

- Carga orgánica, valorada a partir de la relación A/M de floculación y decantación óptima del lodo. Viene dado por la ecuación (23).

Los tiempos de residencia calculados para cumplir estos dos criterios suelen ser diferentes. En el caso de aguas residuales conteniendo sustratos fácilmente biodegradables es probable que el tiempo de residencia calculado con la ecuación (38) sea menor que el requerido para cumplir los requisitos de decantación óptima del lodo según la ecuación (23). Por otra parte, en el caso de aguas residuales conteniendo sustratos de difícil biodegradabilidad el tiempo de residencia calculado según la ecuación (38) probablemente controlará el diseño.

Debe recordarse que el tiempo de residencia calculado en función del consumo de DBO, ecuación (38), debe ser el correspondiente a la temperatura

crítica invernal de diseño ( $k$  inferior), pues ese será el valor que controle el proceso.

La elección final del tiempo de residencia de diseño se hace con el objetivo de conseguir un consumo adecuado de la DBO soluble (o lo que es lo mismo, una calidad de efluente aceptable) y para obtener, al mismo tiempo, un lodo de fácil sedimentación, o sea, que caiga dentro del intervalo A/M que conducen a ello. Lo probable es que sea o bien el mayor de los dos valores calculados de  $t$ , o uno de compromiso entre ambos.

Una vez elegido el tiempo de residencia de diseño, se calcula el volumen del reactor con la ecuación (13) según la cual  $V = Q_F t$ . Con la ecuación (20) se calcula asimismo la relación real de A/M empleando el tiempo  $t$ , seleccionado.

También con el  $t$  de diseño se calcula el valor real de  $S_e$ . Despejando  $S_e$  de la ecuación (38):

$$S_e = \frac{S_F}{(1 + kX_{v,a}t)} \quad (39)$$

Con la ecuación (39) deben calcularse los valores reales de  $S_e$  con las temperaturas críticas de verano e invierno, utilizando los valores adecuados de la constante de velocidad corregidos por temperatura. Como es natural, para peores condiciones (operación invernal) el valor de  $S_e$  real debe seguir cumpliendo los requisitos mínimos de calidad.

**- Consumo de nutrientes**

Para la degradación aerobia biológica de las aguas residuales se necesita una cantidad adecuada de ciertos nutrientes. Los nutrientes necesarios son nitrógeno, fósforo, calcio, magnesio y vitaminas. La mayoría de estos nutrientes, que se requieren en cantidades trazas, se encuentran normalmente presentes en las aguas residuales. Sin embargo, muchas aguas residuales industriales son deficientes en nitrógeno y fósforo.

Las cantidades de nitrógeno y fósforo requeridas se estiman mediante el procedimiento que se describe a continuación. Si existe deficiencia se corrige añadiendo al reactor aerobio las cantidades calculadas de compuestos que contengan nitrógeno y fósforo. No obstante, en nuestro caso se comprobará que no es necesario suministrar ninguna cantidad de los nutrientes requeridos al agua residual a tratar.

La estimación de las necesidades de nitrógeno y fósforo se basa en el hecho de que los MLVSS purgados ( $\Delta X_V$ , kg/d) contienen aproximadamente el 2% de su peso seco como fósforo y el 12% como nitrógeno. Así, para estimar las necesidades de nitrógeno y fósforo se deben considerar los siguientes aspectos:

- Pesos de estos nutrientes que se pierden por purga de MLVSS, esto es:

Nitrógeno:  $0,12 \Delta X_V$  [kg/d]

Fósforo:  $0,02 \Delta X_V$  [kg/d]

- Pesos de estos nutrientes que se pierden en el efluente (efluente total =  $Q_e + Q_W = Q_F$ ). Las concentraciones de nitrógeno y fósforo solubles presentes en el efluente se estiman iguales a 1,0 y 0,5 mg/l respectivamente para un agua

residual urbana, según la bibliografía (**Ramalho, 1996**). Por ello, las cantidades de nitrógeno y fósforo perdidas en el efluente son:

Nitrógeno:  $86,4 Q_F (1,0)$  [kg/d]

Fósforo:  $86,4 Q_F (0,5)$  [kg/d]

En la que  $Q_F$  viene dado en  $m^3/s$ . Por lo tanto, las necesidades totales de nitrógeno y fósforo vienen dadas por las sumas de estas estimaciones, ecuaciones (40) y (41):

Nitrógeno:  $0,12 \Delta X_V + 86,4 Q_F (1,0)$  [kg/d] ecuación (40)

Fósforo:  $0,02 \Delta X_V + 86,4 Q_F (0,5)$  [kg/d] ecuación (41)

La cantidad total de N y P disponible en la alimentación inicial, se calcula como sigue:

N disponible:  $86,4 Q_F [NTK]$  [kg/d] ecuación (42)

en la que NTK = concentración de nitrógeno total Kjeldahl en la alimentación inicial (mg/l como N).

P disponible :  $86,4 Q_F (P)$  [kg/d] ecuación (43)

en la que el P = fósforo en la alimentación inicial (mg/l como P).

Si las cantidades de N y P disponibles son mayores que las requeridas no se necesita adición. Por el contrario, si resulta necesario, la adición de las cantidades deficitarias debe hacerse bajo la forma de cantidades calculadas de

soluciones adecuadas que se introducen en el reactor biológico. En las plantas de lodos activos, las necesidades de nitrógeno y fósforo se cubren mediante la adición de  $\text{NH}_3$  anhidro o acuoso,  $\text{PO}_4\text{H}_3$  o  $\text{PO}_4\text{NH}_3$ .

**- Estimación de la temperatura de operación en el reactor biológico.**

La aplicación de la ecuación de dependencia de temperatura lleva a la conclusión de que el valor de la constante de velocidad biocinética  $K$  se duplica, aproximadamente, por cada aumento de  $10^\circ\text{C}$  de temperatura. La ecuación para la determinación de esta constante de velocidad será:

$$K_{T_w} = K_{20} \theta^{(T_w - 20)} \quad (44)$$

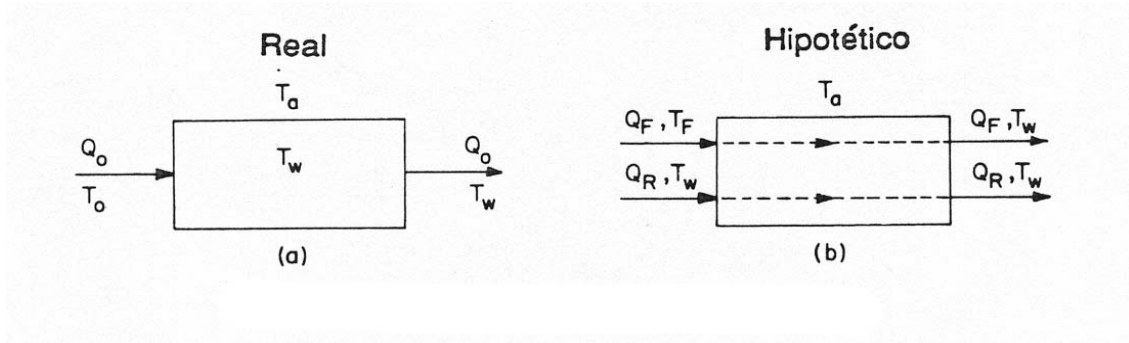
en la que  $T_w$  corresponde a la temperatura del agua residual en el reactor en  $^\circ\text{C}$ . En las estimaciones que siguen se utilizará un valor de  $\theta = 1,03$  tomado de la bibliografía (**Ramalho, 1996**). El efecto de la temperatura sobre los otros parámetros biocinéticos es menos crítico y se describirá posteriormente.

Resulta importante, en consecuencia, estimar la temperatura de operación ( $T_w$ ) del reactor biológico con objeto de corregir la constante de velocidad,  $k$ , obtenida en el laboratorio (probablemente a  $T \sim 20^\circ\text{C}$ ) hasta condiciones reales de operación, utilizando la ecuación (44). Evidentemente resultaría preferible determinar la constante de velocidad  $K$  en el reactor de laboratorio en un intervalo de temperaturas de operación que comprenda las condiciones extremas de diseño de verano e invierno. De esta forma, no serían necesarias las correcciones mediante la ecuación (44).

La estimación de  $T_w$  se realiza estableciendo un balance térmico en el reactor (**figura 10**). La alimentación total al reactor puede dividirse en dos corrientes hipotéticas: la alimentación inicial  $Q_F$  y la alimentación de reciclado



$Q_R$ . La corriente de reciclado entra y abandona el reactor a la temperatura  $T_w$  y, por lo tanto, no contribuye al balance térmico.



**Figura 10: Balance térmico al reactor aerobio**

Sean:

$T_w$  = temperatura del licor en el reactor, °C

$T_F$  = temperatura de la alimentación, °C

$T_a$  = temperatura ambiente, °C

$h$  = coeficiente global de transmisión de calor entre licor mezcla y el ambiente, kcal/(h·m<sup>2</sup>·°C)

$m_F$  = caudal másico de la alimentación fresca, kg/h =  $3,6 \cdot 10^6 Q_F$  (donde  $Q_F$  está expresado en m<sup>3</sup>/s)

$A$  = superficie de transferencia del licor en la balsa, m<sup>2</sup>

$C$  = calor específico del licor (se toma igual a 1 kcal/(kg ·°C))

El cambio entálpico en el afluente es:

$$m_F \frac{kg}{h} \times 1,0 \frac{kcal}{kg^{\circ}C} \times (T_F - T_W) = 3,6 \cdot 10^6 Q_F (T_F - T_W) kcal/h$$

Las pérdidas de calor en el ambiente vienen dadas por:

$$h \left[ \frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C} \right] \times A [m^2] \times (T_W - T_a) [^{\circ}C] = hA(T_W - T_a) kcal/h$$

Por lo tanto en condiciones de equilibrio, despreciándose el calor de reacción correspondiente a la oxidación de sustrato, se puede escribir:

$$3,6 \cdot 10^6 Q_F (T_F - T_W) = hA(T_W - T_a) \quad (45)$$

Haciendo  $h/3,6 \cdot 10^6 = F$

$$Q_F (T_F - T_W) = FA(T_W - T_a) \quad (46)$$

y despejando  $T_W$  queda:

$$T_W = \frac{AFT_a + Q_FT_F}{AF + Q_F} \quad (47)$$

El valor del coeficiente global de transferencia de calor,  $h$ , depende de muchas variables tales como la potencia de los aireadores, velocidad del viento, radiación solar, humedad relativa del aire y geometría de la balsa de aireación. Entre estas variables, la más significativa para el caso de los reactores de lodos activos es la potencia requerida. Una aproximación rápida que suele utilizarse con frecuencia en las balsas de lodos activos consiste en establecer la igualdad (**Ramalho, 1996**):

$$hA = 1134(HP) \quad (48)$$

siendo 1134 kcal/(HP·h·°C) la cantidad de calor liberada por 1HP en una hora para un cambio de 1°C de temperatura. Gracias a esto, la ecuación (45) puede escribirse en la forma:

$$3,6 \cdot 10^6 Q_F (T_F - T_W) = 1134(HP)(T_W - T_a) \quad (49)$$

Despejando  $T_W$  en (49) se obtiene:

$$T_W = \frac{1134(HP)T_a + 3,6 \cdot 10^6 Q_F T_F}{1134(HP) + 3,6 \cdot 10^6 Q_F} \quad (50)$$

En la aplicación de la ecuación (50) para la estimación de la temperatura de la balsa,  $T_W$ , hay una dificultad, que puede fácilmente apreciarse observando el procedimiento de diseño de las plantas de lodos activos que se verá posteriormente. En efecto, la potencia requerida puede calcularse solamente en una etapa posterior del proceso de diseño. En consecuencia debe utilizarse un procedimiento iterativo para estimar  $T_W$  con la ecuación (50) y posteriormente volver a calcular la potencia requerida. Si la potencia recalculada concuerda con el valor previamente establecido, se toma como correcta. Si no, se comienza un nuevo proceso iterativo con el nuevo valor de la potencia calculada, se halla un valor de  $T_W$  con la ecuación (50) y así sucesivamente, hasta que haya concordancia dentro de una desviación previamente permitida entre dos pares consecutivos de valores de potencia y  $T_W$ .

La suposición del valor preliminar de la potencia requerida puede hacerse mediante una estimación rápida que se describe a continuación. Lógicamente, cuanto más cerca de la realidad esté el valor de la potencia supuesta, más rápida será la convergencia del proceso iterativo descrito hasta aquí.

La regla de estimación rápida de la potencia requerida establece que en las plantas de lodos activos se consumen de 20 a 22 kg de DBO<sub>5</sub> por HP según la bibliografía (**Ramalho, 1996**), esto es:

$$HP \approx \frac{kgDBO_5/d}{(20 \text{ a } 22)kgDBO_5/HP \times d} \quad (51)$$

Los kg de DBO<sub>5</sub> que se consumen diariamente pueden calcularse fácilmente a partir de:

$$kgDBO_5/d = 86,4Q_F(S_F - S_e) \quad (52)$$

en la que Q<sub>F</sub> tiene unidades de m<sup>3</sup>/s y (S<sub>F</sub> - S<sub>e</sub>) unidades de DBO<sub>5</sub> en mg/l. Consecuentemente, la estimación inicial de la potencia se obtiene a partir de:

$$\frac{86,4Q_F(S_F - S_e)}{20 \text{ a } 22} = HP \quad (53)$$

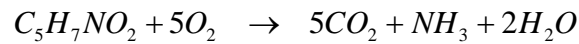
#### **- Efecto de la temperatura de la balsa de aireación sobre otros parámetros cinéticos**

El efecto de la temperatura T<sub>w</sub>, sobre la constante de velocidad ha sido descrito anteriormente. Para el caso del coeficiente de descomposición microbiana k<sub>d</sub> se ha encontrado que, dentro de los márgenes normales de temperatura de operación, el efecto de la temperatura puede también describirse, aproximadamente, mediante la ecuación:

$$k_{d,T_w} = k_{d,20} \theta^{(T_w - 20)} \quad (54)$$

en la que se elige con frecuencia un valor de  $\theta$  comprendido entre 1,03 y 1,06.

Ya que los parámetros  $b$  y  $k_d$  están teóricamente relacionados entre sí por la ecuación  $b/k_d = 160/113 = 1,42$ . Considerando como fórmula química de los VSS,  $C_5H_7NO_2$ , la oxidación celular correspondiente a la respiración endógena viene dada por:



Pesos moleculares: 113       $5 \times 32 = 160$

Es razonable suponer que la dependencia de  $b$  con la  $T_w$  pueda estimarse asimismo dentro del margen normal de temperaturas de operación a partir de:

$$b_{T_w} = b_{20} \theta^{(T_w - 20)} \quad (55)$$

Las relaciones  $Y$  y  $a$  parecen ser mucho menos sensibles a los cambios de temperatura. Más aún, la cantidad de datos disponibles sobre el efecto de la temperatura en los parámetros  $Y$  y  $a$  es insuficiente para el desarrollo de modelos matemáticos adecuados. Como estos parámetros son relativamente insensibles a los cambios de temperatura y teniendo en cuenta la dificultad para estimar este efecto, el desarrollo del proceso de diseño de plantas de lodos activos que se describirá posteriormente se hará suponiendo que estos parámetros son básicamente independientes de la temperatura.

#### - Balance de materia de los sólidos no volátiles en suspensión

Con objeto de completar los balances de materia del diagrama de flujo de la **figura 2**, deben establecerse las concentraciones  $X_{NV,F}$ ,  $X_{NV,o} = X_{NV,a}$ ,  $X_{NV,e}$  y  $X_{NV,u}$ .

El procedimiento normal consiste en la selección de la fracción de sólidos volátiles en los MLSS, o sea la fracción volátil de los sólidos en suspensión en el reactor y en el efluente del mismo. Sea  $F_v$  dicha fracción:

$$F_V = \frac{X_{V,a}}{X_{V,a} + X_{NV,a}} \quad (56)$$

Normalmente, se propone un diseño sobre la base de una concentración del 80 al 90% de sólidos volátiles en el reactor según la bibliografía (**Ramalho, 1996**), esto es:

$$0,8 < F_V < 0,9 \quad (57)$$

Ya que  $X_{V,a}$  es una especificación de diseño (en el caso a tratar se ha seleccionado 4.000 mg/l),  $X_{NV,a}$  es en cambio un valor calculado. Despejando  $X_{NV,a}$  en la ecuación (56):

$$X_{NV,a} = \frac{(1 - F_V)X_{V,a}}{F_V} = X_{NV,o} \quad (58)$$

Nótese en la **figura 2** que  $X_{NV,o} = X_{NV,a}$ . El valor de  $X_{NV,u}$  se obtiene fácilmente mediante un balance de materia de los sólidos alrededor del clarificador secundario. Para llevar a cabo esta balance el proyectista debe especificar la pérdida de NVSS permisible en el efluente del clarificador. Normalmente el clarificador se diseña para una captura de sólidos próxima al 100% (lo que significa  $X_{NV,e} \sim 0$ , en este caso concreto es de 3 mg/l). El balance de materia de NVSS alrededor del clarificador secundario es:

$$Q_o X_{NV,a} = Q_e X_{NV,e} + Q_u X_{NV,u}$$

a partir de la cual, utilizando la ecuación (1) y despejando  $X_{NV,u}$ :

$$X_{NV,u} = \frac{[Q_F(r+1)X_{NV,a} - Q_e X_{NV,e}]}{Q_u} \quad (59)$$

Si se supone que  $X_{NV,e} \sim 0$ , un balance aproximado de materia para  $X_{NV,u}$  es:

$$X_{NV,u} \approx \frac{[Q_F(r+1)X_{NV,a}]}{Q_u} \quad (60)$$

Finalmente, se establece el valor de  $X_{NV,F}$  mediante un balance de los NVSS alrededor del punto de unión de la alimentación inicial con la corriente de reciclado para formar la alimentación combinada. Este balance de materia es:

$$Q_F X_{NV,F} + Q_R X_{NV,u} = Q_o X_{NV,o} = Q_o X_{NV,a} \quad (61)$$

Utilizando la ecuación (1) y la ecuación:

$$Q_R = rQ_F \quad (62)$$

y despejando  $X_{NV,F}$  se obtiene:

$$X_{NV,F} = (r+1)X_{NV,a} - rX_{NV,u} \quad (63)$$

Este valor de  $X_{NV,F}$  es el que resulta compatible con la selección hecha por el proyectista de la fracción  $F_V$  de sólidos volátiles en suspensión en el reactor y de los criterios de diseño del clarificador secundario.

#### - DBO total del efluente en las plantas de lodos activos

Hasta el momento sólo se ha considerado la  $DBO_5$  soluble del efluente ( $S_e$ ). A ésta debe añadirse la contribución de la  $DBO_5$  correspondiente a los sólidos volátiles en suspensión en el efluente final (corriente 4, **figura 2**). En general, la concentración de VSS en este efluente final es muy pequeña, ya que el clarificador secundario ha sido dimensionado para una captura de sólidos prácticamente del 100%. Por lo tanto, la contribución de la  $DBO_5$

insoluble al efluente de desprecia frecuentemente. A pesar de todo, cuando resulta necesario, puede estimarse esta contribución a la  $DBO_5$  correspondiente a los sólidos volátiles en suspensión.

Para el caso de las plantas de lodos activos, la contribución de los VSS del efluente a la  $DBO_5$  total del mismo puede correlacionarse, para un lodo específico, a la relación  $A/M$ . En la **figura 11** se muestra una correlación típica para un lodo específico. En este caso:

$$DBO_{5total} = S_e + \psi X_{V,e} \text{ [mg/l]} \quad (64)$$

en la que  $\psi$  se determina gráficamente como función de la relación  $A/M$ .

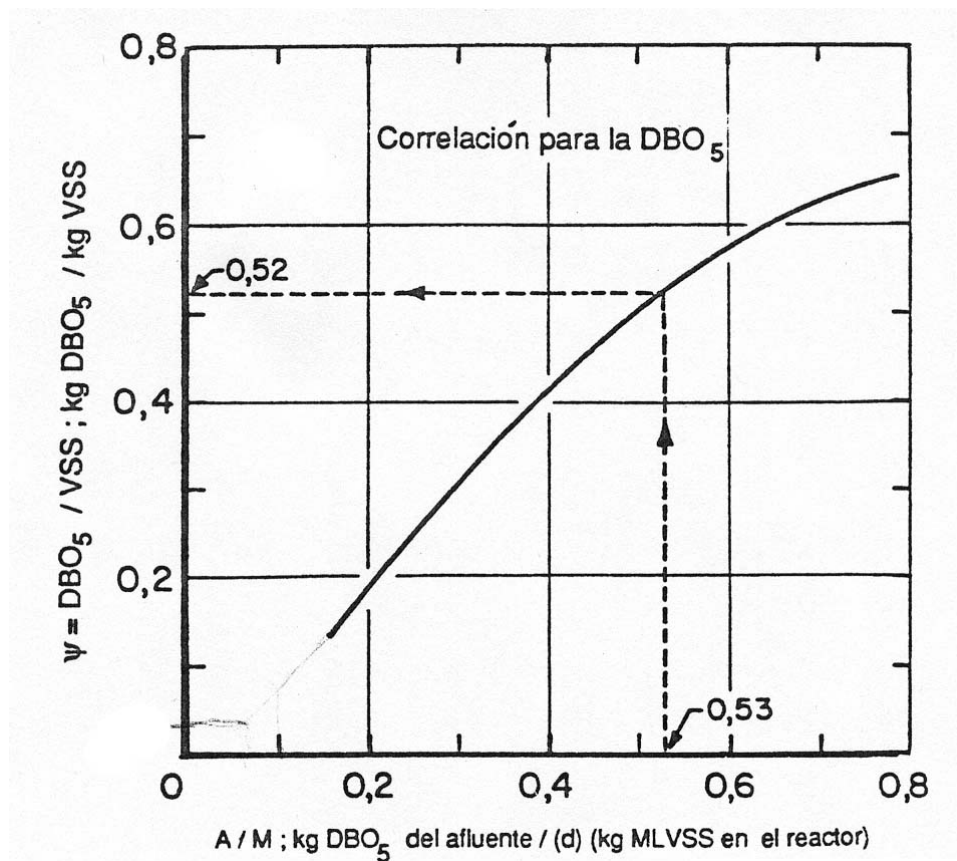


Figura 11: Correlación de  $\psi$  en función de  $A/M$  obtenido para los VSS



## - Procedimiento de diseño de las plantas de lodos activos

A continuación se describe un procedimiento de diseño por etapas de las plantas de lodos activos. Más adelante se hará el tratamiento considerando nitrificación-desnitrificación.

Antes de comenzar el procedimiento de cálculo, se muestra una lista de datos básicos requeridos y de los criterios fundamentales de diseño.

### I. Datos de la alimentación inicial

- Caudal:  $Q_F$ ,  $m^3/s$ .
- $S_F$ ,  $DBO_5$ .
- Sólidos volátiles en la alimentación inicial,  $X_{VF}$ .
- Alcalinidad de la alimentación inicial (normalmente en  $mg/l$  de  $CaCO_3$  equivalente).
- Nitrógeno total Kjeldahl y fósforo en la alimentación inicial,  $mg/l$  de N y P respectivamente.
- Temperatura de la alimentación inicial,  $T_F$  (temperaturas críticas de verano e invierno).

### II. Datos sobre la calidad del efluente

- $S_e$ ,  $mg/l$  de  $DBO_5$ .
- Sólidos en suspensión en el efluente,  $X_{NV,e}$ ,  $X_{V,e}$  (criterios de diseño del clarificador secundario).

### III. Información para el diseño del reactor biológico

- Valor de diseño de la concentración de MLVSS,  $X_{V,a}$  y valor seleccionado de la concentración de VSS en la corriente de reciclado ( $X_{V,u}$ ).
- Base de diseño para la fracción de sólidos volátiles en el reactor,  $F_V$ .

- Temperatura del aire ambiente  $T_a$  (temperaturas críticas de verano e invierno).
- Parámetros biocinéticos a temperatura de laboratorio:  $k$ ,  $Y$ ,  $k_d$ ,  $a$  y  $b$ . Valores de  $\theta$  (ecuación de Arrhenius) para las correcciones de temperatura de estos parámetros.
- Información sobre las características de sedimentación de los VSS (correlación de VSZ o IVL con la relación A/M).
- Correlación para calcular la contribución de la DBO<sub>5</sub> de los VSS en el rebosadero del clarificador secundario.

#### IV. Información para la elección de aireadores y su disposición

- Características del aireador.
- Nivel de diseño de OD en la balsa de aireación.
- Parámetros  $\alpha_{20^\circ\text{C}}$  y  $\beta$  y presión atmosférica.

El procedimiento de cálculo de diseño por etapas es como sigue, según bibliografía (**Ramalho, 1996**):

**Paso 1.** Se calcula la cantidad de sustrato consumida por día en kg/día.

**Paso 2.** Se realiza una estimación preliminar de la potencia requerida para la aireación, en HP (ecuación 53). Esta estimación preliminar se verificará en el paso 8.1 y si no hubiera acuerdo en los límites preestablecidos se seguirá un procedimiento iterativo hasta alcanzar la convergencia deseada.

**Paso 3.** Se lleva a cabo una estimación preliminar de la temperatura del licor en la balsa de aireación,  $T_w$ , mediante la regla rápida (ecuación 48). Esta estimación preliminar se verificará en el paso 8.2. El procedimiento iterativo al que se ha hecho referencia en el paso 2 tiene en cuenta la convergencia de los valores de HP y  $T_w$ . Esta estimación de la temperatura ( $T_w$ ) debería realizarse para los casos límite de operación durante verano e invierno. Los valores apropiados de la temperatura del aire ambiente ( $T_a$ ) y de la corriente de alimentación ( $T_F$ ) deben seleccionarse para las condiciones críticas veraniegas e invernales. Las condiciones invernales (menor  $T_w$ ) pueden controlar la

velocidad de consumo de la DBO, esto es, el tiempo de residencia,  $t$ , requerido para una reducción dada de la DBO (paso 5.1). Por otra parte, la potencia requerida en la aireación (paso 8.1) vendrá controlada por las condiciones de verano.

**Paso 4.** Se estiman los valores de los parámetros biocinéticos  $k$ ,  $k_d$  y  $b$  para las temperaturas de verano e invierno. Tal como se sugería anteriormente, se supone que los valores de los parámetros  $Y$  y  $a$  son básicamente independientes de la temperatura.

**Paso 5.** Se calcula el tiempo de residencia:

1.- Se calcula el tiempo de residencia,  $t$ , del reactor biológico para dos casos:

Criterio 1. Suponiendo que la velocidad de consumo de la DBO soluble controla el diseño (ecuación 38). Este cálculo se lleva a cabo para condiciones invernales, que controlan el consumo de la DBO.

Criterio 2. Suponiendo que las condiciones de floculación óptima de los VSS controlan el diseño (ecuación 23).

Tal como se indicaba anteriormente, la selección final del tiempo de residencia de diseño se realiza armonizando el consumo requerido de sustrato con las características más adecuadas de floculación del lodo.

2.- Utilizando este tiempo de residencia elegido,  $t$ , se calcula la relación real  $A/M$  en las condiciones de diseño (ecuación 20).

3.- Para este tiempo de residencia elegido,  $t$ , se calcula asimismo la  $DBO_5$  real soluble del efluente  $S_e$  para condiciones veraniegas e invernales (ecuación 39).

**Paso 6.** Se calcula el volumen del reactor a partir de  $V=Q_F t$ , en la que  $t$  es el tiempo de residencia del diseño seleccionado (paso 5).

**Paso 7.** Se calcula el consumo de oxígeno en aireación (ecuación 18). Ya que la especificación del aireador puede estar controlada por las condiciones de verano, debe utilizarse la ecuación (17) con los valores del parámetro cinético  $b$  corregido en el paso 4 para la temperatura crítica de verano  $T_W$ , y suponiendo que el parámetro  $a$  es independiente de la temperatura. Asimismo debe utilizarse en la ecuación (17) el valor real de  $S_e$  para condiciones veraniegas calculado en el paso 5.3.

Debe insistirse en las ecuaciones de consumo de oxígeno desarrolladas hasta ahora, que no incluyen la demanda nitrogenada. Si se presentara nitrificación en cantidad apreciable (que de hecho es objeto de este proyecto) debe incluirse el término DON (demanda de oxígeno para nitrificación) que se verá más adelante.

**Paso 8.** Se calcula la potencia de HP requerida para aireación y se comprueba con la temperatura  $T_W$ :

1.- La potencia requerida para aireación se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$HP = \frac{[kgO_2/h]}{(RT)_{real} [kgO_2/(HP)(h)]} \quad (65)$$

en la que  $(RT)_{real}$  es el oxígeno transferido por  $(HP \times h)$  de energía suministrada a los aireadores. El valor de los HP obtenidos en el paso 8 se compara con el estimado previamente (paso 2).

2.- Asimismo, se recalcula ahora la temperatura de la balsa de aireación  $T_W$  (ecuación 50), utilizando el valor revisado de  $T_W$  se compara con el preliminar estimado en el paso 3. Se hace de nuevo la iteración del paso 8 al paso 2 hasta que la pareja de valores de HP y  $T_W$  obtenidos en los paso 8.1 y

8.2 estén de acuerdo con los límites preestablecidos que se utilizaron en los pasos 2 y 3. Cuando esto ocurre se acaba con el circuito de iteración y se sigue con el paso 9.

**Paso 9.** Selección de los aireadores y preparación de su disposición en el tanque de aireación.

**Paso 10.** Cálculo de la producción neta de biomasa  $\Delta X_V$  (kg/d). La producción neta de biomasa se calcula (ecuación H) para las condiciones de invierno y verano. En la ecuación (H) deben utilizarse los valores adecuados de los parámetros  $k_d$  (paso 4) así como de  $S_e$  (paso 5.3).

**Paso 11.** Cálculo de la relación de reciclado. La relación de reciclado se calcula (ecuación 34) tanto para las condiciones de verano como para las de invierno utilizando los valores adecuados de  $\Delta X_V$  (paso 10). No obstante, como se ha indicado anteriormente, el término  $\Delta X_V$  en el numerador de la ecuación (34) puede despreciarse sin mayor problema, por lo que, es probable que la diferencia entre los valores de  $r$  calculados para la operación de verano e invierno sea pequeña. Así, normalmente resulta adecuada para la estimación de  $r$  la ecuación aproximada (35) en la que  $r$  aparece sólo como función de las concentraciones de biomasa  $X_{V,a}$  y  $X_{V,u}$ , siendo ambas especificaciones primarias de diseño.

**Paso 12.** Se calculan los caudales remanentes del diagrama (figura 2), esto es:  $Q_R$ ,  $Q_o$ ,  $Q_W$ ,  $Q_e$  y  $Q_u$ . Se calcula asimismo el tiempo de residencia hidráulico  $t_h$ , (ecuación 16).

**Paso 13.** Balance de materia de los sólidos no volátiles. Se calculan  $X_{NV,s}$  ( $= X_{NV,o}$ ),  $X_{NV,u}$  y  $X_{NV,F}$  a partir de las ecuaciones (58), (60) y (63) respectivamente.

**Paso 14.** Producción total de lodos. Se calculan  $(VSS)_w$ ,  $(NVSS)_w$  y  $(TSS)_w$  a partir de las ecuaciones (27), (31) y (32) respectivamente.

**Paso 15.** Cálculo de las concentraciones  $S_o$  y  $X_{V,o}$  de la alimentación combinada.

**Paso 16.** Se comprueba la necesidad de neutralización. Se verifica si se necesita neutralización antes del tratamiento biológico.

**Paso 17.** Se estiman las necesidades de nutrientes. Las necesidades de nitrógeno y fósforo se evalúan tal como se ha descrito anteriormente a partir de las ecuaciones (40), (41), (42) y (43).

**Paso 18.** Se evalúa la DBO total del efluente a partir de la ecuación (64).

**Paso 19.** Balance global al fósforo.

**Paso 20.** Cálculo de la nitrificación.

**Paso 21.** Cálculo de desnitrificación. Volumen zona anóxica (ecuación 87).

A continuación se exponen los resultados finalmente adoptados para el diseño del reactor biológico, una vez realizadas las iteraciones necesarias (**ver anexo 5**). Se observa que todos los parámetros necesarios cumplen con la ley ya que están por debajo del valor indicado en el **Real Decreto Ley 11/1995** que establece las normas aplicables al tratamiento de aguas residuales urbanas expuesto en la **tabla 6** del presente proyecto.

Resultados	Verano	Invierno
Potencia necesaria (C.V)	HP = 75,98	
Temperaturas de operación (°C)	Tw =21,94	Tw =14,03
Aireadores superficiales	4 aireadores de 20 C.V	
Volumen aireación (m <sup>3</sup> ) dimensiones(m): 26,60 x 26,60 x 3	2123	
Volumen zona anóxica (m <sup>3</sup> ) dimensiones (m): 2,73 x 26,60 x 3	218	
DBO total (mg/l)	20,66	
Fósforo efluente final (mg/l)< 2 Ley	1,89	0,883
Nitrógeno efluente final (mg/l)< 15 Ley	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> = 8 NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> = 6 N <sub>total</sub> =14	

### - Elección del tipo de reactor

A pesar de la gran ventaja de los reactores cuyo flujo se aproxima a flujo en pistón (FP) sobre el reactor de flujo continuo de tanque agitado (RFCTA), este último ha sido elegido como modelo típico de reactor biológico en las plantas de lodos activos. Existen varias razones para esta elección como son (**Ramalho, 1996**):

1.- En el caso de los reactores de las plantas de lodos activos, debido a la turbulencia generada en la aireación, se produce una dispersión considerable. Por ello, resulta más próximo a la realidad el modelo de mezcla completa que el reactor teórico de flujo en pistón, en el que se supone una ausencia total de mezcla.

2.- Los sistemas de mezcla completa son capaces de soportar los cambios bruscos en la DBO del afluente (cargas de choque) de una manera

mucho más satisfactoria que los sistemas de flujo en pistón; o sea, que esas fluctuaciones se amortiguan en el efluente de un sistema de mezcla completa.

3.- Existe además la situación desfavorable de la relación variable de A/M en los reactores de flujo en pistón que conducen a un efecto no deseado de empeoramiento de las características de sedimentación de la biomasa producida en el reactor.

4.- Finalmente, se presenta un mejor balance entre el suministro y el consumo de oxígeno en el caso de los RFCTA al compararlos con el de los reactores de FP.

A continuación se describirán las variaciones del proceso de aireación prolongada respecto al de lodos activos, ya que será esta variación, la que se aplicará en la planta para el funcionamiento del tanque de aireación.

### 5.2.2.2. Aireación prolongada

Este proceso, al que se le conoce también como oxidación total, es una modificación del proceso de lodos activos. La idea fundamental de la aireación prolongada, al compararla con el proceso convencional de lodos activos, es disminuir la cantidad de lodo residual. Esto se consigue aumentando el tiempo de residencia; de esta forma el volumen del reactor es comparativamente mayor al requerido en el proceso convencional de lodos activos. Como consecuencia de todo esto, esencialmente todo el lodo degradable formado se consume mediante respiración endógena. Haciendo referencia a las ecuaciones:

$$\Delta X_v = Y(S_o - S_e)Q_o - k_d X_{v,a} V = Y S_r Q_o - k_d X_{v,a} V \quad \text{ecuación H}$$

y



$$\Delta X_V = Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_{V,a} V$$

que han sido desarrolladas anteriormente, la condición de producción neta cero de lodo es:

$$\Delta X_V \approx 0 \quad (66)$$

o:

$$Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_{V,a} V = 0 \quad (67)$$

El tiempo de residencia teórico para alcanzar una producción neta cero de MLVSS se obtiene con esta última ecuación y la definición de tiempo de residencia  $t = V/Q_F$ , obteniéndose que:

$$t = V/Q_F = YS_r / k_d X_{V,a} \quad \text{donde } S_r = S_F - S_e \quad (68)$$

La ventaja principal del proceso de aireación prolongada es que las instalaciones de manipulación de lodos son muy pequeñas al compararlas con las que se necesitan en el proceso de lodos activos. La comparación entre ambos procesos se ha descrito en el punto 4 "viabilidad del proyecto" de la presente memoria descriptiva.

El proceso de aireación prolongada ha sido aplicado principalmente en el tratamiento de las aguas residuales cuando el volumen diario es pequeño. Estos caudales corresponden al tratamiento de las aguas negras de pequeñas comunidades, urbanizaciones, áreas de recreo y algunos residuos industriales. Se dispone comercialmente de unidades prefabricadas de aireación prolongada. Si se diseñan y manejan adecuadamente no presentan problemas de olores y de esa forma pueden instalarse dentro de zonas pobladas.

A continuación se exponen los criterios de diseño en la aireación prolongada.

Debido a que el período de retención requerido para la disminución de la DBO es mucho menor que el necesario para la auto-oxidación del lodo, el volumen del reactor está controlado por la velocidad de oxidación del lodo.

La formulación del procedimiento de diseño en la aireación prolongada se basa en la ecuación (67) que debe modificarse ligeramente antes de su aplicación. Las modificaciones son las siguientes: en la ecuación (67), el primer miembro presupone que todo el lodo formado ( $Y S_r Q_F$ ) es biodegradable. Los datos experimentales indican que aproximadamente el 77% del lodo producido es biodegradable y que el 23% restante está formado por membranas celulares no biodegradables. En consecuencia, el primer miembro de la ecuación (67) vuelve a escribirse conforme se representa en la ecuación:

$$Y_o S_r Q_F = \phi Y S_r Q_F \quad (69)$$

en la que  $Y_o$  corresponde a los kg de MLVSS biodegradables producidos por kg de  $DBO_5$  total consumida o  $\phi Y$  donde  $\phi$  es la cantidad de MLVSS biodegradable producida por kg de MLVSS producido ( $\sim 0,77$ ) e  $Y$  es la cantidad total de MLVSS producida por kg de  $DBO_5$  total consumida, y  $S_r = S_F - S_e$ .

En el segundo miembro de la ecuación (67), la concentración de MLVSS corresponde solamente al lodo biodegradable, esto es,  $X_{V,a}$  que debe sustituirse por  $\phi X_{V,a}$  (mg/l de lodo biodegradable). En la forma empleada en la ecuación (15):

$$\Delta X_V = Y(S_o - S_e)Q_o - k_d X_{V,a} V = Y S_r Q_o - k_d X_{V,a} V \quad (H)$$

(producción neta de MLVSS)

el parámetro  $k_d$  representa la fracción de MLVSS total oxidada por día, esto es:

$$k_d = \text{kg MLVSS oxidado}/(d) \text{ (kg MLVSS total en el reactor)}$$

El parámetro  $k_{d,o}$  se define referido a la cantidad de lodo biodegradable:

$$k_{d,o} = \text{kg MLVSS oxidado}/(d) \text{ (kg MLVSS biodegradable en el reactor)}$$

La relación entre  $k_d$  y  $k_{d,o}$  es:

$$k_{d,o} = \text{kg MLVSS oxidado}/(d) \text{ (kg MLVSS total en el reactor)}$$

En la ecuación (67),  $k_d$  y  $X_{V,a}$  se sustituyen por  $k_{d,o}$  y  $\phi X_{V,a}$ , respectivamente:

$$k_{d,o}(\phi X_{V,a})V = (k_d/\phi)(\phi X_{V,a})V = k_d X_{V,a}V \quad (70)$$

En consecuencia, el segundo miembro de la ecuación (67) permanece inalterado.

Por todo lo anterior, la ecuación (67) modificada se obtiene igualando la ecuación (69) y (70):

$$\phi Y S_r Q_F = Y_o S_r Q_F = k_d X_{V,a} V \quad \text{ecuación (71)}$$

Por lo tanto, el tiempo de residencia es:

$$t = V/Q_F = Y_o S_r / k_d X_{V,a} = \phi Y S_r / k_d X_{V,a} = \phi Y (S_F - S_e) / k_d X_{V,a} \quad \text{ecuación (72)}$$

donde  $\phi \sim 0,77$ .

Para determinar la relación de reciclado se toma la ecuación (34) (haciendo  $X_{V,F} \sim 0$ ):

$$r = \frac{Q_F X_{V,a} - \Delta X_V}{Q_F (X_{V,u} - X_{V,a})} \quad (73)$$

En la aireación prolongada la purga  $\Delta X_V$  corresponde a células no biodegradables, aproximadamente, igual a 23% del lodo formado. Si  $X_{V,F} \sim 0$ :

$$\Delta X_V = (1 - \phi)Y(S_F - S_e)Q_F - Q_e X_{V,e} \quad (74)$$

en la que:

$$1 - \phi \approx 1 - 0,77 \approx 0,23$$

Despreciando la biomasa perdida en el efluente ( $Q_e X_{V,e} \cong 0$ ) en la ecuación (74) y sustituyendo  $\Delta X_V$  en la ecuación (73) después de simplificar resulta:

$$r = \frac{X_{V,a} - (1 - \phi)Y(S_F - S_e)}{X_{V,u} - X_{V,a}} \quad (75)$$

Debido a que según la ecuación (13),  $V = Q_F t$ , la sustitución del tiempo de residencia  $t$  por el valor dado en la ecuación (72) conduce a la ecuación:

$$V = Q_F \phi Y (S_F - S_e) / k_d X_{V,a} \quad (76)$$

Siendo  $V$  el volumen del reactor.

**Tiempo de residencia medio de los sólidos y edad de los lodos.**

El tiempo de residencia medio verdadero de los sólidos,  $\theta_m$ , es la relación entre la masa de VSS en el sistema y la entrada total de VSS en el mismo por síntesis de biomasa y transporte hidráulico con la alimentación inicial. Haciendo referencia a la **tabla 7** y **figura 9**, y suponiendo que la acumulación de VSS se produce esencialmente en el reactor (esto es  $X_{V,a}V$ ) se tiene:

$$\theta_m = \frac{X_{V,a}V}{Y(S_F - S_e)Q_F + Q_F X_{V,F}} \quad (77)$$

donde el numerador representa los kg de MLVSS en el reactor y el denominador representa la entrada total de VSS en kg/d.

En condiciones de estado estacionario, el denominador de la ecuación (72) se iguala a la producción total de VSS en el sistema. De la **tabla 7** se obtiene que:

$$\theta_m = \frac{X_{V,a}V}{Q_W X_{V,u} + k_d X_{V,a}V + Q_e X_{V,e}} \quad (78)$$

Un concepto útil es el de la edad de los lodos,  $\theta_c$ , que se define como la relación de la masa de VSS en el sistema y la producción neta de biomasa  $\Delta X_V$ :

$$\theta_c = \frac{X_{V,a}V}{\Delta X_V} [d] \quad (79)$$

De la ecuación (27) y ecuación (H) definidas anteriormente como se obtiene la ecuación (80):

$$Q_W X_{V,u} = \Delta X_V - Q_e X_{V,e} + Q_F X_{V,F} \quad (27)$$

$$\theta_c = \frac{X_{V,a} V}{Q_W X_{V,u} - Q_F X_{V,F} + Q_e X_{V,e}} \quad (80)$$

La comparación de las ecuaciones (78) y (80) indica que la edad de los lodos se iguala al tiempo de residencia medio verdadero de los sólidos siempre que la pérdida endógena ( $k_d X_{V,a} V$ ) y los VSS en la alimentación inicial ( $Q_F X_{V,F}$ ) puedan despreciarse, esto es:

$$\theta_c = \theta_m = \frac{X_{V,a} V}{Q_W X_{V,u} + Q_e X_{V,e}} \quad (81)$$

La producción neta de biomasa  $\Delta X_V$  se purga intencionadamente casi en su totalidad ( $Q_W X_{V,u}$ ), perdiéndose una pequeña parte en el rebosadero del clarificador ( $Q_e X_{V,e}$ ).

### **5.2.2.3. Proceso de nitrificación-desnitrificación en la aireación prolongada**

En la aireación prolongada se puede presentar la nitrificación hasta un grado relativamente apreciable con la consiguiente conversión del nitrógeno amoniacal en nitritos y nitratos ya que se cuenta en este proceso con la doble circunstancia de carga orgánica (relación A/M) débil y un suministro de aire en exceso.

#### **A) Justificación para la eliminación de nitrógeno**

Uno de los objetivos del presente proyecto es la eliminación de nitrógeno presente en el agua residual, para evitar los procesos de eutrofización tras su

vertido. Otros motivos por los que la presencia de nitrógeno es perjudicial para los cauces receptores son:

- a. Los compuestos de nitrógeno en forma orgánica o como amoníaco producen un consumo de oxígeno que puede llegar a reducir la presencia de oxígeno disuelto en los ríos por debajo de los valores necesarios para la existencia de los peces.
- b. Los nitritos y el amoníaco son altamente tóxicos para los peces.

### **B) Compuestos de nitrógeno en el agua residual**

El origen principal del nitrógeno en el agua residual urbana son las proteínas ingeridas por las personas en su alimentación, las cuales llegan al agua fundamentalmente como urea  $[\text{CO}(\text{NH}_2)_2]$ .

En las redes de alcantarillado, la urea se transforma rápidamente a amonio y los compuestos de nitrógeno orgánicos son hidrolizados por bacterias y, por tanto, convertida también a amoníaco.

Por este motivo, la mayoría del nitrógeno efluente a una estación depuradora se encuentra en forma no oxidada. A la totalidad del nitrógeno no oxidado (orgánico y amoniacal) es a lo que se denomina nitrógeno Kjeldahl total (NKT).

Eventualmente, puede llegar también en el efluente de una depuradora parte de nitrógeno oxidado (nitritos o nitratos), su origen en este caso son los vertidos industriales o infiltraciones de la red.

- En una estación depuradora con tratamiento biológico convencional sin nitrificación, la mayoría de los compuestos orgánicos del nitrógeno son hidrolizables a amoníaco. Una parte es utilizada por las bacterias (el 12% de la biomasa es nitrógeno) y, por consiguiente, retirado del sistema con los fangos en exceso y el resto es vertido al cauce como nitrógeno amoniacal.
- En una planta donde tiene lugar el proceso de nitrificación, el nitrógeno amoniacal no empleado por la biomasa se transforma a nitratos, si bien, el contenido total de nitrógeno en el efluente sigue siendo el mismo prácticamente.
- En una planta con nitrificación y desnitrificación, los nitratos son transformados en nitrógeno gas ( $N_2$ ) y, por tanto, pasan a la atmósfera, eliminándose del agua de vertido.

No obstante, y pese a los procesos de desnitrificación, siempre queda en el efluente de la depuradora una pequeña cantidad de nitrógeno orgánico (1-2 mg N-org/l) que corresponde a los compuestos disueltos, difícilmente biodegradables (DQO refractaria).

### **C) Proceso de nitrificación**

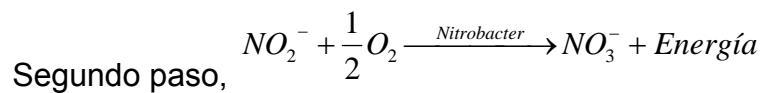
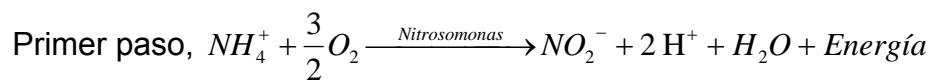
Como ya se ha explicado, el proceso mediante el cual se convierte a nitrato el nitrógeno presente en el agua residual bruta o decantada se conoce como “nitrificación biológica”.

La nitrificación es un proceso autotrófico, es decir, la energía necesaria para el crecimiento bacteriano se obtiene de la oxidación de compuestos de nitrógeno, principalmente, de amoníaco. Al contrario que los organismos heterótrofos, para la síntesis de células nuevas, los organismos nitrificantes

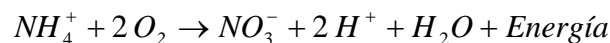


emplean dióxido de carbono (carbono inorgánico), en lugar de carbono orgánico.

La nitrificación del nitrógeno amoniacal es un proceso que se realiza en dos etapas, en el que toman parte dos familias de microorganismos, *Nitrosomonas* y los *Nitrobacter*. En la primera etapa, el amonio se convierte a nitrito; en la segunda, el nitrito se convierte a nitrato. El proceso de conversión se describe del siguiente modo:



Los *Nitrosomas* y *Nitrobacter* utilizan la energía desprendida en estas reacciones para el crecimiento y mantenimiento celular. La reacción energética global se representa en la ecuación siguiente:



Esta ecuación se caracteriza por dos aspectos fundamentales:

- Precisa un elevado consumo de oxígeno: la oxidación de 1g de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> precisa 4,57 g de O<sub>2</sub>.
- Se produce una fuerte acidificación: 1 mol de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> forma 2 moles de H<sup>+</sup>.
- Por cada miligramo de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> oxidado se consumen 7,14 mg de alcalinidad como CaCO<sub>3</sub>.

Para conseguir la nitrificación lo único que se precisa es mantener las condiciones adecuadas para el crecimiento de los organismos nitrificantes. Esto se puede conseguir por medio de cualquiera de los procesos explicados en los apartados anteriores, ya sean cultivos en suspensión o cultivos fijos. En los cultivos en suspensión los procesos más comúnmente empleados son:

- Flujo en pistón convencional
- Mezcla completa
- Aireación prolongada
- Diferentes variantes de canales de oxidación

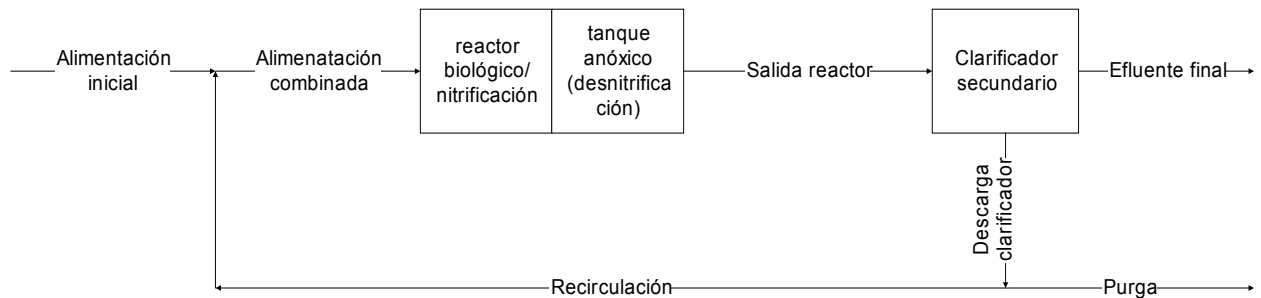
En los cultivos fijos, la nitrificación se suele conseguir reduciendo la carga aplicada. Los procesos empleados son:

- Lechos bacterianos
- Contactores biológicos rotativos
- Biofiltros.

La fase de nitrificación puede diseñarse para que transcurra en una única etapa (proceso combinado de oxidación del carbono y de nitrificación) o en dos etapas (proceso de etapas separadas de oxidación del carbono y de nitrificación).

En la **figura 12** se muestra un diagrama de flujo típico de proceso combinado en la que la etapa 1 es la nitrificación/oxidación del carbono y la etapa 2, es la desnitrificación que se describirá un poco más adelante. Si el agua residual contiene compuestos tóxicos para las bacterias nitrificantes, como metales pesados, cianuros, compuestos halogenados, fenoles, mercaptanos, guanidinas y tiourea el proceso combinado, oxidación del carbono/ nitrificación, puede resultar inviable ya que estas sustancias tóxicas impiden el desarrollo de bacterias nitrificantes. Sin embargo, en ausencia de

estas condiciones de inhibición de la formación de bacterias (como es el caso), con el proceso combinado, oxidación del carbono/nitrificación, puede alcanzarse un efluente con niveles de  $\text{NH}_4^+$  menores de 10 mg/l.



**Figura 12: Diagrama de flujo del proceso combinado oxidación de carbono/nitrificación/desnitrificación.**

Debido a la posibilidad de optimización independiente de la eliminación de materia carbonosa y de nitrógeno, el volumen total de los dos reactores biológicos exigido en el proceso por etapas independientes debe ser menor que el del reactor único en el proceso combinado, si se desea para ambos casos una calidad similar en el efluente.

Por otra parte, además del hecho de que se necesitan dos reactores en lugar de uno aumenta, considerablemente, el gasto de inmovilizado con los dos juegos de clarificadores (**figura 13**) exigidos en el proceso de etapas independientes.

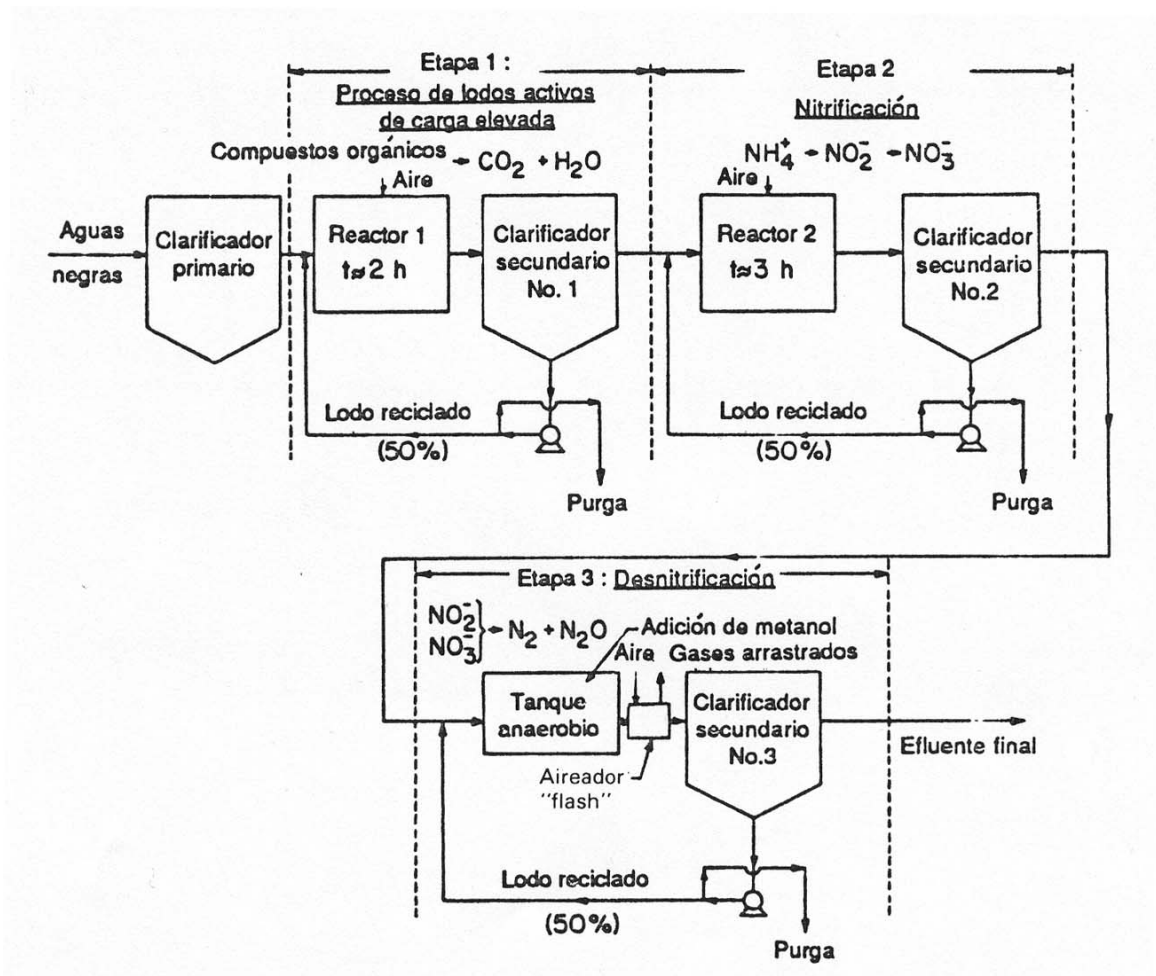


Figura 13: Proceso de nitrificación-desnitrificación en tres etapas

Por otra parte, según la bibliografía (**Ronzano, 2002**), diversos estudios muestran claramente que la introducción de un reactor anóxico mejora sensiblemente el índice volumétrico de lodo. Según algunos autores, el reactor anóxico (que también podría ser aireado) funciona como un selector de microorganismos. De hecho, funciona en alta carga másica, y, por lo tanto, dificulta el crecimiento de las bacterias filamentosas. Estas últimas no tienen capacidad de almacenar sustrato, al contrario que las heterótrofas.

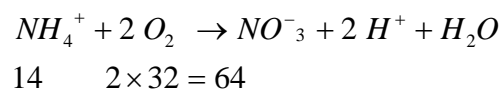
Para otros, los organismos filamentosos son aerobios estrictos y, como en el reactor se encuentran en condiciones desfavorables de desarrollo, no son capaces de asimilar la DBO rápidamente biodegradable.

Por otro lado, una elevada concentración de nitratos en el licor a decantar supone una desnitrificación en el decantador (en caso de que no existiera reactor anóxico); al principio, el nitrógeno gaseoso formado se disuelve en el líquido, pero a partir de una cierta concentración se desprende en forma de burbujas finas que producen un efecto de flotación sobre los fangos, por lo que se da un aumento de las materias en suspensión del agua tratada.

Cuanto mayor sea la concentración de nitratos, mayor será la desgasificación del nitrógeno, y, por lo tanto, también aumentará la flotación de los fangos. Por esta razón se ha decidido colocar un reactor anóxico para que se produzca la desnitrificación.

El nitrógeno en la alimentación inicial se mide como nitrógeno total Kjeldalh, que incluye el nitrógeno orgánico y el N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, pero no el N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> o el N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>.

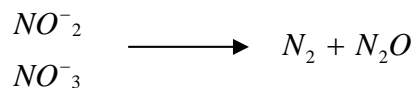
Los kg O<sub>2</sub>/d utilizados en la nitrificación pueden calcularse fácilmente a partir de la ecuación global de nitrificación:



Esta ecuación indica una relación O<sub>2</sub>/N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> = 64/14 = 4,57. En consecuencia, la cantidad diaria de O<sub>2</sub>, en kilogramos, utilizada en la nitrificación, que se representa por DON (demanda de oxígeno para nitrificación), se obtiene al tener en cuenta el factor 4,57 de la cantidad de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> convertida en N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>:

### D) Proceso de desnitrificación

La desnitrificación es un proceso anaerobio en el que los nitritos y nitratos resultantes de la fase de nitrificación, se convierten en presencia de bacterias desnitrificantes (microorganismos facultativos heterótrofos) en nitrógeno gas y óxido de nitrógeno que se ventean:



Aunque la presencia de nitritos y nitratos en un efluente es menos cuestionable que la de nitrógeno amoniacal, se hace necesario eliminarlos si se aplican reglamentaciones estrictas para permitir la evacuación del efluente. La peligrosidad de los nitratos en los efluentes tiene relación con la aparición de metahemoglobina infantil. En agua potable la concentración N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> debe mantenerse por debajo de 10 mg/l. Además, el N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> es un nutriente, que por encima de un nivel de concentración específico puede provocar el crecimiento masivo de algas.

Para el diagrama adoptado (**figura 12**), la desnitrificación se efectúa en la zona anóxica.

Factores favorables al proceso de desnitrificación:

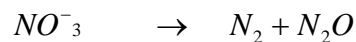
- Relación N/DBO<sub>5</sub> < 0,2
- Ausencia de decantador primario, o tamaño muy pequeño
- Relación, DBO<sub>5</sub> soluble / DBO<sub>5</sub> total, grande
- Preacidificación del agua residual
- Homogeneización de caudales y concentraciones

### Factores desfavorables

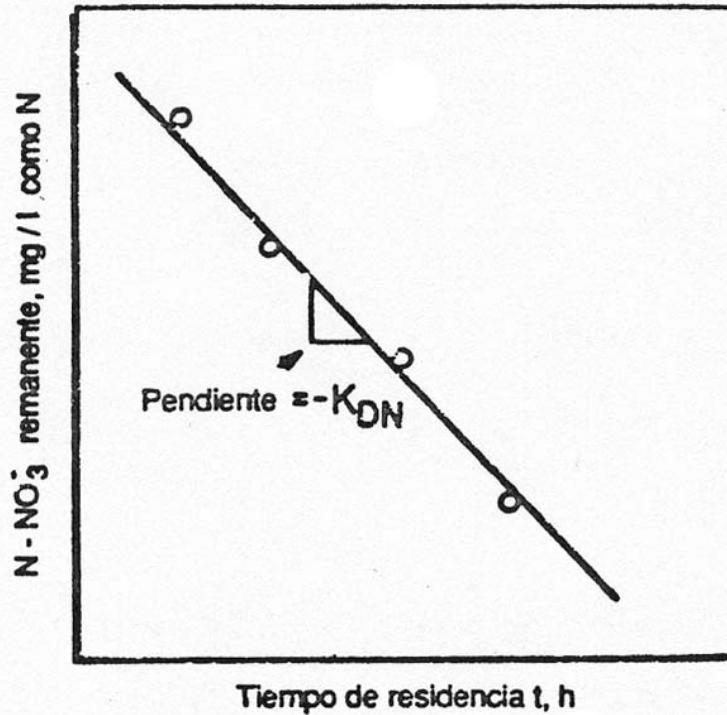
- Altas cantidades de agua infiltrada y canalizaciones mixtas
- Disminución en la red de la parte fácilmente biodegradable de la  $DBO_5$
- Largo tiempo de retención en decantador primario
- Precipitación
- Relación  $N/DBO_5 > 0,3$  en la entrada
- Relación,  $DBO_5$  soluble/  $DBO_5$  total, pequeña
- Entrada de  $O_2$  disuelto
- Oscilaciones no acompasadas de  $DBO_5$  y N.

### Principios de diseño en la desnitrificación

Casi todo el nitrógeno amoniacal que se oxida en la fase de nitrificación se encuentra en el efluente como nitrato ( $N-NO_3^-$ ), siendo normalmente despreciable la concentración de nitrito ( $N-NO_2^-$ ). En consecuencia, la cinética de conversión de nitratos a nitrógeno y óxidos de nitrógeno gobierna el diseño del reactor anaerobio de desnitrificación, esto es:



En este sentido se llevan a cabo estudios de desnitrificación a escala semi-piloto y se construyen gráficas que presentan la concentración de  $NO_3^-$  remanente frente al tiempo de residencia. Una gráfica típica es la que puede verse en la **figura 14**:



**Figura 14: Cinética de la desnitrificación**

Debe hacerse hincapié que en la planificación de los experimentos que conducen a la construcción de gráficas, como las de la **figura 14**, es importante estar seguros de que la concentración de carbono orgánico en el reactor no es un factor limitante. Esto proviene del hecho de que las bacterias desnitrificantes son microorganismos facultativos heterótrofos y, por tanto, necesitan una fuente de carbono orgánico para su crecimiento.

La **figura 14** indica que la eliminación de  $\text{NO}_3^-$  sigue una cinética de orden cero, ya que la velocidad de eliminación de  $\text{NO}_3^-$ , dada por la pendiente de la recta, tiene un valor constante independiente del nivel de concentración de  $\text{NO}_3^-$ .

Puede hacerse un balance de materia de  $\text{NO}_3^-$  para el reactor de desnitrificación biológica. Este balance es similar al descrito en el capítulo dedicado a lodos activos, a diferencia de que en este caso se manejan



concentraciones de  $NO_3^-$  en lugar de concentraciones de DBO soluble, y que el término de la velocidad de degradación de los nitratos en el reactor, en lugar de venir dado por un modelo de primer orden viene representado por una cinética de orden cero, expresado por:

$$\left( \frac{dNO_3^-}{dt} \right)_{DN} = -K_{DN} \quad (82)$$

siendo  $K_{DN}$  la constante de velocidad de desnitrificación.

Dividiendo la ecuación (82) por la concentración de biomasa desnitrificante,  $X_{DN}$  y haciendo  $K_{DN}/X_{DN} = k_{DN}$ , se obtiene:

$$\frac{1}{X_{DN}} \left( \frac{dNO_3^-}{dt} \right)_{DN,a} = k_{DN} \quad ; \quad \left( \frac{dNO_3^-}{dt} \right)_{DN,a} = k_{DN} X_{DN} \quad (83)$$

En consecuencia, la velocidad específica de desnitrificación, de forma paralela a la velocidad específica de consumo de sustrato resulta:

$$q_{DN} = \frac{1}{X_{DN}} \left( \frac{dNO_3^-}{dt} \right)_{DN,a} = \frac{1}{X_{DN}} \frac{(NO_3^-)_o - (NO_3^-)_e}{t_h} = k_{DN} \quad (84)$$

o, teniendo en cuenta que  $t_h = V/Q_o$ :

$$\frac{1}{X_{DN}} \frac{[(NO_3^-)_o - (NO_3^-)_e] Q_o}{V} = k_{DN} \quad (85)$$

y el volumen de desnitrificación del reactor es, por lo tanto:

$$V = \frac{1}{X_{DN}} \frac{[(NO_3^-)_o - (NO_3^-)_e] \rho_o}{k_{DN}} \quad (86)$$

Para el caso de una reactor con reciclado de biomasa, utilizando el tiempo de residencia  $t$ , ( $t = V/Q_F$ ) y la concentración de nitrato en la alimentación  $(NO_3^-)_F$ , puede obtenerse la ecuación:

$$V = \frac{1}{X_{DN}} \frac{[(NO_3^-)_F - (NO_3^-)_e] \rho_F}{k_{DN}} \quad (87)$$

La producción de biomasa puede estimarse mediante la siguiente relación (**Ramalho, 1996**):

$$\Delta X_{DN} = 0,53(NO_3^-)_F + 0,32(NO_3^-)_e + 0,19DO \quad mg/l \quad (88)$$

siendo  $\Delta X_{DN}$  la producción en mg/l y OD la concentración de oxígeno disuelto en el afluente en mg/l.

#### 5.2.2.4. Decantador secundario

La función de esta etapa de tratamiento sirve tanto de clarificación, para producir un efluente bien tratado, como de espesamiento, para obtener una concentración suficiente en la extracción de fangos. Por acción de la gravedad estos sólidos se van decantando, de forma que los lodos producidos quedan en el fondo. El agua clarificada sale a la zona de vertido y los fangos depositados en el fondo del decantador (fangos activos) se recirculan de forma regulada al

compartimento de aireación. Este fango biológico recirculado, con un contenido alto en materia viva, permite la presencia continua en el reactor de las suficientes colonias necesarias para la eliminación de la materia orgánica.

La unidad de sedimentación secundaria es parte fundamental del proceso de fangos activados para conseguir los objetivos de calidad relativos a los sólidos en suspensión y DBO asociados a los sólidos suspendidos volátiles del efluente.

En el tanque de decantación se suele aumentar unas 4 ó 5 veces la concentración de sólidos del tanque de aireación. La capacidad de espesamiento suele medirse en términos del índice de volumen de lodos o índice de Molhmann (IVL) que mide los ml por gramo de materia seca que ocupa 1 litro de lodo activado después de sedimentar durante 30 minutos en una probeta graduada. Los valores habituales según la bibliografía (**Ramallo, 1996**) están comprendidos entre 90 y 200 ml. Si se llegan a hacer mucho mayores, los flóculos no se separan por la parte inferior formándose con frecuencia lo que se denomina hinchamiento de lodos (bulking).

La eficacia global de los lodos activados depende mucho del espesador. Para el funcionamiento se debe exigir tanto una adecuada capacidad de clarificación (velocidad superficial de afluente 30-40 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·día), como de espesamiento (unos 70-140 Kg. SST/m<sup>2</sup>·día). No obstante, con nuevos tipos de sedimentadores o con la introducción de lamelas, las velocidades de carga a los espesadores pueden hacerse bastante mayores.

La sedimentación se lleva a cabo en un depósito circular con alimentación central de líquido mezcla. El líquido clarificado sale por la parte superior, por rebose hacia un canal, que desembocará en la zona de vertido.

Los sólidos decantan y son extraídos por la parte central del fondo del decantador. Los fangos son inducidos a circular hacia la zona central de descarga por medio de unas rasquetas.

### 1. Tipo de decantadores

Los decantadores pueden ser estáticos o dinámicos según posean partes mecánicas o no.

- Decantadores estáticos. Habitualmente, para el tratamiento de aguas residuales se utilizan dos tipos fundamentales:
  - Decantadores troncocónicos: Se utilizan para pequeños caudales en poblaciones inferiores a 20000 habitantes.
  - Decantadores lamelares: Utiliza un elemento físico (lamela) contra el que choca la partícula para deslizar sobre ella posteriormente. Esto supone la necesidad de un menor volumen de sedimentación y, por tanto, equipos más pequeños.
  
- Decantadores dinámicos. Este tipo de decantadores poseen elementos electromecánicos que se utilizan, fundamentalmente, para recoger flotantes y conducir los lodos decantados hacia el punto de evacuación. Atendiendo a su geometría son de dos tipos: rectangulares y circulares.
  - Rectangulares: El agua entra por un extremo y el efluente sale por el opuesto, el flujo es paralelo a la dimensión más larga del decantador. Se acoplan fácilmente cuando son necesarias varias unidades, siendo interesantes cuando hay escasez de terreno.
  - Circulares: El agua entra por el centro y sale por la periferia o viceversa.

## MEMORIA DESCRIPTIVA

---

Para determinar los parámetros de decantación, después de un proceso biológico, la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**) recomienda lo siguiente:

Proceso	Carga sobre vertedero ( $m^3 / h \cdot m$ )		Carga de sólidos ( $kg/m^2 \cdot h$ )		Tiempo de retención (h)		Velocidad ascensional ( $m^3 / m^2 \cdot h$ )	
	Qmed	Qmax	Qmed	Qmax	Qmed	Qmax	Qmed	Qmax
Aireación prolongada	$\leq 4,0$	$\leq 9$	$\leq 4,2$	$\leq 7,0$	$\leq 3,6$	$\leq 1,7$	$\leq 0,7$	$\leq 1,5$

En el presente proyecto se hará el diseño para un decantador troncocónico de acuerdo con los parámetros recomendados (**ver plano nº 8**).

## **6. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA**

En este punto se exponen todos los datos necesarios acerca de cada uno de los equipos y sistemas que conforman la planta, tanto los elementos principales como los auxiliares. Todos los cálculos necesarios en el diseño de las unidades se encuentran en “Anexos de la Memoria”. Así mismo, los detalles de las distintas unidades aparecen en el documento dedicado a los planos.

### **CANAL DE ENTRADA**

El canal de entrada a la Estación depuradora será único y se ha dimensionado para una capacidad de transporte de 127,925 m<sup>3</sup>/h, que sería el caso más desfavorable:

#### **Datos de diseño**

Pendiente canal (S)	0,50%
Sección	Rectangular
Caudal punta horario	127,925m <sup>3</sup> /hora
Velocidad de paso	0,82 m/s

#### **Cálculos**                      **(ver anexo 1)**

Altura útil canal (y)	0,124 m
Altura de resguardo	0,4 m
Anchura canal (b)	0,25 m
Velocidad de aguas en canal	0,82 m/s
Longitud	3 m

Las unidades de pretratamiento se conectarán entre sí por medio de canales abiertos con estas dimensiones.

### **REJA DE DESBASTE**

Se hace uso de una arqueta de desbaste automático, donde se separan los sólidos gruesos y voluminosos del agua residual, siendo sus principales características:

#### **Datos de diseño**

Ancho del canal (J)	0,5 m
Separación libre entre barrotes(s)	15 mm
Ancho de los barrotes (a)	12 mm
Número de barrotes	33

#### **Cálculos** (ver **anexo 2**)

Ancho del canal de reja (W)	1 m
Altura útil de los barrotes	0,07 m
Altura de resguardo	0,14 m
Pérdida de carga	14,7 mm
Cantidad de arena retenida	600,71 l/día
Material	acero inoxidable AISI-304
Limpieza	automática

### **DESARENADOR-DESENGRASADOR**

Se dimensiona un desarenador-desengrasador aireado con extracción de arenas y grasas.

Las dimensiones útiles en planta del desarenador son de 1,428 x 4,28 m (**anexo 3**).

**Bases de partida**

Caudal medio	91,375 m <sup>3</sup> /h
Caudal máximo	127,925 m <sup>3</sup> /h
Diámetro a eliminar	0,2 mm

**Datos de diseño**

$V_h = 0,27$ m/s
$V_s = 0,017$ m/s

<b>Cálculos</b>	<b>(ver anexo 3 y plano nº 6)</b>
Nº líneas	1
Sup.mínima teórica	0,131 m <sup>2</sup>
Sección propuesta	a = 1,428 m
	h = 1,428 m
	h <sub>1</sub> = 0,4m
	h <sub>2</sub> = 0,3 m
	f = 0,3 m
	Sup.transversal = 2,04 m <sup>2</sup>

Longitud del desarenador	$V_h$ real = 0,017 m/s
	Tiempo caída: $t_o = 84$ s
	Coef.seguridad: $t/t_o = 2,5$
	Tiempo caída ponderado: $t = 210$ s
	Longitud teórica = 3,57 m
	Longitud efectiva = 4,28 m

**Producción de arenas y grasas**

Arenas	50 cm <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>
Volumen arenas	0,153 m <sup>3</sup> /día
Grasas	24 g/hab/día
Nº habitantes	10963
Rto.eliminación	60%
Volumen grasas	157,87 kg/día
Volumen total aireación	29,37 m <sup>3</sup> /de aire/h

El volumen de aireación se aportará por medio de 6 difusores de disco a través de una soplante de 6,8 W.



**POZO DE HOMOGENIZACIÓN**

La estación depuradora dispone de un pozo de homogenización de caudales, cuya función principal es la de regular el caudal (**ver anexo 4 y plano nº 5**).

Volumen del tanque:	400 m <sup>3</sup>
Geometría:	cuadrada
Altura total:	4 m
Altura útil:	3,5 m
Lado:	10 m
Material:	hormigón

El pozo será de hormigón armado de 0,3 m de espesor y se construye por excavación parcial del terreno.

Así mismo, el pozo dispone de un aireador de turbina sumergida FRING 600 T para asegurar un mezclado y aireación suficiente del agua residual a tratar. Características de aireador de turbina:

Tipo	Unidades	1200 T
Potencia del motor	kW	22
Voltaje	V	380
Revolucional	r.p.m	1450
Corriente	A	48
Volumen de aire	m <sup>3</sup> /h	400
Introducción de oxígeno	kg/h	50
Profundidad del tanque	m <sup>3</sup> /h	1,5-3,5

La salida del agua del pozo se realiza por medio de dos bombas sumergibles que impulsan al agua hasta el tratamiento biológico capaces de bombear el agua a un caudal de 2193 m<sup>3</sup>/d con una potencia necesaria de 1 KW.

### **TANQUE DE AIREACIÓN**

Se realiza el dimensionamiento del tanque de aireación bajo las pautas de una depuración de fangos activos por aireación prolongada con nitrificación-desnitrificación para una población de 8041 habitantes equivalentes en una zona residencial.

La aireación del tanque se realizará mediante aireadores de superficie **(ver anexo 5 y plano nº 7)**.

- Volumen total: 2123 m<sup>3</sup>
- N° de cubas: 1
- Lado: 26,60 m
- Profundidad: 3 m
- N° aireadores: 4
- Potencia aireador: 20 C.V
- Diámetro de influencia: 13 m
- Volumen zona anóxica: 218 m<sup>3</sup> (2,73 x 26,60 m de lado)

### **DECANTADOR SECUNDARIO**

Se llevará a cabo mediante un decantador troncocónico con las siguientes dimensiones **(ver anexo 5 y plano nº 8)**:

- N° de decantadores: 1
- Diámetro = 13 m
- Altura = 3 m

Por la parte central habrá un canal por el que mediante rebosamiento salen las aguas clarificadas en dirección a un canal de recogida en la zona central del decantador, que estará conectada a una tubería que conducirá las aguas hacia la zona de vertido.

En el fondo del tanque, por su parte central se recogerán los lodos que van a ser purgados y recirculados al reactor biológico. Los lodos se extraerán por el centro del decantador, al que se le conectará una bomba de tornillo excéntrica de 0,127 kW para el reciclado de los lodos al reactor biológico. A la tubería por la que circularán los lodos se le colocará una válvula para regular la cantidad de lodos purgados y recirculados.

### **CONEXIONES ENTRE EQUIPOS**

Las conexiones se harán en el pretratamiento a través de canales abiertos de hormigón y a partir del tanque de homogenización por medio de tuberías de acero inoxidable AISI-304 (**ver anexo 6**).

La longitud de los canales y tuberías entre equipos será de 3 m considerando ésta distancia suficiente para operaciones de mantenimiento y reparación.

## **7.TÉCNICAS DE PREVENCIÓN DE RIESGOS LABORALES**

Las técnicas de prevención según su forma de actuación se dividen en dos grandes áreas: Técnicas Médicas y Técnicas no Médicas. Las Técnicas Médicas actúan sobre la salud y las técnicas no Médicas sobre el ambiente o condiciones de trabajo. Estas últimas son las que mayor importancia tienen en la eliminación de los riesgos de profesionales aunque encuentran limitación en su coste económico.

- Técnicas Médicas
  - Reconocimientos médicos y tratamientos
  - Selección profesional
  - Educación sanitaria
- Técnicas no Médicas
  - Seguridad e Higiene
  - Ergonomía
  - Psicosociología
  - Política social y formación

Se intentará pues, siempre que se pueda, desarrollar técnica no médicas sobre las condiciones de trabajo.

### **MEDIDAS HIGIÉNICAS**

Las estaciones depuradoras de aguas residuales pueden ser un foco infeccioso importante, ya que uno de los componentes del agua residual son microorganismos patógenos.

El operador conoce estas condiciones, pero al cabo del tiempo olvida el carácter de riesgo para la salud que su trabajo puede adquirir si no se toman algunas precauciones básicas. Es aconsejable, por tanto, colocar en algún lugar bien visible una lista de instrucciones higiénicas que sirvan de recordatorio de que existe un riesgo real que, afortunadamente, es fácil de prevenir.

La O.M.S. (Organización Mundial de la Salud), ha adaptado algunas medidas de seguridad para los operadores de EDAR's. Estas son:

- La planta debe contar siempre con un depósito de agua limpia, jabón y bombonas de lejía. Es aconsejable utilizar toallas desechables de papel, para evitar que las toallas de tela permanezcan demasiado tiempo sin lavar.
- La depuradora debe contar con un botiquín en el que se incluya como mínimo esparadrapo, algodón, mercromina o similar, una disolución detergente desinfectante, tijeras y pinzas. También es conveniente que el operador disponga de algún líquido repelente para evitar las picaduras de los mosquitos u otros insectos que puedan desarrollarse en el entorno.
- El operador debe disponer de guantes y botas de goma, casco de trabajo y al menos dos monos. Si se hace alguna comida en el recinto de la depuradora, hay que designar un área para este fin, y evitar en todo momento comer a la vez que se está efectuando alguna labor que pueda ocasionar el contacto de la comida con algún elemento que haya estado en contacto a su vez con aguas residuales o fangos. Si es posible, es preferible evitar las comidas en el interior del recinto.
- Todas las herramientas de trabajo deben limpiarse con agua limpia antes de ser guardadas después de su uso.
- Los cortes, arañazos y abrasiones que pueda sufrir el operador deben desinfectarse inmediatamente después de que se hayan producido.
- Si la planta dispone de electricidad, el operador debe también ocuparse del mantenimiento de equipos eléctricos.

- La verja de entrada debe mantenerse cerrada incluso cuando el operador está trabajando en el recinto, ya que este no puede estar pendiente todo el tiempo de posibles visitas, y existe un riesgo importante de caídas, especialmente para los niños.
- El operador debe vacunarse contra el tétanos y fiebres tifoideas, así como otras posibles enfermedades que indiquen las autoridades sanitarias del área. También debe someterse a un chequeo médico periódico.
- Antes de empezar su labor como operador, la persona seleccionada para este trabajo debe recibir instrucción en primeros auxilios.

### **SEGURIDAD**

Los accidentes no son consecuencia natural del trabajo, sino que se producen cuando una serie de circunstancias concurren ocasionándolos e incidiendo en las personas que lo realizan. El aumento de la seguridad en el trabajo está motivado por las razones siguientes:

- Las consecuencias de los accidentes las sufren los trabajadores en su bien, su salud e incluso su vida. Ambas deben ser protegidas ofreciendo unas condiciones de trabajo adecuadas.
- Económica. Los accidentes ocasionan muchas horas de asentismo laboral y un alto coste de recuperación de los accidentados.

En las estaciones depuradoras, tanto por el tipo de trabajo como por el producto que se trata, existen riesgos muy variados, pero la frecuencia de los accidentes no es muy significativa. No obstante, los peligros potenciales existen, están presentes en el trabajo diario y el afán es eliminarlos. Para ello, se deben estudiar las posibles situaciones de peligro y controlarlas, desde el proyecto y la construcción de las instalaciones hasta la programación de trabajos y su ejecución.

Esta lucha a favor de la seguridad, no termina con la instalación de los medios adecuados sino que es una labor diaria de concienciación de todos.

Los peligros potenciales que existen en una depuradora y las medidas de seguridad para controlarlos son:

- a. Daños físicos. Los riesgos a los que están sometidos los trabajadores de una depuradora son similares a los de cualquier otra industria, siendo los más frecuentes los de fracturas, conmociones, arañazos, cortes, etc. que pueden ser producidas por diferentes causas.
- b. Contagio de enfermedades. Es poco frecuente que el personal que trabaja en una depuradora contraiga enfermedades por contagio de las aguas, no obstante el peligro existe y sobre todo en el caso de determinadas infecciones. Los contagios se suelen producir:
  - i. A través de heridas o cortes en la piel, ya que las bacterias que causan la enfermedad pueden encontrar en ellos el medio ideal para proliferar y extenderse por el organismo.
  - ii. A través del sistema respiratorio inhalando aire contaminado con ciertos bacilos.
  - iii. Enfermedades gastrointestinales como fiebres tifoideas, cólera, disentería, lombrices, etc.
- c. Asfixia por falta de oxígeno o envenenamiento por gas. La falta o escasez de oxígeno en el aire ocasiona la asfixia del hombre. Esta situación puede producirse en cualquier recinto cerrado y especialmente si está bajo el nivel del suelo y mal ventilado al ser reemplazado el aire por gases más pesados que él.

- d. Gases explosivos. Entre los gases que se pueden producir en una depuradora, el sulfuro de hidrógeno, el metano, el monóxido de carbono y el etano son gases explosivos. Los lugares donde existen más probabilidades de que puedan ocurrir explosiones son aquellos en los que por acumularse fangos y no haber buena ventilación, se producen bolsas de gas.
  
- e. Incendios. Los peligros de incendios son los normales en una industria, incrementados por la posibilidad de inflamación de los gases indicados en el punto anterior.
  
- f. Descargas eléctricas. Las causas por las que la electricidad puede causar accidentes graves son las siguientes:
  - i. Paso de la corriente por el corazón y por los centros respiratorios.
  - ii. Asfixia al producirse una laxación en los músculos del tórax que impiden su contracción.
  - iii. Quemaduras externas al exponerse la persona a una descarga eléctrica.
  - iv. Efectos secundarios de caídas o golpes producidos al recibir una descarga.
  - v. Producción de chispas en una atmósfera explosiva.

Para que se produzcan estos accidentes debe existir un contacto entre la persona y el conductor.

- g. Ruidos. En determinados lugares de una depuradora los niveles sonoros de los ruidos generados por determinados motores superan los límites admisibles de 80 decibelios y, por tanto, los operarios necesitarán protección.



## **1. Prevención de accidentes**

Una vez reparados todos los riesgos potenciales a que está sometido todo el personal que presta sus servicios en una depuradora de aguas residuales, se intentará paliar estos riesgos proponiendo una serie de medidas a aplicar en las instalaciones y en los equipos que se ponga a disposición y emplee el trabajador.

### **1.1. Prevención de daños físicos**

#### *Medidas de seguridad fijas*

- Todas las superficies de paso deberán estar libres de obstáculos y bien iluminadas.
- Los lugares susceptibles de ser resbaladizos por sí mismos o por caída de alguna sustancia, deberán tener colocado revestimiento antideslizante.
- Todos los lugares peligrosos deben ser convenientemente señalizados.
- Todos los pasos superiores y superficies a distinto nivel deberán estar protegidos con barandillas de seguridad.
- En cualquier depósito o estanque que exista peligro de caída por tener unos bordes muy bajos, se colocarán barreras protectoras.
- Los materiales con los que se construyan los depósitos deberán ser resistentes a los líquidos que vayan a contener.

#### *Medidas de seguridad personales*

Cada operario debe contar con un equipo personal de trabajo en el que se incluyan:

- Mono de trabajo
- Guantes de seguridad
- Cascos
- Calzado de seguridad
- Protección contra lluvia
- Ropa de abrigo

### **1.2. Contagio de enfermedades.**

Para prevenir el contagio de organismos patógenos que pueden llevar las aguas residuales, es necesario no tocar para nada el agua ni los productos de ella separados: basuras, fangos, arenas, etc.

### **1.3. Prevención contra asfixia por falta de oxígeno**

Las medidas a tomar para evitar los peligros de asfixia o intoxicación por gases o vapores tóxicos van orientados en dos sentidos complementarios:

- Detección de atmósferas con ausencia de oxígeno. Deben colocarse detectores fijos de concentración de oxígeno en los lugares donde puede ser factible que se acumulen los gases típicos de digestión anaerobia como son el sulfhídrico y el metano, para que indiquen cuando la atmósfera deja de ser respirable. Las medidas a adoptar para prevenir la falta de oxígeno son:
  - Las galerías y locales donde sea posible la acumulación de gases, deberán estar ventiladas.
  - Para airear rápidamente las zonas donde se ha detectado una atmósfera peligrosa, se dispondrá de ventiladores portátiles.

- Prevención de intoxicaciones por gases o vapores tóxicos. Hay que detectar los recintos donde existan gases tóxicos. Una vez detectada la presencia del gas, se han de tomar las medidas oportunas para evitar las intoxicaciones. Para este fin son válidas las medidas adoptadas en el punto anterior.

#### **1.4. Prevención contra gases explosivos**

Esto se puede evitar aireando convenientemente la zona y alejando cualquier fuente de calor próxima. Así se puede alejar el peligro de explosión de gases, ya que no se pueden dar las condiciones apropiadas gas – oxígeno y un punto de ignición.

#### **1.5. Prevención de incendios**

Si se cuidan todos los puntos relativos al peligro de escape de gas y explosiones, se elimina una de las mayores y más peligrosas fuentes de incendios de una depuradora.

En general, para evitar un incendio, se debe prevenir que no coincidan los cuatro elementos que lo provocan: combustible, aire, fuente de calor y cadena de transmisión de incendios.

#### **1.6. Prevención contra descargas eléctricas**

Para evitar posibles accidentes todas las instalaciones eléctricas deberán cumplir los reglamentos de alta y baja tensión.

Las máquinas que están bajo tensión, deben contar con un doble aislamiento y, por otra parte, para evitar el peligro de que ocurran accidentes al tocar una masa que normalmente no está bajo tensión, se deberá colocar en ellas una puesta a tierra adecuada.

Las instalaciones eléctricas llevarán interruptores de corte automático o de aviso, sensibles a la corriente de defecto (interruptores diferenciales) o a la tensión de defecto (relés de tierra).

Los operarios que realicen un trabajo eléctrico deberán disponer de:

- Guantes aislantes
- Calzado aislante
- Banqueta o alfombras aislantes
- Comprobadores de tensión
- Herramientas aislantes

## **8. MANTENIMIENTO Y CONSERVACIÓN**

### **8.1. Objeto**

El objetivo principal de una estación depuradora de aguas residuales es conseguir unos rendimientos en el tratamiento de las mismas que sean acordes con la legislación vigente y a unos costes económicos, sociales y medioambientales mínimos.

La consecución de este objetivo dependerá de la correcta realización de tres actividades complementarias entre sí:

a) mantenimiento y conservación de equipos e instalaciones, tanto electromecánicas, como de obra civil y de servicios complementarios.

b) explotación de equipos e instalaciones para alcanzar los objetivos previstos, y seguimiento del proceso y del rendimiento de cada fase, referidos a las líneas de agua, de fango y de gas.

c) control y seguimiento de la marcha técnica, económica, administrativa, y del resto de los aspectos generales de la planta.

Los objetivos, que se persiguen con las actividades de mantenimiento y conservación, son básicamente las siguientes:

- Limitar el envejecimiento del material debido a su funcionamiento.
- Mejorar el estado del material, para su eficaz funcionamiento.
- Intervenir antes de que el coste de reparación sea demasiado elevado.

- Asegurar el buen estado de los servicios generales de agua, electricidad, etc.
- Permitir la ejecución de las reparaciones en las mejores condiciones.
- Evitar los consumos exagerados
- Suprimir las causas de accidentes
- Minimizar los costos, mientras la depuradora permanezca en activo.

## **8.2. Tipos de mantenimiento y conservación**

Las bases de partida de la planta para efectuar los oportunos programas de control y seguimiento de los equipos eléctrico-mecánicos, son básicamente:

- Personal técnico cualificado.
- Libro, fichas o manual de operación y mantenimiento de la planta:
  - Ficha histórica del equipo, con sus datos importantes y programa de operaciones de mantenimiento.
  - Ficha de mantenimiento preventivo
  - Ficha de resolución de averías

La actividad de mantenimiento queda dividida en tres grandes bloques:

### **8.2.1. Resolución de averías**

Nunca debe dejarse de lado la organización de un servicio de resolución de averías, ya que es normal que, por problemas accidentales o puntuales, surjan disfunciones en el funcionamiento de las diferentes unidades y equipos.

No obstante, un buen funcionamiento preventivo pretende reducir y minimizar el carácter aleatorio de la presentación de averías y roturas.

### 8.2.2. Mantenimiento preventivo programado

Con este sistema, en principio complejo y que requiere un cierto procedimiento administrativo y de control, se pretende básicamente acotar el riesgo de la presentación de averías. A tal fin se prevé, de manera planificada o programada, la problemática del deficiente funcionamiento de los equipos y elementos, tanto mecánicos como de obra.

Dentro de este bloque se puede distinguir:

- Engrases y cambios de aceite: Básicamente consiste en la realización de un manual de engrases y un seguimiento de las operaciones, mediante Fichas de Control de engrases y cambios de aceites.
- Plan de mantenimiento: Consiste en esencia, en la realización de una programación anual, en el que se determinan las frecuencias para acometer las diferentes revisiones a cada uno de los equipos que constituyen la depuradora.

### 8.2.3. Mantenimiento correctivo de mejora

Muchas veces es necesario en una depuradora efectuar actividades de corrección, rediseño o de mejora de equipos e instalaciones existentes, básicamente con la finalidad de optimizar su funcionamiento, mejorando sus prestaciones y vida útil, evitando así la sistemática repetición de averías.

Esta actividad (revisar casquillos, rodetes, sistemas de control, ruedas y apoyos, ...) tiene una gran repercusión en la vida de los equipos, garantizando una mayor duración, flexibilidad y nivel de servicio, y por tanto una disminución de los costes.



## **9. BIBLIOGRAFÍA**

- **Hernández Muñoz, A. H. Lehmann, P. Galán Martínez;** “Manual de depuración Uralita – sistemas para depuración de aguas residuales en núcleos de hasta 20.000 habitantes”; URALITA Productos y Servicios, S.A.; Madrid 1995
- **Aurelio Hernández Lehmann,** “Manual de Diseño de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales”, Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos, Madrid, 1997.
- **Aurelio Hernández Muñoz,** “Depuración de Aguas Residuales”, Colegio de ingeniero de Caminos, Canales y Puertos, Madrid, 1990.
- **Metcalf & Eddy,** “Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, Vertido y Reutilización” (3ª edición), McGraw-Hill, Madrid, 1995.
- **Metcalf & Eddy,** “Ingeniería de Aguas Residuales. Redes de alcantarillado y bombeo” (2ª edición), McGraw-Hill, Madrid, 1998.
- **Hernández Muñoz, A.** “Saneamiento y alcantarillado. Vertidos residuales”. Colegio de Ingenieros de caminos, canales y puertos, 1997.
- **Ramalho, R.S.** “ Tratamiento de aguas residuales”. Editorial Reverté, 1996.
- **U.S. Environmental protection agency** “Process design Manual for Upgrading Existing wastewater treatment Plants”, U.S. Environmental Protection agency, Technology transfer, Octubre 1974.

- **Ronzano, E., Dapena J.L.** “Tratamiento biológico de las aguas residuales”. CRIDESA, 2002.
- **Perry, R.H, Green, D.W, Maloney, J.O** “Manual del ingeniero químico”. Editorial McGraw-Hill, 2001.
- **Arboleda Valencia, J.** “Teoría y práctica de la purificación del agua”. Editorial McGraw-Hill, 2000.
- **Streeter, V. L., Benjamín Wyle, E.** “Mecánica de fluidos”. Editorial McGraw-Hill, 2001.
- **ASCE Manual and report on engineering practice nº 76.** “ Design of Municipal wastewater treatment plants”. Volume II: Cahpaers 13 – 20.
- **Federico de Lora y Juan Miró.** “Técnicas de defensa del medio ambiente”. Volumen I. Editorial Labor, 1978.

**ANEXO 1: ESTUDIO DE POBLACIÓN Y CAUDALES****ESTUDIO DE LA POBLACIÓN**

Este proyecto se ha diseñado para una población actual de 9069 habitantes, pero considerando el aumento previsible de población a un horizonte de 20 años que es la vida útil puesta para la instalación. Además, se supone que la zona que se va a estudiar no presenta significativas variaciones por estacionalidad.

La predicción de la población es muy compleja debido a que en ésta pueden influir numerosos factores como pueden ser sociales, políticos, económicos,... por lo que para la estimación son necesarias formulaciones estadísticas que, en general, suelen presentar grandes dispersiones.

En primer lugar se necesita disponer de un histórico del censo de población para la cual se va a diseñar la EDAR:

<b>AÑO</b>	<b>POBLACIÓN</b>	<b>AÑO</b>	<b>POBLACIÓN</b>
1984	7764	1995	8323
1985	7892	1996	8485
1986	7981	1997	8567
1987	8009	1998	8665
1988	8091	1999	8765
1989	8142	2000	8765
1990	8261	2001	8827
1991	8371	2002	8909
1992	8533	2003	8995
1993	8306	2004	9069
1994	7823	2005	

**Tabla 10: Datos de censo**

En base a los datos estadísticos anteriores y utilizando diversa metodología se puede determinar el crecimiento de la población de un núcleo urbano determinado. Los distintos métodos empleados (**Hernández Muñoz, 1997**) se describen a continuación:

A) Modelo aritmético

Consiste en considerar un incremento constante de la población. Viene determinado por la fórmula:

$$\frac{dP}{dt} = K_a$$

donde  $P \equiv$  población en miles de habitantes

$t \equiv$  tiempo (años)

$K_a \equiv$  razón aritmética

Si  $P_1$  es la población del núcleo en el tiempo  $t_1$  y  $P_2$  es la población del núcleo en el tiempo  $t_2$  (la del último censo), entonces integrando la ecuación anterior se llega a:

$$P_2 - P_1 = K_a(t_2 - t_1)$$

$P_1$  y  $P_2$  son los valores estadísticos de la población en los tiempos  $t_1$  y  $t_2$ , con lo cual la estimación de la población para un tiempo futuro  $t$ , viene dada por la expresión:

$$P = P_2 + \frac{(P_1 - P_2)}{(t_2 - t_1)}(t - t_2)$$

Utilizando los censos de 1984 y 2004 para determinar la constante  $K_a$ , se obtiene un valor de  $K_a = 65,25$

Aplicando este modelo se obtiene la siguiente proyección de la población hasta el año horizonte:

Método aritmético(Ka=65,25)		
AÑO	PREVISIÓN	INCREM.%
2005	9134	0,71
2006	9200	0,71
2007	9265	0,70
2008	9330	0,70
2009	9395	0,69
2010	9461	0,69
2011	9526	0,68
2012	9591	0,68
2013	9656	0,68
2014	9722	0,67
2015	9787	0,67
2016	9852	0,66
2017	9917	0,66
2018	9983	0,65
2019	10048	0,65
2020	10113	0,65
2021	10178	0,64
2022	10244	0,64
2023	10309	0,63
2024	10374	0,63
2025	10439	0,63

**Tabla 11: Método aritmético**

#### B) Modelo Geométrico

Consiste en considerar para iguales períodos de tiempo el mismo porcentaje de incrementos de población. Matemáticamente, este hecho se formula como sigue:

$$\frac{dP}{dt} = K_g P$$

donde P ≡ Población en miles de habitantes

$t \equiv$  tiempo (años)

$K_g \equiv$  constante geométrica de crecimiento

Integrando la ecuación anterior se llega a:

$$LP_2 - LP_1 = K_g (t_2 - t_1)$$

Por lo tanto la estimación de la población para un tiempo futuro  $t$ , está dado por la expresión:

$$LP = LP_2 + \left( \frac{LP_2 - LP_1}{t_2 - t_1} \right) (t - t_1)$$

De otra forma sería:  $P = P_2 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\left( \frac{t-t_2}{t_2-t_1} \right)}$

Aplicando este modelo se obtiene la siguiente proyección de la población hasta el año horizonte:

**Tabla 12: Método geométrico**

Método geométrico		
AÑO	PREVISIÓN	INCREM. %
2005	9144	0,82
2006	9219	0,82
2007	9295	0,82
2008	9371	0,82
2009	9448	0,82
2010	9526	0,82
2011	9604	0,82
2012	9683	0,82
2013	9763	0,82
2014	9843	0,82
2015	9924	0,82
2016	10006	0,82
2017	10088	0,82
2018	10171	0,82
2019	10255	0,82
2020	10339	0,82
2021	10424	0,82
2022	10510	0,82
2023	10597	0,82
2024	10684	0,82
2025	10772	0,82

C) Modelo de recomendaciones para proyectos de abastecimiento y saneamiento(MOPU)

Se tomarán como base las poblaciones del último censo de 10 y 20 años antes y se calcularán las tasas de crecimiento anual acumulativo correspondiente a los intervalos entre cada uno de los censos y el último realizado:

$$P_a = P_{(a-10)}(1 + \beta)^{10} \quad , \text{ deduciéndose } \beta$$

$$P_a = P_{(a-20)}(1 + \gamma)^{20} \quad , \text{ deduciéndose } \gamma$$

Como tasa de crecimiento aplicable a la prognosis se adoptará un valor:

$$\alpha = \left( \frac{2\beta + \gamma}{3} \right)$$

estimándose la población la población futura mediante el modelo:

$$P = P_a (1 + \alpha)^t$$

siendo P, la población futura

$P_a$ , la población del último censo

t, el tiempo a partir del último censo

Dicho crecimiento deberá comprobarse con los datos intercensados disponibles correspondiente a tiempos del momento del estudio.

Al crecimiento obtenido por los modelos anteriores, que corresponde a poblaciones de derecho, deberá añadirse el aumento estacional de población por razones turísticas, de mercado o de cualquier otra índole, en el caso de que se consideren. En este caso se ha obviado.

Utilizando los censos de los 10 y 20 años antes para obtener las constantes, se obtiene un valor de:

$$\beta = 0,0148 \quad \gamma = 0,0077 \quad \alpha = 0,0125$$

Aplicando este modelo se obtiene la siguiente proyección hasta el año horizonte:



**Tabla 13: Método del MOPU**

Método del MOPU		
AÑO	PREVISIÓN	INCREM.%
2005	9182	1,23
2006	9297	1,23
2007	9413	1,23
2008	9531	1,23
2009	9650	1,23
2010	9771	1,23
2011	9893	1,23
2012	10017	1,23
2013	10142	1,23
2014	10269	1,23
2015	10397	1,23
2016	10527	1,23
2017	10658	1,23
2018	10792	1,23
2019	10927	1,23
2020	11063	1,23
2021	11201	1,23
2022	11341	1,23
2023	11483	1,23
2024	11627	1,23
2025	11772	1,23

Debido a la diferencia en cuanto a los resultados obtenidos de los diferentes modelos empleados, se adopta la media de todos ellos como evolución de la población hasta el año horizonte:

**Tabla 14: Resumen**

<b>AÑO</b>	<b>ARITMÉTICO</b>	<b>GEOMÉTRICO</b>	<b>MOPU</b>	<b>MEDIA</b>
2005	9134	9144	9182	9153
2006	9200	9219	9297	9238
2007	9265	9295	9413	9324
2008	9330	9371	9531	9411
2009	9395	9448	9650	9498
2010	9461	9526	9771	9586
2011	9526	9604	9893	9674
2012	9591	9683	10017	9764
2013	9656	9763	10142	9854
2014	9722	9843	10269	9944
2015	9787	9924	10397	10036
2016	9852	10006	10527	10128
2017	9917	10088	10658	10221
2018	9983	10171	10792	10315
2019	10048	10255	10927	10410
2020	10113	10339	11063	10505
2021	10178	10424	11201	10601
2022	10244	10510	11341	10698
2023	10309	10597	11483	10796
2024	10374	10684	11627	10895
2025	10439	10772	11772	10994

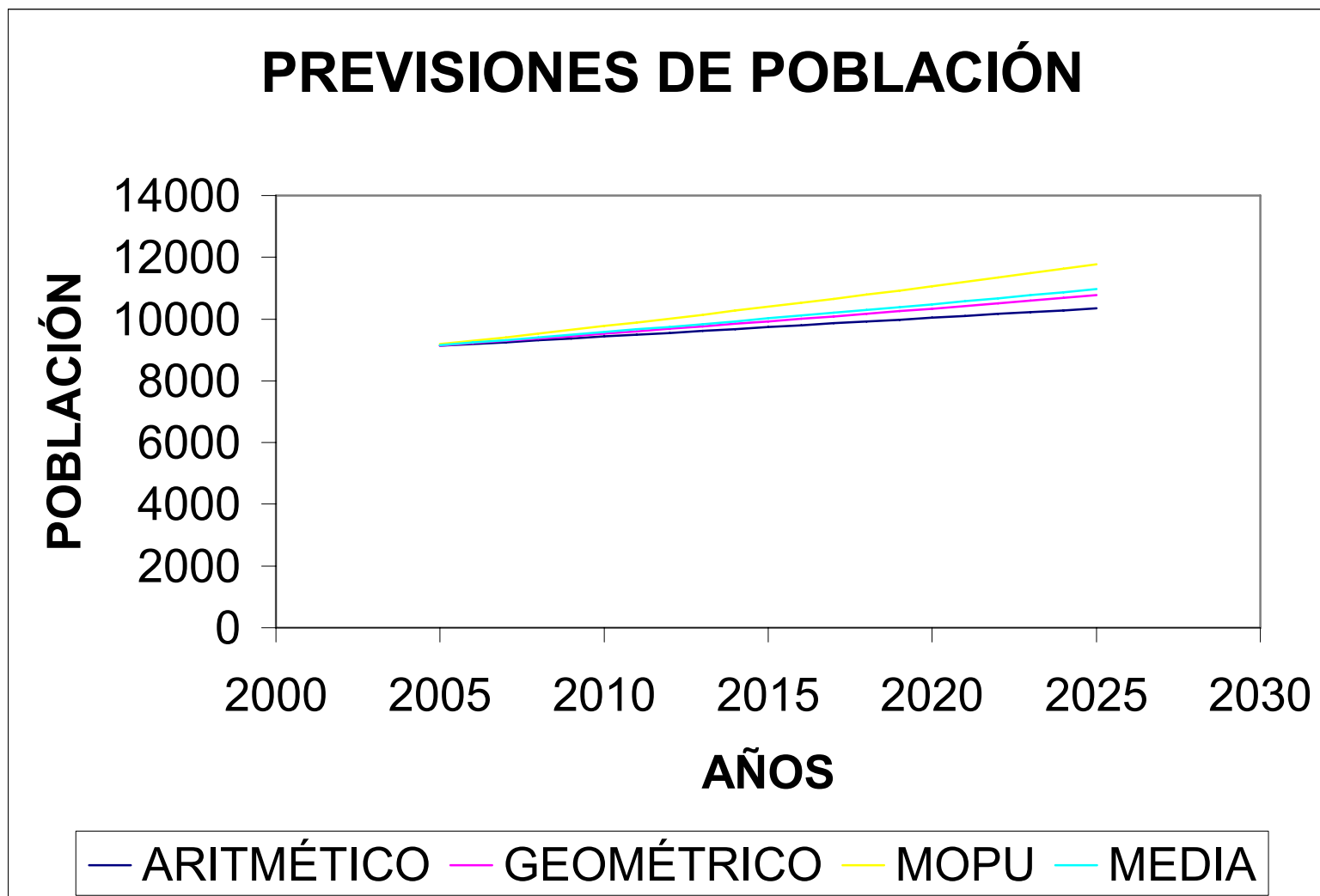


Figura 15: Población futura

## ESTUDIO DE CAUDALES

Una vez estudiada la población, el paso siguiente es hacer lo mismo con la dotación, que se define como el volumen medio diario de agua por cada habitante. Así, a partir de una población de cálculo y fijada la dotación, se obtendrá el consumo teórico necesario para una población (**Hernández Muñoz, 1997**):

$$C = P \times D$$

C, equivale al consumo urbano en m<sup>3</sup>/día

P, equivale a población en habitantes

D, equivale a dotación en m<sup>3</sup>/habitante/día

Según la bibliografía (**Hernández Muñoz, 1997**) para una población de 6000-12000 habitantes le corresponde una dotación de 200 l/hab/día.

Luego el caudal medio urbano para la población máxima (2025) de 10994 habitantes sería de 2192,6 m<sup>3</sup>/día ~ 2193 m<sup>3</sup>/día. Por tanto, el caudal medio horario será de 91,375 m<sup>3</sup>/h.

A continuación se expone la distribución de caudales para un día, obteniéndose así el caudal punta horario, ya que no se consideran variaciones estacionales este caudal punta se considera representativo:

Periodo	Caudal medio(m <sup>3</sup> /s)	Periodo	Caudal medio(m <sup>3</sup> /s)
1	0,022716612	13	0,035107492
2	0,01817329	14	0,033455375
3	0,013629967	15	0,031803257
4	0,010738762	16	0,028912052
5	0,008673616	17	0,026846906
6	0,008260586	18	0,026846906
7	0,009912704	19	0,027259935
8	0,016934202	20	0,03015114
9	0,029325081	21	0,033042345
10	0,033868404	22	0,033042345
11	0,035107492	23	0,031390228
12	0,035520521	24	0,028499023
		valor medio	0,02538

Tabla 15: Cálculo de caudales

CAUDALES	m <sup>3</sup> /s	m <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /d
Q <sub>máximo</sub>	0,0355	127,925	3070,2
Q <sub>medio</sub>	0,02538	91,375	2193

Según se observa en la distribución de caudal el factor punta horario, definido como la relación del consumo máximo horario, dentro del día de consumo máximo, al consumo horario medio, dentro del día de consumo medio, es de 1,4. Son valores normales según la bibliografía (**Hernández Muñoz, 1997**) para ciudades pequeñas, rústicas y residenciales valores menores o iguales a 2,4.

$$f = \frac{Q_{\text{máximo horario}}}{Q_{\text{medio horario}}} = \frac{0,03552}{0,02538} = 1,4$$

## CONDUCCIÓN PARA LA RECEPCIÓN DE AGUAS.

Una vez que las aguas llegan a la estación depuradora, deben circular por una conducción hasta la rejilla de desbaste. En las plantas convencionales se suele diseñar un canal para la circulación de estas aguas.

Para el diseño del canal de recepción, se recurre al flujo en canales abiertos descrito en la bibliografía (**Streeter, 2000**).

Antes de pasar al diseño del canal de recepción, se verán las características que, según **Hernández Lehmann (1997)**, debe presentar dicho canal:

Sección: rectangular

Ancho del canal (m):  $0,3 < b < 0,7$

Pendiente del canal:  $\geq 0,5 \%$

Capacidad del canal:  $Q_{\text{máx}}$  de entrada a pretratamiento

Altura máxima útil (m): 0,7

Altura de resguardo (m):  $> 0,4$

Velocidad a caudal medio (m/s):  $> 0,6$

### Procedimiento de cálculo

En general, cuando se construye un canal, la excavación, y posiblemente el recubrimiento, tiene un costo. Se puede demostrar, a partir de la fórmula de Manning, que cuando la sección transversal es mínima el perímetro mojado también es un mínimo y entonces la excavación y el recubrimiento se aproximan a su costo mínimo para las dimensiones del canal.

La sección óptima es aquella que tiene el menor perímetro mojado o su equivalente, el área menor para el tipo de sección. La fórmula de Manning es:

$$V = \frac{C_m}{n} \times R_H^{2/3} \times S^{1/2}$$

donde V es la velocidad promedio en la sección transversal,  $R_H$  (área dividida por el perímetro mojado, P) es el radio hidráulico, S son las pérdidas por unidad de peso y unidad de longitud del canal o la inclinación en el fondo del canal, n el factor de rugosidad de Manning,  $C_m$  una constante empírica igual a la unidad en unidades del S.I.

Al multiplicar la ecuación de Manning por el área de sección transversal, A, la fórmula toma la siguiente forma:

$$Q = \frac{C_m}{n} \times A \times R_H^{2/3} \times S^{1/2}$$

en donde Q es el caudal volumétrico de descarga. Si se conoce Q, n y S, la ecuación de Manning puede ser descrita como:

$$A = c \cdot P^{2/5}$$

donde c es conocida. Esta ecuación muestra que P es un mínimo cuando A es un mínimo.

Dado que el canal debe tener una sección rectangular según la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**), se determinará la sección hidráulica óptima para un canal con una base b y una altura y, por tanto:

$$P = b + 2y \quad ; \quad A = b \cdot y$$

Entonces al eliminar b, queda:

$$A = (P - 2y)y = cP^{2/5}$$

Se busca el valor de  $y$  que reduzca al mínimo a  $P$ . Al diferenciarlo respecto a  $y$  queda:

$$\left(\frac{dP}{dy} - 2\right)y + P - 2y = \frac{2}{5}cP^{-3/5} \frac{dP}{dy}$$

$$\text{Si: } \frac{dP}{dy} = 0 \quad ; \quad P = 4y, \text{ o dado que } P = b + 2y :$$

$$b = 2y$$

Por tanto, el tirante es la mitad del ancho del fondo y es independiente del tamaño de la sección rectangular.

### **Dimensionamiento del canal**

Una vez descrito el proceso para el diseño del canal de recepción, se pasará al diseño de dicho canal. Para ello, se tomará el valor máximo de caudal de aguas residuales que circulan por él, que corresponde con el caudal máximo calculado al comienzo del presente anexo. Se tomará dicho caudal ya que el canal se va a dimensionar para el caso más desfavorable.

<b>Pendiente del canal</b>	<b>0,5%</b>
<b>Sección</b>	<b>Rectangular</b>
<b>Caudal punta horario</b>	<b>127,925m<sup>3</sup>/hora</b>
<b>Caudal punta</b>	<b>3070,2 m<sup>3</sup>/día</b>

El radio hidráulico,  $R_H$ , es igual a:

$$R_H = \frac{A}{P} = \frac{y \cdot b}{b + 2y} = \frac{2 \cdot y \cdot y}{2y + 2y} = \frac{y}{2}$$



El factor de fricción de Manning para hormigón armado acabado es de 0,012.

Material	Factor n
Madera cepillada	0,012
Madera sin cepillar	0,013
H.A.acabado	0,012
H.A.sin acabar	0,014
Hierro fundido	0,015
Ladrillo	0,016
Acero remachado	0,018
Metal corrugado	0,022

**Tabla 16: Valores promedio del factor de rugosidad de Mannig para varios materiales de pared (Streeter, 1988).**

Al sustituir todos los valores de la ecuación de Mannig queda que:

$$\frac{127,925 \text{ m}^3}{3600 \text{ s}} = \frac{1}{0,012} \cdot 2y^2 \left(\frac{y}{2}\right)^{2/3} (0,005)^{1/2}$$

Despejando queda:

$$y = \sqrt[8]{2 \times \left(\frac{127,925 \cdot 0,012}{3600 \cdot 2 \cdot \sqrt{0,005}}\right)^3} \approx 0,124 \text{ m}$$

Es decir, el canal de recepción debe tener una altura de 12,4 cm y una anchura ( $b = 2y$ ) de 25 cm, dimensiones que no llegan a estar dentro de los límites definidos en la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**), pero se aproximan mucho. Para conseguir que el ancho del canal esté entre 0,3 y 0,7 m, se modificará el valor de la pendiente tomada inicialmente. Dado que el ancho del canal es el doble que la altura de éste, el valor mínimo de  $y$  es de 0,15 m según la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**).

$$y = \sqrt[8]{2 \times \left( \frac{127,925 \cdot 0,012}{3600 \cdot 2 \cdot \sqrt{S}} \right)^3} = 0,15 m$$

$$S = \left( \frac{127,925 \cdot 0,012}{3600 \cdot 2 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,15^8}{2}}} \right) = 0,0018 m$$

El valor obtenido de la pendiente es de 0,0018, es decir, una pendiente menor a 0,005 m, que es el valor aconsejado por **Hernández Lehmann, 1997**. A raíz de los resultados obtenidos de pueden proponer dos soluciones:

- Optar por el diseño de una tubería en vez de un canal
- Dar por válido lo calculado ya que los parámetros están muy próximos a lo recomendado por la bibliografía

Para asegurarnos de que nuestra elección es la acertada se debe calcular la velocidad de la corriente del canal ya que si es menor a la velocidad a caudal medio propuesta por **Hernández Lehmann, 1997**, se puede producir la sedimentación de partículas en el canal, pudiendo llegar a producirse obturaciones en éste.

Se sustituirán los datos obtenidos tanto para el caso inicial  $y = 0,124 m$  como para el segundo caso  $y = 0,15$ , calculando la velocidad en el canal:

$$v_1 = \frac{Q_{medio}}{S} = \frac{0,02538 m^3 / s}{2 \cdot 0,124^2 m^2} = 0,82 m / s > 0,6 m / s$$

$$v_1 = \frac{Q_{medio}}{S} = \frac{0,02538 m^3 / s}{2 \cdot 0,15^2 m^2} = 0,56 m / s$$

Como se observa, la velocidad propuesta por **Hernández Lehmann, 1997** como la menor es de 0,6 m/s para caudal medio.

En el primer caso se cumple y en el segundo está muy próximo. Luego optamos por el diseño de un canal de hormigón cuyas dimensiones son:

<b>Pendiente (S)</b>	0,50%
<b>Altura útil del canal (y)</b>	0,124 m
<b>Altura de resguardo (m)</b>	0,4 m
<b>Anchura del canal (b)</b>	0,25 m
<b>Velocidad de aguas en canal</b>	0,82 m/s

## **ANEXO 2: DESBASTE DE SÓLIDOS**

A continuación se procederá al diseño de la reja de desbaste de sólidos.

La reja de desbaste se sitúa en un canal que habrá que dimensionar. Para ello, se toma el modelo propuesto por **Hernández, 1996**.

El canal de la reja se debe proyectar de forma que se evite la acumulación y sedimentación de arenas y otros materiales pesados. Para reducir al mínimo la deposición de sólidos en el canal se recomiendan velocidades de aproximación,  $v_a$ , superiores a 0,6 m/s. A caudales punta la velocidad de paso,  $v_p$ , a través de las barras no deberá ser superior a 1,2 m/s para evitar el arrastre de basuras a través de la reja.

Antes de pasar el agua residual a través de la reja, la velocidad debe ser mayor de 0,6 m/s y menor de 1,2 m/s para que no decante y para que no se incruste con la velocidad. La velocidad de paso del agua (**anexo 1**) es:

$$Q_{medio} = 91,375 \text{ m}^3 / \text{h} = 0,02538 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$Q_{máximo} = 127,925 \text{ m}^3 / \text{h} = 0,0355 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$S = 2y^2 = by = 0,124 \text{ m} \cdot 0,25 \text{ m} = 0,031 \text{ m}^2$$

$$v_{media} = \frac{Q_{medio}}{S} = \frac{0,02538 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,031 \text{ m}^2} = 0,82 \text{ m/s} > 0,6 \text{ m/s}$$

$$v_{máximo} = \frac{Q_{máximo}}{S} = \frac{0,0355 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,031 \text{ m}^2} = 1,15 \text{ m/s} < 1,2 \text{ m/s}$$

Para determinar el ancho del canal se sabe que:

$$v_a = \frac{Q}{A}$$

donde Q es el caudal y A el área de la sección transversal del canal. Dado que  $v_a$  (velocidad de paso) debe ser mayor de 0,6 m/s, se tomará un valor superior a éste para dimensionarlo, por ejemplo, 0,7 m/s. De esta forma el área sería:

$$A = \frac{Q_{medio}}{v_a} = \frac{2193 \frac{m^3}{d} \cdot \frac{1d}{86400s}}{0,7 \frac{m}{s}} = 0,036m^2$$

De aquí se puede proyectar un canal de 0,5 m de ancho (valor medio entre lo recomendado por **Hernández Lehmann, 1997**) expuesto en el **anexo 1**, por lo que el canal tendrá las siguientes dimensiones:

$$A = b \cdot h$$

$$h = \frac{A}{b} = \frac{0,036}{0,5} = 0,07m$$

Es decir, el canal tendrá un ancho de 50 cm y una altura útil de 7 cm, incrementada en otros 7 de resguardo.

### 1. Velocidad de paso entre los barrotes

El parámetro de control fundamental en la comprobación de rejillas es la velocidad de paso del agua entre los barrotes. Se recomienda en la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**) una velocidad de paso comprendida entre 0,6-

1,2 m/s para evitar el arrastre de materias. Se ha dimensionado el canal previo a la zona de rejillas para una velocidad de 0,7 m/s.

## 2. Ancho del canal de la zona de rejillas

La anchura del canal en la zona de rejillas vendrá dado por la expresión **(Hernández Lehamn, 1997)**:

$$W = \left( \frac{J}{s} - 1 \right) \cdot (s + a) + s$$

Siendo:

W = ancho del canal de rejillas (m)

J = ancho del canal en la zona previa a las rejillas (m) = 0,5 m

s = separación libre entre barrotes (m) = 0,015 m

a = ancho de los barrotes (m) = 0,012 m

$$W = \left( \frac{0,5}{0,015} - 1 \right) \cdot (0,015 - 0,012) + 0,015 = 0,888m = 888mm$$

Luego el ancho de la arqueta requerida será aproximadamente de 888 mm. No obstante, habrá que considerar un margen de seguridad, con lo que se toma como ancho del canal de rejillas 1 m.

El número de barrotes viene determinado por la ecuación **(Hernández Muñoz, 1996)**:

$$N = \frac{W - s}{s + a} = \frac{888 - 15}{15 + 12} = 32,33 \cong 33 \text{ barrotes}$$

## 2. Pérdida de carga a través de la reja

La pérdida de carga puede establecerse según la fórmula tomada de la bibliografía (**Hernández Lehamnn, 1997**):

$$\Delta h = K_1 \cdot k_2 \cdot k_3 \frac{v^2}{2g}$$

$\Delta h$  = pérdida de carga (m)

$v$  = velocidad de paso en el canal (m/s)

$g$  = aceleración de la gravedad ( $m/s^2$ )

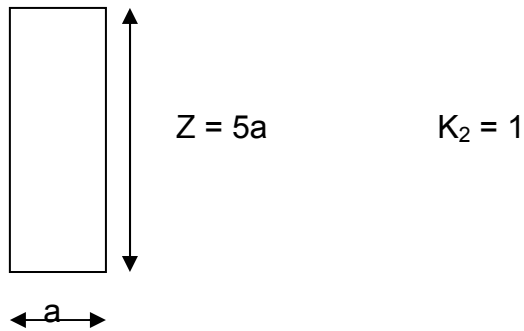
- Valores de  $K_1$ (atascamiento)

- Reja limpia:  $K_1 = 1$

- Reja atascada:  $K_1 = \left(\frac{100}{C}\right)^2 = \left(\frac{100}{75}\right)^2 = 1,78$

Siendo  $C$  el porcentaje de sección de paso que subsiste en el atascamiento máximo tolerado. Este último, del orden del 60 al 90 % está relacionado con el tipo de reja (limpieza manual o mecánica), con las dimensiones de las materias que se retienen y con su naturaleza. Para evitar el arrastre de estas materias, debe limitarse la velocidad real de paso por la reja limpia dentro de un valor comprendido entre 0,60-1,20 m/s. Se tomará un valor de  $C$  de 75% siendo éste, un valor adecuado para el tipo de reja y las dimensiones de los sólidos retenidos según la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**).

- Valores de  $K_2$  (forma de sección horizontal de los barrotos):



- Valores de  $K_3$  (sección de paso entre barrotos), viene dado según los valores de la **tabla 17 (Hernández Lehmann, 1997)**:

S = separación libre entre barrotos = 15 mm

A = anchura de los barrotos = 12 mm

Z = espesor de los barrotos = 5 a = 60 mm

H = altura sumergida de los barrotos, vertical u oblicua = 70 mm

$$\frac{z}{4} \left( \frac{2}{s} + \frac{1}{h} \right) = 2,21 \qquad \left( \frac{s}{s+a} \right) = 0,555 \qquad K_3 = 1,62$$



	$\left(\frac{s}{s+a}\right)$									
$\frac{z}{4} \left(\frac{2}{s} + \frac{1}{h}\right)$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
0	245	51,5	18,2	8,25	4,0	2,0	0,97	0,42	0,13	0
0,2	230	48	17,4	7,70	3,75	1,87	0,91	0,40	0,13	0,01
0,4	221	46	16,6	7,40	3,60	1,80	0,88	0,39	0,13	0,01
0,6	199	42	15	6,60	3,20	1,60	0,80	0,36	0,13	0,01
0,8	164	34	12,2	5,50	2,70	1,34	0,66	0,31	0,12	0,02
1	149	31	11,1	5,00	2,40	1,20	0,61	0,29	0,11	0,02
1,4	137	28,4	10,3	4,60	2,25	1,15	0,58	0,28	0,11	0,03
2	134	27,4	9,90	4,40	2,20	1,13	0,58	0,28	0,12	0,04
3	132	27,5	10,0	4,50	2,24	1,17	0,61	0,31	0,15	0,05

Tabla 17: Valores del coeficiente  $K_3$ 

Por tanto, la pérdida de carga será en :

$$\text{Reja limpia } \Delta h = k_1 \cdot k_2 \cdot k_3 \frac{v^2}{2g} = 1 \cdot 1 \cdot 1,62 \cdot \frac{1^2}{2 \cdot 9,8} = 0,082m = 8,26cm$$

$$\text{Reja atascada } \Delta h = k_1 \cdot k_2 \cdot k_3 \frac{v^2}{2g} = 1,78 \cdot 1 \cdot 1,62 \cdot \frac{1^2}{2 \cdot 9,8} = 0,147m = 14,71cm$$

Una vez calculada debemos comprobar si la pérdida de carga es admisible; es decir, si está dentro de la zona sombreada de la **figura 16** (*Hernández Lehmann, 1997*):

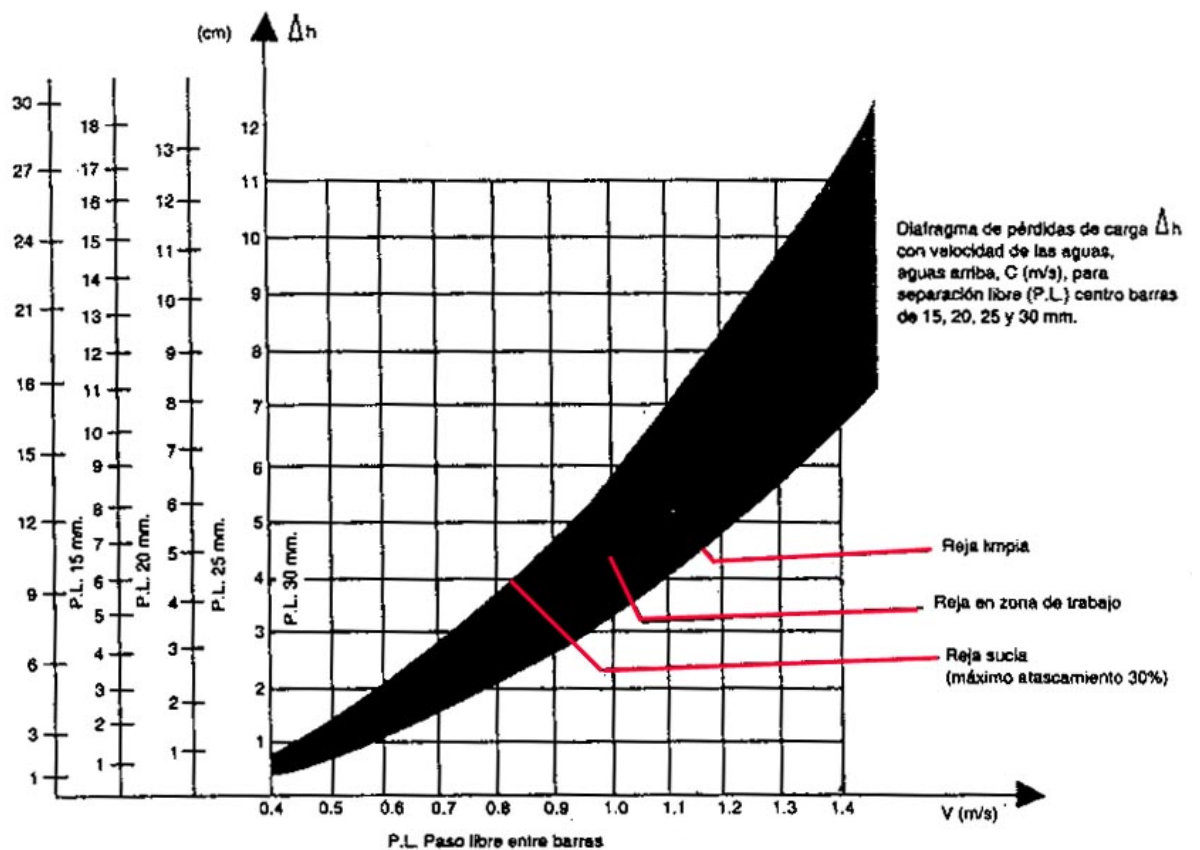


Figura 16: Pérdida de carga

Este dentro de la zona sombreada, luego es válida.

### 3. Cálculo de la cantidad de materia retenida

Para el cálculo del volumen de materias retenido en las rejillas se pueden admitir, según la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**) que al tratarse de rejillas de separación entre barras  $3 \leq s \leq 20$ , el volumen de retención será 20 l/hab.año. La cantidad de materia retenida en las rejillas será:

$$10963 \text{ hab} \cdot 20 \frac{\text{l}}{\text{hab} \cdot \text{año}} = 219260 \frac{\text{l}}{\text{año}} = 600,71 \frac{\text{l}}{\text{día}}$$

**ANEXO 3: DESARENADO-DESENGRASADO**

El diseño del desarenador se hará en base a los datos obtenidos de la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**). Para el cálculo que se ha utilizado el caudal máximo considerando la situación más desfavorable posible:

**Tabla 18: Datos de diseño**

Qmedio	91,375	m <sup>3</sup> /h
Qmáximo	127,925	m <sup>3</sup> /h
Diametro a eliminar	0,2	mm
Población	10994	habitantes

A partir de estos datos de diseño y con ayuda de la **tabla 19** tomada de la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**) se calculan las velocidades necesarias para el diseño de este equipo.

**Tabla 19: Datos de sedimentación de partículas**

d mm	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	1	2	3	5	10
V <sub>s</sub> cm/s	0,2	0,7	2,3	4	5,6	7,2	15	27	35	47	74
V <sub>s'</sub> cm/s	0	0,5	1,7	3	4	5	11	21	26	33	
V <sub>H</sub> cm/s	15	20	27	32	38	42	60	83	100	130	190

En el que:

d = diámetro de la partícula de arena

V<sub>S</sub> = Velocidad de sedimentación, para un fluido de velocidad horizontal nula.

V<sub>S'</sub> = Velocidad de sedimentación, para un fluido de velocidad horizontal V<sub>H</sub>

$V_H$  = velocidad horizontal crítica de arrastre de la partícula depositada

La determinación de la velocidad de caída de una partícula de 0,2 mm de diámetro en agua residual, como se observa en la **tabla 19** es de 1,7 cm/s.

### a) Velocidades

De la **tabla 19** tomada de la bibliografía, determinamos la velocidad máxima horizontal o crítica para evitar arrastres y a velocidad de caída de la partícula en reposo:

$V_H < 27$  cm/s, se adopta para el cálculo  $V_H = 27$  cm/s

$$V_S = 1,7 \text{ cm/s}$$

### b) Sección transversal

Se fija una sección transversal tipo según la **figura 17** que se muestra a continuación, tomando las siguientes recomendaciones de proporcionalidad por motivos de explotación, condiciones de pared y formación de líneas de corriente.

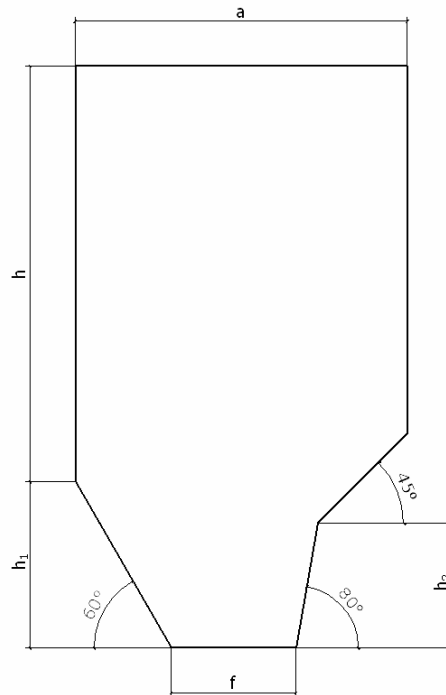
$$1 < \frac{h}{a} < 5$$

$$0,3 \leq h_1 \leq 0,8m$$

$$0,3 \leq f \leq 0,5m$$

$$h_2 = 0,75 \cdot h_1$$

Figura 17: Desarenador



El tiempo de retención válido para un desarenador simple está entre  $2,5 \leq t_R \leq 5$  min.

En el caso que se presenta, la sección transversal útil viene dada por:

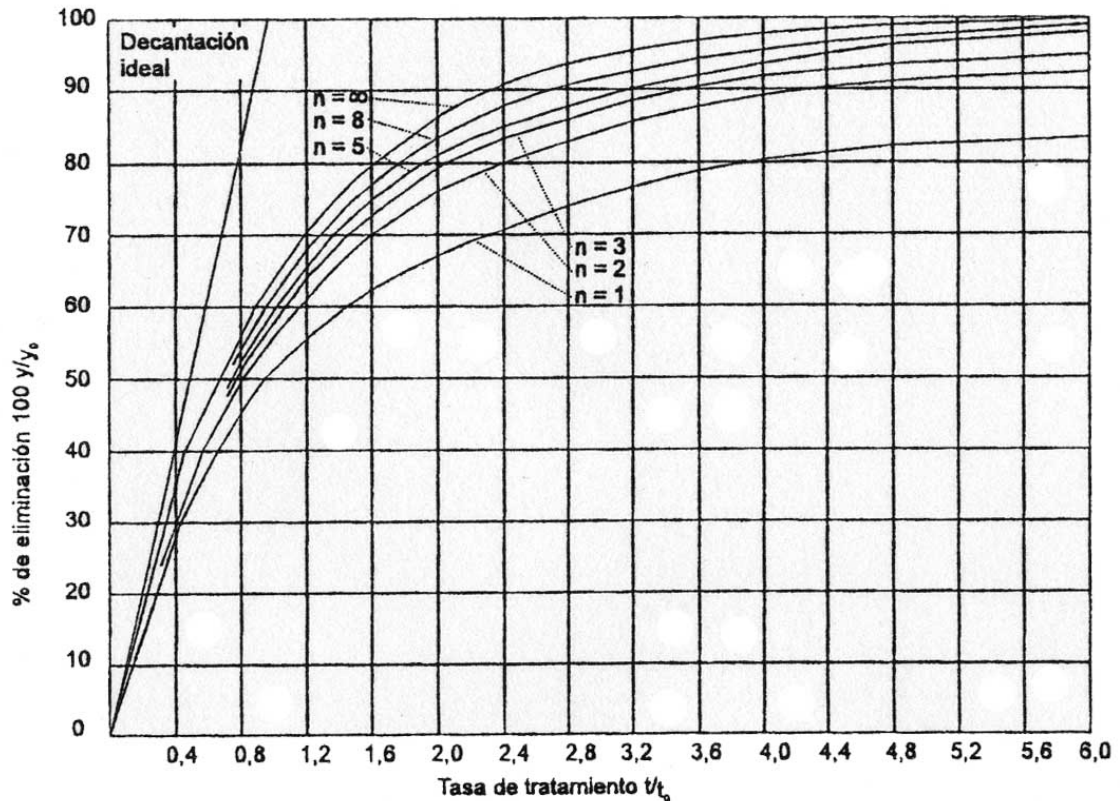
$$Sección\ transv. = \frac{Q_{m\acute{a}x}}{V_H} = \frac{0,0355}{0,27} = 0,131m^2 \text{ ésta sería la superficie transversal}$$

mínima teórica

Pero el tiempo de retención válido debe estar comprendido entre 2,5 y 5 minutos, luego si se parte de la base de que el tiempo de retención es de 3,5 minutos, se obtienen los siguientes resultados:

$$t = 3,5 \text{ min} = 210 \text{ s}$$

El rendimiento a obtener se obtendrá a partir de las curvas de Hazen:



**Figura 18: Valores de  $t/t_0$**

Donde:

$t_0$  = tiempo de sedimentación de las partículas en aguas de reposo, que coincide con  $h/V_s$ , es decir, indica el tiempo preciso para una determinada partícula con velocidad de sedimentación  $V_s$  para sedimentar desde una altura  $h$  del tanque.

$t$  = tiempo preciso para atravesar el tanque de desarenado por una partícula dada con una probabilidad de sedimentar  $y/y_0$ , este valor realmente está indicando el tiempo de retención de una partícula en el desarenador, o sea:

$$t = \frac{\text{volumen del tanque}}{\text{caudal}}$$

$t/t_0$  = tasa de crecimiento

$y_0$  = cantidad de partículas de velocidad  $V_s$  sedimentadas

$y/y_0$  = porción de partículas sedimentadas (%)

El valor de  $n$  a considerar entre 1 y 8 y dependerá de:

- Ángulo de divergencia del canal de llegada
- Cuidado de los deflectores para el canal de entrada
- Influencia de las turbulencias generadas por el viento o temperatura del tanque.

En este caso se considerará estos valores recomendados por la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**):

%sedimentación: 85%

Rendimiento bueno  $n = 3$

Se obtiene de la **figura 18** un valor de  $t/t_0 = 2,5$

El tiempo de sedimentación para una partícula en reposo en el tanque del desarenador, según las hipótesis hechas, será:

$$t_o = \frac{t}{2,5} = \frac{210}{2,5} = 84 s$$

### c) Longitud del desarenador

El tiempo de sedimentación en reposo vendrá dado por el cociente entre la altura útil del desarenador y la velocidad de caída de la partícula en reposo:

$$t_o = \frac{h}{V_s}, \text{ luego } h = t_o \cdot V_s = 84 \cdot 0,017 = 1,428 m$$

Según la bibliografía  $1 \leq \frac{h}{a} \leq 5$ , conociendo la altura útil del desarenador se puede determinar que  $a = 1,428$  m si se considera una relación  $h/a = 1$ .

Luego la sección transversal será:  $S = h \cdot a = 1,428 \cdot 1,428 = 2,04m^2$

Con esta nueva sección, conocido el caudal se determina el valor real de  $V_H$ :

$$V_H = \frac{Q_{máx}}{Secc} = \frac{0,0355}{2,04} = 0,017 m/s$$

La longitud precisa del desarenador será pues:

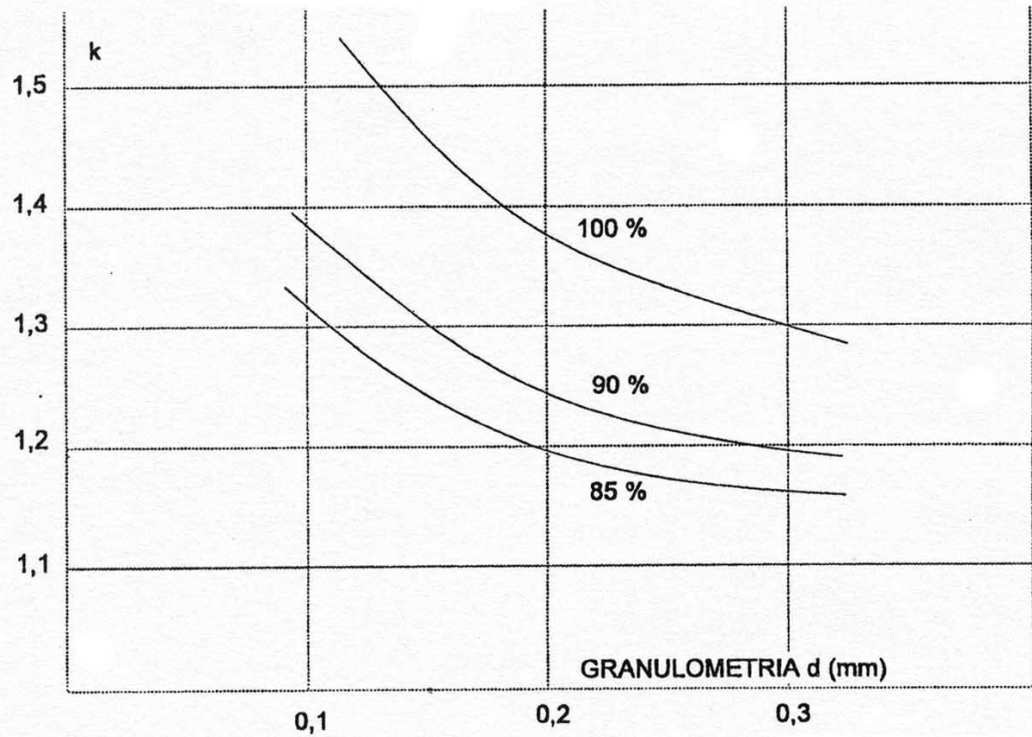
$$L = t \cdot V_H = 210 \cdot 0,017 = 3,57 m$$

Para dar la longitud efectiva necesaria a los desarenadores de aguas residuales, la longitud teórica, "L" se multiplica por una constante K (denominada también de Kalbskopf), por lo que la longitud efectiva será:

$$L_e = k \cdot L$$

Los valores de la constante K de Kalbskopt pueden obtenerse a partir de la **figura 19**.





**Figura 19: Valores de K**

$$K = 1,2 \quad L_e = 4,28 \text{ m}$$

Finalmente, las dimensiones del desarenador quedarán de la siguiente forma:

$$\frac{h}{a} = \frac{1,428}{1,428} = 1$$

$$h_1 = 0,4 \text{ m}$$

$$h_2 = 0,75 \cdot h_1 = 0,3 \text{ m}$$

$$f = 0,3 \text{ m}$$

$$\text{Superficie transversal} = 2,04 \text{ m}^2$$

**d) Comprobaciones**

- Tiempo de retención:

Se ha fijado en el apartado anterior 3,5 minutos, lo cual es válido para un desarenador simple ( $2,5 \leq t_R \leq 5$  min).

- Velocidad ascensional a caudal máximo:

$$V_{asc} = \frac{127,925}{4,28 \cdot 1,428} = 20,93 \text{ m/h}$$

Este valor está por debajo del límite fijado según la bibliografía de 36 m/h tomado de la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**) que se muestra en la **tabla 20**.

**Tabla 20: Velocidades ascensionales**

<b>Velocidades ascensionales (m/h)</b>			
<b>Diámetro (d) en mm</b>	<b>Rendimiento sedimentación (%)</b>		
	<b>100</b>	<b>90</b>	<b>85</b>
<b>0,16</b>	<b>12</b>	<b>16</b>	<b>20</b>
<b>0,2</b>	<b>17</b>	<b>28</b>	<b>36</b>
<b>0,25</b>	<b>27</b>	<b>45</b>	<b>58</b>

**e) Cálculo de las necesidades de aireación**

Las necesidades de inyección de aire para evitar la sedimentación de materia orgánica, con acción de desmulsión de grasa pueden deducirse de la **tabla 21**, en función de la superficie transversal "S" del desarenador.

**Tabla 21: Caudales de aire de un desarenador-desengrasador**

<b>S(m<sup>2</sup>)</b>	3	4	5	6	7
<b>C(Nm<sup>3</sup>/h/m)</b>	4,5-10,5	6-11,5	7,5-13	9-14	10-15

Interpolando se obtiene que para:

$$S = 2,04m^2 \rightarrow \text{Volumen de aireación}(C) \approx 6,3Nm^3 / h / m$$

$$\text{Volumen total de aireación} = L \times C = 4,28 \cdot 6,3 = 27Nm^3 \text{ de aire} / h$$

Se adoptará una soplante capaz de aportar un caudal de 27 Nm<sup>3</sup>/h por medio de difusores de placas cerámicos que se sitúan a 0,45 m por encima de la base normal del desarenador. La tubería de aire es de acero inoxidable de 50 mm de diámetro.

Se necesita calcular la potencia de la soplante. Para ello, lo primero será pasar el caudal de aire a aportar de condiciones normales a condiciones de operación reales. Se tomará como condiciones reales las condiciones veraniegas por ser las más desfavorables, 24 °C y 1 atm. Luego:

$$\frac{P \cdot Q}{T} = \frac{P' \cdot Q'}{T'}$$

$$\frac{1 \cdot 27}{273} = \frac{1 \cdot Q'}{297} \rightarrow Q' = 29,37 m^3 / h$$

Los difusores de disco aportan un caudal medio de 5,04 m<sup>3</sup>/h · difusor, luego se necesitarán para aportar el aire necesario:

$$N^{\circ} \text{ difusores} = \frac{29,37}{5,04} = 5,8 \cong 6 \text{ difusores repartidos a lo largo del desarenador}$$

Para calcular la potencia de la soplante se emplea la expresión tomada de la bibliografía (**Metcalfe & Eddy, 1995**):

$$P_w = \frac{w \cdot R \cdot T}{29,7 n \cdot e} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] \quad \text{unidades S.I}$$

donde  $P_w$  = potencia necesaria de la soplante, kW

$w$  = caudal de aire en peso, kg/s

$R$  = constante universal de los gases = 8,314 kJ/mol K

$P_1$  = presión absoluta en la entrada, atm

$P_2$  = presión absoluta a la salida, atm

$n = (k-1)/k = 0,283$  (para el aire)

$k = 1,395$  (para el aire)

$e$  = eficiencia (normalmente entre 0,70-0,90)

Para hallar esta potencia necesitamos conocer  $w$  y  $P_2$ .

1. Cálculo de  $w$ :

$$P \cdot \frac{V}{t} = \frac{n}{t} \cdot R \cdot T$$

$$P \cdot Q_v = Q_M \cdot R \cdot T$$

$$P \cdot V = \frac{m}{P_m} \cdot R \cdot T$$

$$P \cdot P_m \cdot \frac{V}{t} = \frac{m}{t} \cdot R \cdot T$$

$$P \cdot P_m \cdot Q_v = w \cdot R \cdot T \rightarrow w = \frac{P \cdot P_m \cdot Q_v}{RT}$$

$$w = \frac{1 \cdot 28,84 \cdot 29370}{0,082 \cdot 297} = 34779,94 \frac{g}{h} \cdot \frac{1kg}{10^3 g} \cdot \frac{1h}{3600s} = 0,0096kg/s$$

2. Cálculo de  $P_2$ : la presión de descarga de la soplante será la suma de las pérdidas de carga en la conducción, las pérdidas de carga de la profundidad del agua por encima de los difusores y las pérdidas de carga debida a los difusores.

- 2.1. Pérdidas de carga debido a las conducciones,  $h_L$ :

$$h_L = f \frac{L + L_{eq}}{D} h_i$$

Donde  $h_L$  = pérdida de carga por fricción, m.c.a

$f$  = coeficiente de fricción adimensional obtenido del diagrama de Moody (**figura 33**).

$L$  = longitud de la tubería, m

$L_{eq}$  = longitud equivalente, m

$D$  = diámetro de la tubería, m

$h_i$  = energía de velocidad del aire, m.c.a.

Para **calcular  $f$** , se necesita conocer el número de Reynolds, por medio de la expresión propuesta por **Metcalf & Eddy, 1995**:

$$Re = \frac{25,47 q_s}{D \cdot \mu}$$

Donde:

$q_s$  = caudal de aire en la tubería, m<sup>3</sup>/min

D = diámetro de la tubería, m

$\mu$  = viscosidad del aire, centipoises

Para temperaturas entre -15°C y 90°C, la viscosidad se puede aproximar mediante la ecuación:

$$\mu, \text{centipoises} = (170 + 0,504t) \times 10^{-4}$$

donde t = temperatura, °C

Considerando las condiciones más desfavorables de temperatura veraniega, 24 °C:

$$\mu, \text{centipoises} = (170 + 0,504 \cdot 24) \times 10^{-4} = 0,018$$

Luego el número del Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{25,47 q_s}{D \cdot \mu} = \frac{25,47 \cdot 0,489}{0,05 \cdot 0,018} = 13839$$

De la **figura 32** obtenemos la valor de la rugosidad relativa para diámetro un diámetro de 50 mm:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0006$$

Con el número de Reynolds y la rugosidad relativa, se obtiene de la **figura 33 (anexo 7)**, un valor del factor de fricción de  $f = 0,017$ .

Para **calcular**  $h_i$ , energía de velocidad en m.c.a a 21°C y 1 kg/cm<sup>2</sup> se puede utilizar la expresión:

$$h_i = \left( \frac{v}{140} \right)^2 \gamma_a$$

Donde:

$v$  = velocidad del aire, m/s

$\gamma_a$  = peso específico del aire a 21 °C y 1 kg/cm<sup>2</sup>

Para hallar  $\gamma_a$  utilizamos la siguiente expresión tomada de la bibliografía **(Metcalf & Eddy, 1995)**:

$$\gamma_a = \frac{P}{RT} = \frac{1}{0,028 \cdot 297} = 1,21 \text{ kg/m}^3$$

La velocidad del aire se obtiene, conocida la sección y el caudal:

$$v = \frac{Q}{S} = \frac{Q}{\pi \cdot r^2} = \frac{29,37}{\pi \cdot 0,025^2} = 14958,02 \frac{m}{h} \cdot \frac{1h}{3600s} = 4,15 \text{ m/s}$$

Por lo tanto,  $h_i$  queda:

$$h_i = \left( \frac{v}{140} \right)^2 \gamma_a = \left( \frac{4,15}{140} \right)^2 1,21 = 0,0011 \text{ m.c.a}$$

Unificamos las unidades, para ello, se pasan los m.c.a. a atmósferas, sabiendo que 1 atmósfera equivale a 10,33 m.c.a:

$$h_i = 0,0011 \text{ m.c.a} \frac{1 \text{ atm}}{10,33 \text{ m.c.a}} = 1,06 \times 10^{-4} \text{ atm}$$

Los accesorios correspondientes a este tramo de tubería son 4 codos de 90° y 6 válvulas de compuerta correspondientes a cada difusor, para una

tubería de 50 mm (1,98 pulgadas) y haciendo uso de la **figura 34 (anexo 7)** se obtiene:

$$L_{eq}(\text{Codo } 90^\circ) = 0,9 \text{ m}$$

$$L_{eq}(\text{válvula}) = 15 \text{ m}$$

Las pérdidas de carga debidas a la conducción son:

$$h_L = f \frac{L + L_{eq}}{D} h_i = 0,017 \frac{30 + 4 \times 0,9 + 15 \times 6}{0,05} 0,0011 = 0,046 \text{ m.c.a}$$

$$h_L = 0,046 \text{ m.c.a} \frac{1 \text{ atm}}{10,33 \text{ m.c.a}} = 4,45 \times 10^{-3} \text{ atm}$$

2.2. Pérdidas de carga debidas a la columna de agua por encima de los difusores:

$$P = \rho \cdot g \cdot h$$

Donde:

$\rho$  = densidad del aire en las condiciones de operación,  $\text{kg/m}^3$

$g$  = aceleración de la gravedad,  $9,8 \text{ m/s}^2$

$h$  = la altura efectiva por encima de los difusores, m

La densidad del aire se obtiene de la ecuación de los gases ideales:

$$PV = nRT$$

$$P \cdot V = \frac{m}{Pm} \cdot R \cdot T$$



$$P \cdot Pm = \frac{m}{V} \cdot R \cdot T$$

$$\rho = \frac{P \cdot Pm}{RT} = \frac{1 \cdot 28,84}{0,082 \cdot 297} = 1,18 \text{ g/l} = 1,18 \text{ kg/m}^3$$

Los difusores se sitúan a 0,45 m de la base del desarenador, luego la altura útil será la diferencia entre la altura del desarenador y la de los difusores:

$$h = 1,83 - 0,45 = 1,38 \text{ m}$$

Por tanto, las pérdidas de carga debido a la columna de agua sería:

$$P = \rho \cdot g \cdot h = 1,18 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 1,38 \text{ m} = 15,96 \frac{\text{kg}}{\text{ms}^2} \frac{\text{m}}{\text{m}} = 15,96 \text{ N/m}^2 = 15,96 \text{ Pa}$$

Pasando las unidades a atmósferas se obtiene que:

$$P = 15,96 \text{ Pa} \frac{1 \text{ atm}}{101325 \text{ Pa}} = 1,57 \times 10^{-4} \text{ atm}$$

- 2.3. Pérdidas de carga debidas a los difusores según datos bibliográficos son de entre 13-48 cm por difusor, se toma el valor medio (30 cm). Se dispone de 6 difusores, luego la pérdida de carga para todos los difusores será:

$$P_{dif} = \rho \cdot g \cdot h = 1,18 \cdot 9,8 \cdot (3 \times 6) = 138,77 \frac{\text{kg}}{\text{ms}^2} \frac{\text{m}}{\text{m}} = 138,77 \text{ N/m}^2 = 138,77 \text{ Pa}$$

$$P_{dif} = 138,77 \text{ Pa} \frac{1 \text{ atm}}{101325 \text{ Pa}} = 1,37 \times 10^{-3} \text{ atm}$$

Luego la presión de descarga de la soplante será la suma de todas las anteriores más la presión atmosférica:

$$P_2 = 1 + h_L + P + h_{dif} = 1 + 4,45 \times 10^{-3} + 1,57 \times 10^{-4} + 1,37 \times 10^{-3} = 1,006 \text{ atm}$$

3. Cálculo de la potencia de la soplante,  $P_w$ :

$$P_w = \frac{w \cdot R \cdot T}{29,7 n \cdot e} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] = \frac{0,0096 \cdot 8,314 \cdot 297}{29,7 \cdot 0,283 \cdot 0,7} \left[ \left( \frac{1,006}{1} \right)^{0,283} - 1 \right] = 6,8 \times 10^{-3} \text{ kW} = 6,8 \text{ W}$$

#### f) Producción de arenas

La cantidad de arenas retiradas de un desarenador varía mucho de una instalación a otra dependiendo fundamentalmente de:

- tipo de saneamiento (unitaria o separativa)
- régimen pluviométrico
- tipo de urbanización

Se adoptará, según la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**), un valor medio para la cantidad de arena a extraer de  $50 \text{ cm}^3/\text{m}^3$ , obteniéndose así un volumen de arenas:

$$\text{Volumen arenas} = \frac{50 \cdot 127,925 \cdot 24}{1000000} = 0,153 \text{ m}^3 / \text{ día}$$

Las cantidades de grasas incorporadas en las aguas residuales son muy variables, pero para aguas residuales urbanas, pueden considerarse unas cifras de 24 g por habitante y día. Suponiendo un rendimiento de eliminación del 60%, queda:

$$\text{Volumen de grasas} = 0,6 \cdot 0,024 \cdot 10963 = 157,87 \text{ kg} / \text{ día}$$

En las tablas 22 y 23 se muestran las variaciones sufridas por los componentes del agua residual, considerando una reducción típica de los para un desarenador tomada de la bibliografía (*Metcalf & Eddy, 1995*). Como se observa estas reducciones son del 2,5% para la DBO y DQO y de un 5% de sólidos suspensión totales. Se ha hecho el cálculo considerando como caudal de entrada tanto caudal máximo como medio. Los datos de composición señalados de salida del desarenador son los que se toman como base para el siguiente paso en el proceso.

**Tabla 22: Datos de diseño para caudal máximo**

Contaminante		Entrada		Salida	
$Q_{med}$ ( $m^3 d^{-1}$ )		3070,20		3070,20	
	Reducción	$kg d^{-1}$	$mg l^{-1}$	$kg d^{-1}$	$mg l^{-1}$
<b>DBO</b>	2,50%	675,44	220,00	675,44	220,00
<b>DQO</b>	2,50%	1535,10	500,00	1535,10	500,00
<b>SST</b>	5,00%	675,44	220,00	675,44	220,00
<b>P</b>	0,00%	15,35	5,00	15,35	5,00
<b>N-Org</b>	0,00%	9,21	15,00	9,21	15,00
<b>N-NH<sub>3</sub></b>	0,00%	76,76	25,00	76,76	25,00
<b>N-NO<sub>3</sub></b>	0,00%	0,00	0,00	0,00	0,00

**Tabla 23: Datos de diseño para caudal medio**

Contaminante		Entrada		Salida	
$Q_{med}$ ( $m^3 d^{-1}$ )		2193,00		2193,00	
	Reducción	$kg d^{-1}$	$mg l^{-1}$	$kg d^{-1}$	$mg l^{-1}$
<b>DBO</b>	2,50%	482,50	220,00	470,44	214,52
<b>DQO</b>	2,50%	1096,50	500,00	1069,09	487,50
<b>SST</b>	5,00%	482,50	220,00	458,38	209,02
<b>P</b>	0,00%	10,96	5,00	10,96	5,00
<b>N-Org</b>	0,00%	32,90	15,00	32,90	15,00
<b>N-NH<sub>3</sub></b>	0,00%	54,80	25,00	54,80	24,99
<b>N-NO<sub>3</sub></b>	0,00%	0,00	0,00	0,00	0,00

## **ANEXO 4: TANQUE DE HOMOGENIZACIÓN**

### **1. Determinación del volumen**

El volumen necesario para la homogenización del caudal se determina a partir de un gráfico de caudales a tratar, en el que se representan las aportaciones acumuladas a lo largo del día. En el mismo gráfico se muestra también el caudal medio diario, que viene representado por la pendiente de la recta que va desde el origen hasta el punto final del gráfico.

Para determinar el volumen necesario, se traza una línea paralela a la que define el caudal medio tangente a la curva de los volúmenes de aportación acumulados. El volumen necesario viene determinado por la distancia vertical desde el punto de tangencia a la recta que representa el caudal medio.

En la práctica el volumen del tanque de homogenización debe ser superior al determinado por consideraciones teóricas, hecho que se deriva de tener en cuenta los siguientes factores:

1. El funcionamiento continuo de los equipos de aireación y mezclado no permiten un vaciado total, a pesar de que puedan adoptarse configuraciones y estructuras especiales.
2. La recirculación de sobrenadantes y filtrados exige un volumen adicional, caso de que el retorno se realice al tanque de homogenización (práctica no recomendada).
3. Debe contemplarse la posibilidad de imprevistos y de cambios no previsibles en los caudales diarios.

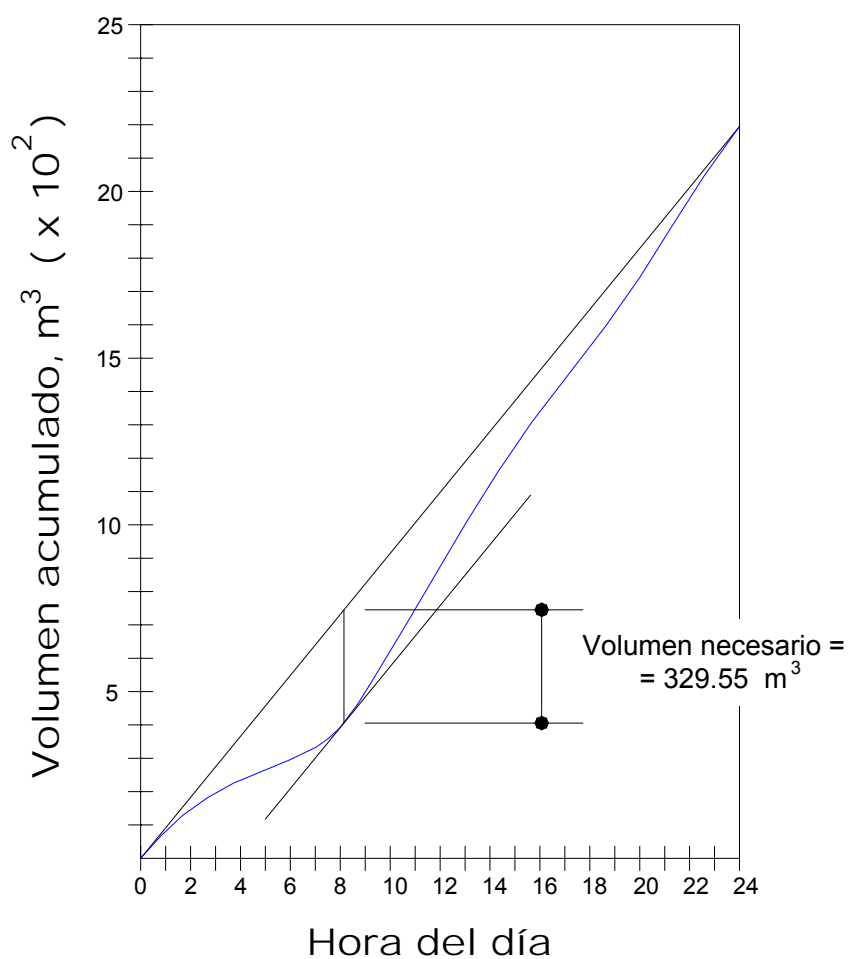
A pesar de que no se puede dar un valor fijo, el volumen adicional puede variar entre el 10-20 % del valor teórico (*Metcalfe & Eddy, 1995*).

A continuación se realiza el cálculo del volumen del tanque de homogenización. Para determinar este volumen se ha tomado caudal medio 2193 m<sup>3</sup>/día.

**Tabla 24: Datos de diseño del tanque de homogenización**

Período	Caudal medio(m <sup>3</sup> /s)	Volumen acumulado(m <sup>3</sup> )	Queda en el tanque(m <sup>3</sup> )	Acumulado(m <sup>3</sup> )
1	0,022716612	81,77980456		
2	0,01817329	147,2036482		
3	0,013629967	196,2715309		
4	0,010738762	234,9310749		
5	0,008673616	266,1560912		
6	0,008260586	295,894202		
7	0,009912704	331,5799349		
8	0,016934202	392,5430619		
9	0,029325081	498,113355	14,2742932	
10	0,033868404	620,0396091	30,6302541	30,6302541
11	0,035107492	746,4265798	35,0909707	65,7212248
12	0,035520521	874,300456	36,5778762	102,299101
13	0,035107492	1000,687427	35,0909707	137,390072
14	0,033455375	1121,126775	29,1433485	166,53342
15	0,031803257	1235,618502	23,1957264	189,729147
16	0,028912052	1339,701889	12,7873876	202,516534
17	0,026846906	1436,350749	5,35285993	207,869394
18	0,026846906	1532,999609	5,35285993	213,222254
19	0,027259935	1631,135375	6,83976547	220,06202
20	0,03015114	1739,679479	17,2481042	237,310124
21	0,033042345	1858,631922	27,656443	264,966567
22	0,033042345	1977,584365	27,656443	292,62301
23	0,031390228	2090,589186	21,7088208	314,331831
24	0,028499023	2193,185668	11,3004821	325,632313
Valor medio	0,02538			

Si lo se hace el cálculo gráficamente, se obtiene lo siguiente:



**Figura 21: Volumen necesario del tanque para caudal medio**

Por lo que se estima que el volumen teórico del tanque de homogenización sería como se ve en la **figura 21** de 329,55 m<sup>3</sup>, ya que se toma el mayor de los calculados (gráfica y analíticamente) pero añadiendo un factor de seguridad del 20%, el volumen final sería de aproximadamente 400 m<sup>3</sup>.

Se observa como se comentó en el **anexo 1** que el factor punta horario es:

$$f = \frac{Q_{\text{máxhorario}}}{Q_{\text{mediorario}}} = \frac{0,0355}{0,02538} = 1,4$$

## 2. Geometría del tanque

La importancia de la geometría del tanque varía dependiendo del esquema de homogenización adoptado (en línea o en derivación). En este caso se trata de una homogenización en línea que permite regular tanto el caudal como las cargas contaminantes. No obstante, la necesidad de incorporar un sistema de bombeo y de aireación, además del coste que supone un pozo de geometría cilíndrica, hacen que la solución adoptada tenga una geometría cuadrada con las siguientes características:

Volumen del pozo =  $400 \text{ m}^3$

Altura total = 4

Altura útil = 3,5 m

Lado = 10 m

Una de las limitaciones más significativas corresponde al sistema de aireación y mezclado elegido, ya que los aireadores de turbina sumergida, limitan la profundidad del tanque en aproximadamente 3,5 metros. Se toma altura total 4 m, para dejar una cobertura de 0,5 m sobre los aireadores (**ver plano nº 5**).

## 3. Materiales de construcción

El pozo se excavará en el terreno y se fabricará en hormigón armado de espesor 0,3 m por ser de menor coste y lo más recomendable para la geometría del pozo que se ha seleccionado.

## 4. Equipos complementarios para su funcionamiento

Entre los equipos que se deben incluir en el diseño de los tanques de homogenización, se incluyen:

- Aliviadero de emergencia
- Sistema de mezclado y aireación
- Bombas y control de bombeo

#### 4.1. Aliviadero de emergencia

El aliviadero de emergencia es necesario para cubrir la eventualidad de aguas en exceso.

#### 4.2. Sistema de aireación y mezclado

Con el fin de que el funcionamiento de los tanques de homogenización sea satisfactorio, es preciso disponer de sistemas de mezclado y aireación adecuados. El mezclado es necesario para evitar la sedimentación de sólidos y las variaciones de concentración. La aireación es también necesaria para evitar que las aguas se vuelvan sépticas y malolientes.

Un método para conseguir tanto el mezclado como la aireación consiste en el uso de aireadores mecánicos. Las necesidades energéticas típicas para mantener un régimen de flujo próximo a mezcla completa con aireadores mecánicos varían entre 0,019 y 0,039 kW/m<sup>3</sup> de tanque, en función del diseño del aireador y de la geometría del tanque (**Metcalfe & Eddy, 1995**). Para mantener las condiciones aerobias, la cantidad de aire a suministrar varía entre 0,0015 y 0,01 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> de tanque · min (**Metcalfe & Eddy, 1995**).

Los dos principales métodos para la aireación del agua residual son:

- La introducción en el agua residual de aire mediante difusores sumergidos.



- Agitación mecánica del agua residual para promover la disolución de aire en la atmósfera.

Los difusores sumergidos en el pozo necesitarán las conducciones y equipos auxiliares de aire; además, podrían obstruirse fácilmente debido a la alta concentración de sólidos que existen en el pozo, siendo los costes de mantenimiento mucho mayores que en los aireadores mecánicos.

Los aireadores mecánicos más apropiados para el pozo de homogenización son los aireadores sumergidos de eje vertical (**Metcalfe & Eddy, 1995**). Este tipo de aireador consiste en una turbina de baja velocidad y sistema de inyección de aire comprimido. Tiene un impulsor que se utiliza para dispersar las burbujas de aire y para mezclar el contenido del tanque.

Se selecciona el aireador más adecuado según las características del tanque y las condiciones de mezclado y aireación especificadas según la bibliografía (**Metcalfe & Eddy, 1996**).

- Volumen útil máximo del pozo = 400 m<sup>3</sup>
- Potencia del motor = 0,019 – 0,039 kW/m<sup>3</sup> de tanque = 7,6 – 115,6 kW
- Volumen de aire = 0,0015 – 0,01 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> de tanque · min = 36 – 240 m<sup>3</sup>/h

**Tabla 25 : Tipos de aireador**

Tipo	Unidades	150 T	300 T	600 T	1200 T
Potencia del motor	kW	3	5,5	11	22
Voltaje	V	380	380	380	380
Revoluciones	r.p.m	1450	1450	1450	1450
Corriente	A	6,9	12	24	48
Volumen de aire	m <sup>3</sup> /h	50	100	200	400
Introducción de oxígeno	kg/h	6,2	12,5	25	50
Profundidad del tanque	m <sup>3</sup> /h	1,5-3,5	1,5-3,5	1,5-3,5	1,5-3,5

El aireador seleccionado es el aireador de turbina sumergida FRING 600 T, que garantiza unas condiciones de aireación y mezclado adecuadas.

#### 4.3. Bombas y control de bombeo.

Debido a que la homogenización de caudal impone una altura de carga adicional dentro de la planta de tratamiento, la necesidad de incorporar instalaciones de bombeo es un hecho frecuente. Como mínimo la altura de bombeo deberá ser igual a la suma de las pérdidas hidráulicas y de las variaciones normales de nivel de la superficie del agua.

Se considera conveniente instalar dos bombas para trabajar en secuencia operativa viable, y en caso de avería de una de ellas, poder impulsar el líquido a la planta de tratamiento mediante la otra bomba.

El sistema de bombeo está equipado con la instrumentación necesaria para controlar el funcionamiento de cada bomba y el caudal regulado preestablecido.

## **ANEXO 5: PROCESO DE AIREACIÓN PROLONGADA CON NITRIFICACIÓN-DESNITRIFICACIÓN**

El proceso de aireación prolongada se ha desarrollado como una operación en continuo mediante el reciclado del lodo biológico.

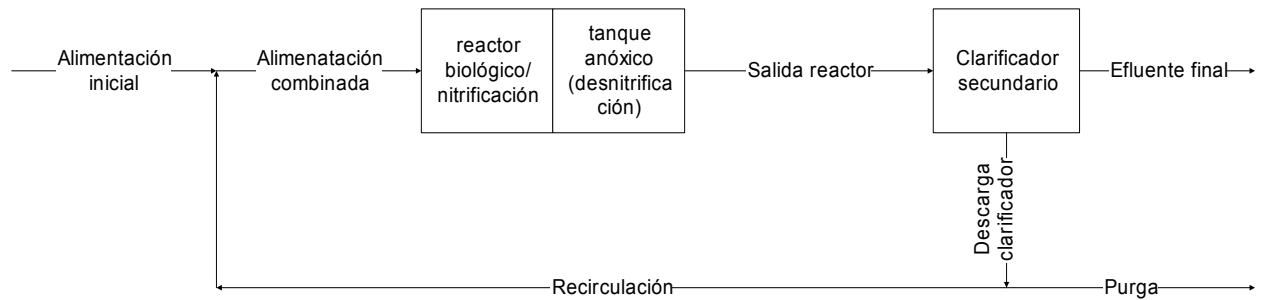
La corriente de salida del pozo de homogenización entra en el tratamiento biológico con los siguientes valores:

**Tabla 26: Datos de entrada al tratamiento secundario**

Parámetros	Entrada reactor		Entrada agua bruta	
$Q_{\text{medio}}$ (m <sup>3</sup> /d)	2193		2193	
Contaminante	kg /día	mg/l	kg /día	mg/l
DBO (S <sub>F</sub> )	470,44	214,52	482,46	220
DQO	1069,09	487,5	1096,50	500
SST	458,38	209,02	482,46	220
Volátiles X <sub>V,F</sub>	343,79	156,77	361,85	165
P	10,96	5	10,96	5
(NTK)	87,72	40	87,72	40
Alcalinidad(CACO <sub>3</sub> )	438,6	200	438,60	200

### **1. Tanque biológico de nitrificación – desnitrificación**

Se trata de dimensionar un reactor biológico de lodos activos en el que se produce el proceso combinado de oxidación de carbono y nitrificación en una primera etapa que opera en condiciones aerobias, y la desnitrificación en una segunda etapa en una zona anóxica anexa al propio reactor, como muestra la **figura 12**.



**Figura 12: Diagrama de flujo del proceso combinado oxidación de carbono/nitrificación-desnitrificación**

La norma alemana ATV A-131 (*Hernández Lehmann, 1997*) indica que para la viabilidad de este tipo de proceso se han de cumplir las siguientes relaciones en el agua bruta:

$$\frac{DQO}{DBO_5} \approx 2 \quad \frac{NKT}{DBO_5} < 0,25$$

La primera condición indica que la materia orgánica no biodegradable debe ser aproximadamente igual de la biodegradable, y la segunda, que el Nitrógeno Kjeldahl Total (que incluye a nitrógeno orgánico y amoníaco) no debe ser mayor de la cuarta parte de la materia orgánica biodegradable.

Analizamos pues, estas relaciones en el agua bruta:

$$\frac{DQO}{DBO_5} = \frac{500}{220} = 2,27 \quad \frac{NKT}{DBO_5} = \frac{40}{220} = 0,18$$

Se observa que el agua residual urbana a tratar está muy próxima a los valores recomendados, por lo que se acepta como adecuado este tratamiento.

Para el diseño del reactor biológico recurrimos a los datos de caudales de diseño para la planta depuradora y la composición de las aguas a tratar, una vez sometidas a las operaciones de pretratamiento.

El procedimiento de cálculo usado para el diseño del reactor biológico, así como todos los parámetros de diseño que se estiman se basan en los propuestos en la bibliografía (**Ramalho, 1996**), para procesos de lodos activos, y se han descrito con anterioridad en la Memoria descriptiva.

A continuación, se exponen los datos de diseño utilizados para el cálculo del reactor biológico; es decir, los valores de las variables de operación del reactor durante el proceso de funcionamiento del mismo. Estos datos han sido tomados de la bibliografía (**Ramalho, 1996**).

## 2. Datos de diseño

A continuación se presentan los datos de diseño necesarios para realizar los cálculos:

**Tabla 27: Datos de diseño**

DATOS DE DISEÑO	
$Q_F$ (m <sup>3</sup> /s)	0,0254
$X_{V,u}$ (mg/l)	12500
$X_{V,a}$ (mg/l)	4000
$S_F$ (mg/l)	214,52
$S_e$ (mg/l)	20
T verano(°C)	24
T verano agua(°C)	20
T invierno(°C)	13
T invierno agua(°C)	15
$F_V$	0,8
$X_{V,e}$ (mg/l)	12

Donde:

- $Q_F$ , es el caudal de alimentación del reactor biológico.

- $X_{V,u}$ , es la concentración de sólidos volátiles en la descarga del clarificador secundario.
- $X_{V,a}$ , es la concentración de sólidos en suspensión volátiles en el reactor, o concentración de biomasa en el reactor biológico.
- $S_F$ , es la concentración de DBO soluble en la alimentación.
- $S_e$ , es la concentración de DBO soluble en el efluente final.
- $T$ , temperaturas ambientales y de las aguas.

Además, para el diseño del reactor biológico, se deben estimar ciertos parámetros característicos del proceso de lodos activos que se exponen en la **tabla 28** tomados de la bibliografía (*Ramalho, 1996*).

**Tabla 28: Datos de parámetros de laboratorio característicos de lodos activos**

Y (kg MLVSS/kg DBO consumida)	1,3
$k_d$ ( $d^{-1}$ )	0,06
$\theta_{kd,b}$	1,03
a (kg $O_2$ /kg DBO consumida)	0,52
b (kg $O_2$ /d kg MLVSS)	0,09
K ( $d^{-1}$ x l/mg)	0,02

- Y, es el parámetro de producción de biomasa y se expresa como kg de DBO consumida para síntesis/ kg de DBO total consumida.
- a, es la relación kg de DBO consumido para metabolismo energético / kg de DBO total consumido.
- $k_d$ , es el coeficiente de descomposición microbiana y se define como la fracción de sólidos en suspensión volátiles oxidada por unidad de tiempo durante el proceso de respiración endógena. Este parámetro puede tener muchos valores dependiendo del tipo de agua que se vaya a tratar.

El valor de 0,06 considerado en este caso es el que se tomara con mayor frecuencia para las aguas residuales urbanas. Sus unidades son  $d^{-1}$ .

- b, se define como los kg de oxígeno utilizados por día y por kg de sólidos en suspensión volátiles en el reactor, en el proceso de respiración endógena.
- k, se define como la velocidad de consumo de sustrato. Este parámetro depende de otros y se ha tomado 0,02.

### 3. Procedimiento de cálculo

Como se ha mencionado anteriormente, el procedimiento de cálculo se basa en el propuesto por la bibliografía (**Ramalho, 1996**), para el proceso de lodos activos convencional. Sobre este procedimiento de cálculo tendrá ciertas modificaciones debido a que el proceso que aquí se trata es una aireación prolongada, por lo que también se hará uso de las expresiones propuestas por la bibliografía (**Ramalho, 1996**) para este proceso. Dicho proceso de cálculo cuenta con iteraciones por lo que se hará el cálculo para la primera iteración a modo de ejemplo y las siguientes iteraciones serán indicadas ya que el cálculo es exactamente igual en cada caso.

#### **Paso 1: Cálculo de la cantidad de sustrato consumido (ecuación 52)**

$$kgDBO_5/d = 86,4Q_F(S_F - S_e) = 86,4 \times 0,0254 \times (214,52 - 20) = 426,58kg/d$$

#### **Paso 2: Estimación de la potencia (ecuación 53)**

$$HP = \frac{Kg\ DBO_{consumida}}{21} / d = \frac{86,4Q_F \cdot (S_F - S_e)}{21} \rightarrow HP = \frac{86,4 \cdot 0,0254 \cdot (214,52 - 20)}{21} = 20,31C.V$$

El índice que aparece en el denominador, puede tener diferentes valores (desde 20 hasta 22) dependiendo del agua residual a tratar. Debido a que en la bibliografía no se encuentran datos específicos de este valor para un agua de estas características, se ha tomado el valor medio del intervalo para estimar la potencia.

**Paso 3: Estimación de  $T_w$ , siendo ésta la temperatura del agua en el reactor y en el efluente (ecuación50)**

$$T_w = \frac{3,6 \cdot 10^6 \cdot Q_F \cdot T_F + 1134 \cdot (HP) \cdot T_a}{3,6 \cdot 10^6 \cdot Q_F + 1134 \cdot (HP)}$$

Siendo:

$T_w$  = temperatura del licor en el reactor, °C

$T_F$  = temperatura de la alimentación, °C

$T_a$  = temperatura ambiente, °C

$Q_F$  = caudal en m<sup>3</sup>/s

Sustituyendo los datos, se obtiene:

Verano

$$T_w = \frac{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,0254 \cdot 20 + 1134 \cdot 20,31 \cdot 24}{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,0254 + 1134 \cdot 20,31} = 20,81^\circ C$$

Invierno

$$T_w = \frac{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,0254 \cdot 15 + 1134 \cdot 20,31 \cdot 13}{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,0254 + 1134 \cdot 20,31} = 14,6^\circ C$$



**Paso 4:** Cálculo de los valores de los parámetros biocinéticos en función de las temperaturas determinadas (ecuaciones 44,54 y 55)

La corrección de la temperatura sobre las constantes cinéticas se realizará a partir de la expresión de variación con la temperatura. Se considera que los parámetros  $Y$  y  $a$  son independientes de la temperatura, mientras que se realizará la corrección para  $k_d$ ,  $k$  y  $b$ :

Determinación de  $k_d$ :

$$K_{d,T_w} = K_{d,20} \theta^{T_w - 20}$$

Verano

$$K_{d,20} = K_{d,20} \theta^{20,8-20} = 0,0614 d^{-1}$$

Invierno

$$K_{d,15} = K_{d,15} \theta^{T_{14,6}-20} = 0,0511 d^{-1}$$

Donde  $k_d$  es la constante de descomposición microbiana a las temperaturas calculadas:

$$K_T = K_{20} \theta^{T_w - 20}$$

Verano

$$K_{20} = K_{20} \theta^{T_{20,8}-20} = 0,0205 l / mg \times d$$

Invierno

$$K_{15} = K_{15} \theta^{14,6-20} = 0,0170 l / mg \times d$$

Donde  $\theta$  es un parámetro cuyo valor es 1,03 y  $k_{T_w}$  es la constante de velocidad biocinética a la temperatura calculada.

$$b_T = b_{20} \theta^{T_w - 20}$$

### Verano

$$b_{20} = b_{20} \theta^{T_{20,8} - 20} = 0,0922 \text{ d}^{-1}$$

### Invierno

$$b_{15} = b_{15} \theta^{T_{14,8} - 20} = 0,0767 \text{ d}^{-1}$$

Donde  $b$  es un parámetro de utilización de oxígeno a las temperaturas calculadas y a 20°C.

A continuación se exponen un resumen de los tres parámetros anteriormente calculados para temperaturas de invierno y verano:

**Tabla 29: Valores de los parámetros cinéticos para verano e invierno**

Parámetros	Verano T =20°C	Invierno T =15°C
k [l/mg·d]	0,0205	0,0170
$k_d$ [d <sup>-1</sup> ]	0,0614	0,0511
b [d <sup>-1</sup> ]	0,0922	0,0767

Los otros parámetros biocinéticos los suponemos independientes de la temperatura,  $a$  e  $Y$ , siendo sus valores:

$$a = 0,52 \text{ kg O}_2/\text{kg DBO}_5$$

$$Y = 1,3 \text{ kg MLVSS/kg DBO}_5$$

Donde MLVSS son los sólidos en suspensión volátiles presentes en el licor mezcla, es decir, en el agua residual presente en el reactor biológico.

**Paso 5: Cálculo del tiempo de residencia de las aguas residuales en el reactor biológico (ecuación 38)**

Para el cálculo del tiempo de residencia de hace uso de la expresión propuesta para aireación prolongada:

$$t = \frac{\phi Y (S_F - S_e)}{k_d X_{V,a}}$$

Al sustituir los datos se obtiene:

Verano:

$$t = \frac{0,77 \cdot 1,3(214,52 - 20)}{0,0614 \cdot 4000} = 0,7922d = 19,0134h$$

Invierno:

$$t = \frac{0,77 \cdot 1,3(214,52 - 20)}{0,0511 \cdot 4000} = 0,9518d = 22,8430h$$

El tiempo está dentro de los límites fijados por la bibliografía (**Ramalho, 1996**), para los procesos de aireación prolongada, entre 15 y 36 horas (**tabla 4** de la Memoria descriptiva).

- Cálculo de la relación A/M (ecuación 24)

$$\left( \frac{A}{M} \right)_{opt} = \frac{S_F}{X_{V,a} t}$$

Obteniéndose el siguiente resultado:

Verano:

$$\left(\frac{A}{M}\right)_{opt} = \frac{214,52}{4000 \cdot 0,7922} = 0,0677d^{-1}$$

Invierno:

$$\left(\frac{A}{M}\right)_{opt} = \frac{214,52}{4000 \cdot 0,9518} = 0,0563d^{-1}$$

Estos valores están dentro de los permitidos para aireación prolongada según la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**), que sería 0,05 – 0,15 d<sup>-1</sup> (**tabla 4** de la Memoria descriptiva).

**Paso 6:** Cálculo del volumen del reactor (ecuación 13)

$$V = Q_F \cdot t$$

Obteniéndose el siguiente resultado:

Verano:

$$V = 2193 \cdot 0,7922 = 1737,3492 \text{ m}^3$$

Invierno:

$$V = 2193 \cdot 0,9518 = 2087,2821 \text{ m}^3$$

El volumen del tanque a adoptar será el mayor de los dos calculados, es decir  $V \sim 2090 \text{ m}^3$ .

Las dimensiones geométricas del reactor biológico dependerán de varios factores. Uno de ellos, será el sistema de aireación que se seleccione.

El tanque debe tener una forma adecuada a la recirculación interior y mezcla. Se suelen construir de hormigón armado y abiertos al aire libre. La forma rectangular genera las secciones transversales óptimas para facilitar la correcta recirculación interior y mezcla, evitando zonas muertas donde sea posible la sedimentación de flóculos.

Por tanto, la geometría del tanque dependerá del sistema de aireación seleccionado, del tipo de funcionamiento que se adopte en el tanque y de la configuración más adecuada que se decida. Este paso se realizará posteriormente.

**Paso 7: Demanda de oxígeno (ecuación 18)**

$$kgO_2/d = 86,4a(S_F - S_e)Q_F + 10^{-3}b X_{V,a}V$$

La demanda de oxígeno se determinará para las condiciones de temperaturas de verano e invierno, aunque el equipo de aireación será diseñado a partir de las condiciones más adversas, que en este caso corresponden con las de verano.

**Verano:**

$$kgO_2/d = 86,4 \cdot 0,52 \cdot (214,52 - 20)0,0254 + 0,0922 \cdot 4000 \cdot 2090 \cdot 10^{-3} = 932,3490kg/d$$

**Invierno:**

$$kgO_2/d = 86,4 \cdot 0,52 \cdot (214,52 - 20)0,0254 + 0,0767 \cdot 4000 \cdot 2090 \cdot 10^{-3} = 863,1703kg/d$$

En este punto habría que sumarle la demanda de oxígeno debida a la nitrificación, que ha sido calculada más adelante.

Según la bibliografía (**Ronzano, 2002**), el oxígeno necesario para nitrificación se obtiene de la siguiente expresión:

$$DON = 4,57 \frac{g O_2}{gNO_3^- \text{ producido}} \cdot \frac{70,17kgNO_3^-}{d} \cdot \frac{10^3 g}{1kg} = 320722,6gO_2/d = 320,72kgO_2/d$$

Dada que la cantidad de oxígeno requerido es la suma de la debida al proceso biológico más la debida a la nitrificación:

Verano:

$$Kg O_2/d \text{ total} = ONc + ON_N = 932,3490 \text{ kg/d} + 320,72 \text{ kg/d} = 1313,0690 \text{ kg O}_2/d \\ = 54,7108 \text{ kgO}_2/h$$

Invierno:

$$Kg O_2/d \text{ total} = ONc + ON_N = 863,1703 \text{ kg/d} + 320,72 \text{ kg/d} = 1183,8903 \text{ kg O}_2/d \\ =49,3287 \text{ kg O}_2/h$$

**Paso 8:** Se calcula la potencia de HP requerida para aireación y se comprueba con la temperatura  $T_w$ .

$$HP = \frac{[kgO_2/h]}{(RT)_{real} [kgO_2/(HP)(h)]} \quad (65)$$

Para ello, necesitamos del paso 9, con lo que los pasos 8 y 9 se harán de forma conjunta.

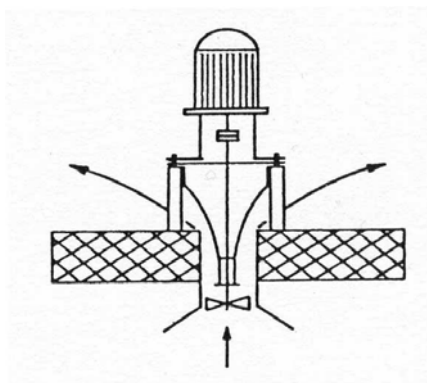
**Paso 9: Selección de los aireadores y preparación de su disposición en el tanque de aireación.**

Determinado el volumen del reactor biológico se pasará al cálculo de las dimensiones se éste y de los aireadores.

El sistema de aireación de llevará a cabo mediante aireadores de superficie.

Las unidades de aireación de superficie se basan únicamente en el arrastre del oxígeno del aire atmosférico. Se suelen emplear bastante en lodos activos y lagunas aireadas.

Las bases de funcionamiento de los aireadores de superficie consisten en: se succiona el líquido de la parte inferior de la unidad, siendo luego esparcido hacia el exterior y hacia arriba por un rotor dentro de un tubo vertical como se muestra en la **figura 22**:



**Figura 22: Aireador de superficie**

Las profundidades de los tanques de aireación con unidades de superficie suelen ser entre 2,4 y 3,6 m según la bibliografía (**Ramalho, 1996**).

Los datos se han tomado por interpolación de la bibliografía (**Ramalho, 1996**), haciendo uso de las **tablas 30 y 31**.

**Tabla 30: Valores de saturación de oxígeno para agua destilada, en condiciones normales (1 atm)**

Temperatura (°C)	Temperatura (°F)	O <sub>2</sub> (mg/l)
0	32	14,6
5	41	12,8
10	50	11,3
15	59	10,2
20	68	9,2
25	77	8,4
30	86	7,6
35	95	7,1
40	104	6,6

**Tabla 31: Presión de vapor de agua**

Temperatura (°C)	Temperatura (°F)	P <sup>v</sup> mm Hg
0	32	4,579
5	41	6,543
10	50	9,209
15	59	12,788
20	68	17,535
25	77	23,756
30	86	31,824
35	95	42,175
40	104	55,324

Los parámetros necesarios para el diseño de los aireadores se recogen a continuación en la **tabla 32**.



Tabla 32: Parámetros de diseño para el aireador

Parámetros	Unidades	Verano T = 20,8°C	Invierno T = 14,8 °C
$(C_{SS})_{760}$	mg/l	9,072	10,288
P	mm Hg	755	755
P <sup>v</sup>	mm Hg	18,53	12,50
$\beta$	adimensional	0,97	0,97
$\alpha$	adimensional	0,87	0,87
C <sub>L</sub>	mg/l	2,0	2,0

Donde:

$(C_{SS})_{760}$ , es la concentración de oxígeno disuelto (mg/l) en agua corriente en condiciones de saturación.

$\beta$ , es la relación entre la concentración de oxígeno disuelto en condiciones de saturación entre el agua corriente y agua residual urbana y toma valores entre 0,92-0,98 (**Ramalho, 1996**).

P, es la presión barométrica (mm Hg).

P<sup>v</sup>, es la presión de vapor del agua (mm Hg).

$\alpha$ , es la relación entre el coeficiente de transferencia de oxígeno de agua residual y el coeficiente de transferencia de oxígeno para agua corriente, y es inferior a la unidad normalmente.

C<sub>L</sub>, es la concentración de oxígeno disuelto, esta comprendido entre 0,5-1,5 mg/l. Pero cuando se quiere conseguir la nitrificación, se utilizan excesos de oxígeno de 2 mg/l según la bibliografía **Ramalho, 1996**).

El primer parámetro a evaluar es  $C_{ss}$  para las condiciones de verano e invierno:

$$C_{ss} = (C_{ss})_{760} \frac{P - P^v}{760 - P^v}$$

Verano:

$$C_{ss} = 9,072 \cdot \frac{755 - 18,53}{760 - 18,53} = 9,01 \text{ mg/l}$$

Invierno:

$$C_{ss} = 10,228 \cdot \frac{755 - 12,50}{760 - 12,50} = 10,22 \text{ mg/l}$$

De esto se deduce que:

$$K = \alpha_{20} \times 1,024^{T-20} \frac{\beta C_{ss} - C_L}{9,2}$$

Verano:

$$K_{Verano} = 0,87 \times 1,024^{20,81-20} \frac{0,97 \cdot 9,01 - 2}{9,2} = 0,650$$

Invierno:

$$K_{Invierno} = 0,87 \times 1,024^{14,8-20} \frac{0,97 \cdot 10,22 - 2}{9,2} = 0,658$$

Las condiciones de verano controlan las especificaciones de los aireadores ( $K_{Verano} < K_{Invierno}$ ).

Teniendo en cuenta que no se conoce la potencia, hay que emplear un cálculo iterativo para determinar  $(RT)_{ref}$  (rendimiento de transferencia de oxígeno que se transmite por CV x h de energía utilizada) basado en la correlación de  $(RT)_{ref}$  con la potencia específica ( $CV/m^3$ ), o sea con el nivel de agitación. Luego el procedimiento de cálculo es el siguiente:

1. Suponer una potencia específica  $P_v$ , en  $CV/m^3$ .

En este caso la bibliografía (**Ramalho, 1996**) recomienda para sistemas de aireación prolongada  $0,027 < P_v < 0,05$ . Se toma un valor de  $0,03 \text{ CV}/m^3$ .

2. En la **figura 23** leer  $(RT)_{ref}$ . Sale un valor de  $(RT)_{ref} = 1,1 \text{ kg O}_2/\text{CV}\cdot\text{h}$

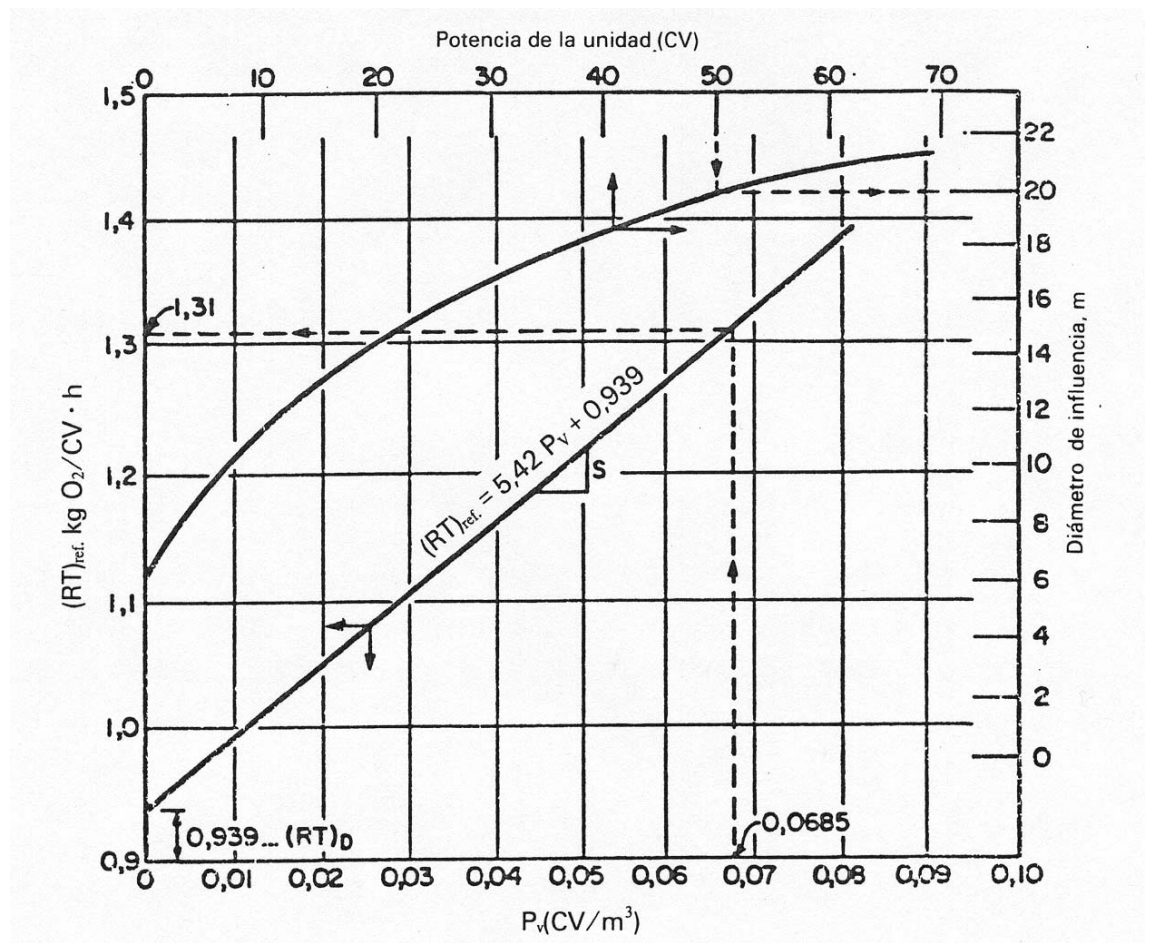


Figura 23: Características de aireadores de superficie

3. Calcular  $(RT)_{real}$  con la siguiente ecuación:

$$(RT)_{real} = K_{verano} (RT)_{ref}$$

$$(RT)_{real} = 0,650 \times 1,1 = 0,715 \text{kgO}_2 / \text{CV} \cdot \text{h}$$

Dada que la cantidad de oxígeno requerido es la suma de la debida al proceso biológico más la debida a la nitrificación:

Verano:

$$\text{Kg O}_2/\text{d total} = \text{ONc} + \text{ON}_N = 932,3490 \text{ kg/d} + 320,72 \text{ kg/d} = 1313,0690 \text{ kg O}_2/\text{d} \\ = 54,7108 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

Invierno:

$$\text{Kg O}_2/\text{d total} = \text{ONc} + \text{ON}_N = 863,1703 \text{ kg/d} + 320,72 \text{ kg/d} = 1183,8903 \text{ kg O}_2/\text{d} \\ = 49,3287 \text{ kg O}_2/\text{h}$$

4. La potencia requerida se calcula para la potencia específica supuesta (ecuación 65):

Verano:

$$P = HP = \frac{O_2 \text{ requerido}}{(RT)_{real}} = \frac{54,71 \text{KgO}_2 / \text{h}}{0,715 \text{kgO}_2 / \text{CV} \cdot \text{h}} = 76,52 \text{CV}$$

Invierno:

$$P = HP = \frac{O_2 \text{ requerido}}{(RT)_{real}} = \frac{49,47 \text{KgO}_2 / \text{h}}{0,715 \text{kgO}_2 / \text{CV} \cdot \text{h}} = 69,19 \text{CV}$$

5. Volver a calcular  $P_v$ :

$$P_v = \frac{\text{Potencia}[CV, \text{paso2}]}{\text{Volumen del tan que}} = \frac{76,52}{2090} = 0,0366 CV / m^3$$

Si los valores obtenidos se acercan a los previstos, con errores inferiores al 5% se consideran adecuados, sino, como es el caso (el error es mayor de 6%), se rehace el proceso de cálculo de forma iterativa hasta llegar a los valores próximos.

Si se repite todo el procedimiento anterior partiendo de  $P_v = 0,0366 CV/m^3$ , se obtiene que:

$$(RT)_{ref} = 1,13 kgO_2 / CV \cdot h$$

$$(RT)_{real} = 0,7343 kgO_2 / CV \cdot h$$

$$P = HP = 74,51 CV$$

Con esta nueva potencia se recalcula  $P_v$  y se obtiene:

$$P_v = 0,0356 CV / m^3$$

El cálculo es válido ya que el porcentaje de error es menor al 5%.

Se recalculan las temperaturas de operación  $T_w$  (ecuación 50) con la nueva potencia adoptada:

$$T_w = \frac{3,6 \cdot 10^6 \cdot Q_F \cdot T_F + 1134 \cdot (HP) \cdot T_a}{3,6 \cdot 10^6 \cdot Q_F + 1134 \cdot (HP)}$$

Siendo:

$T_w$  = temperatura del licor en el reactor, °C

$T_F$  = temperatura de la alimentación, °C

$T_a$  = temperatura ambiente, °C

$Q_F$  = caudal en m<sup>3</sup>/s

Sustituyendo los datos, se obtiene:

Verano

$$T_w = \frac{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,0254 \cdot 20 + 1134 \cdot 74,51 \cdot 24}{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,0254 + 1134 \cdot 74,51} = 21,92^\circ C$$

Invierno

$$T_w = \frac{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,0254 \cdot 15 + 1134 \cdot 74,51 \cdot 13}{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,0254 + 1134 \cdot 74,51} = 14,04^\circ C$$

Con estas nuevas temperaturas se volverá a realizar todo el cálculo anterior hasta que estos valores convergan.

A continuación se seleccionan los aireadores a través de la **figura 23**. Para este valor de  $P_v$  se opta por aireadores de 20CV. El número de aireadores necesarios será para el caso más desfavorable (es decir, condiciones veraniegas):

$$N^\circ \text{ de aireadores} = \frac{74,51}{20} = 3,72 \text{ ( es decir, 4 aireadores de 20 C.V )}$$

Pero debido a la geometría cuadrada del reactor y a la necesaria aireación del mismo, se ha optado por 4 aireadores de 20 C.V, ya que la aireación es más completa impidiendo al máximo zonas muertas. El diámetro de influencia de este tipo de aireadores es de 13 m.

Esta distancia será la máxima entre el aireador y las paredes del reactor biológico. Dado que los tanques de aireación suelen ser cuadrados, las dimensiones serán:

$$V = I^2 \times h = 2090 \text{ m}^3$$

Las profundidades de los tanques de aireación deben estar comprendidas entre 2,4 y 3,6 m. Luego si se toma un valor medio de 3 m de profundidad y suponiendo una geometría cuadrada queda:

$$I = \sqrt{\frac{V}{h}} = \sqrt{\frac{2090}{3}} = 26,39\text{m}$$

Por lo que el reactor biológico serán dos tanques se sección cuadrada de 26,39 m de lado y 3 m de profundidad.

**Paso 10: Producción neta de biomasa (ecuación H)**

Al igual que en los apartados anteriores, se van a realizar los cálculos para las condiciones tanto de verano como de invierno:

$$\Delta X_v = Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_{v,a} V$$

Verano:

$$\Delta X_v = 86,4 \cdot 1,3(214,52 - 20)0,0254 - 0,0614 \cdot 4000 \cdot 2090 \cdot 10^{-3} = 40,8730\text{kg} / d$$

Invierno:

$$\Delta X_v = 86,4 \cdot 1,3(214,52 - 20)0,0254 - 0,0511 \cdot 4000 \cdot 2090 \cdot 10^{-3} = 126,9921\text{kg} / d$$

**Paso 11: Cálculo de la relación de recirculación (ecuación 75)**

Para el cálculo de la relación de reciclado se utiliza la expresión para aireación prolongada:

$$r = \frac{X_{V,a} - (1 - \phi)Y(S_F - S_e)}{X_{V,u} - X_{V,a}}$$

Al sustituir los datos se obtiene:

$$r = \frac{4000 - (1 - 0,77)1,3(214,52 - 20)}{12500 - 4000} = 0,4637$$

**Paso 12: Cálculo de los caudales restantes**

Caudal de recirculación,  $Q_R$  (ecuación 62):

$$Q_R = r Q_F = 0,4637 \cdot 2193 = 1016,9943 m^3 / d$$

Caudal de purga,  $Q_W$ , en el que hay que realizar los cálculos tanto para las condiciones veraniegas como invernales (ecuación 36):

$$Q_W = \frac{Q_F X_{V,F} + \Delta X_V - Q_F X_{V,e}}{(X_{V,u} - X_{V,e})}$$

Verano:

$$Q_W = \frac{86,4 \cdot 0,0254 \cdot 156,77 + 40,8730 - 86,4 \cdot 0,0254 \cdot 12}{(12500 - 12) \times 10^{-3}} = 28,6950 m^3 / d$$



Invierno:

$$Q_w = \frac{86,4 \cdot 0,0254 \cdot 156,77 + 126,9921 - 86,4 \cdot 0,0254 \cdot 12}{(12500 - 12) \times 10^{-3}} = 35,5911 m^3 / d$$

Caudal de salida del efluente,  $Q_e$  (ecuación 30):

$$Q_e = Q_F - Q_w$$

Verano:

$$Q_e = 2193 - 28,6950 = 2164,3050 m^3 / d$$

Invierno:

$$Q_e = 2193 - 35,5911 = 2157,4089 m^3 / d$$

Caudal de la alimentación combinada,  $Q_o$  ecuación (1)

$$Q_o = Q_F(1 + r) = 2193 \cdot (1 + 0,4637) = 3209,9943 m^3 / d$$

Caudal de lodos en el decantador secundario,  $Q_u$ :

$$Q_u = Q_o - Q_e$$

Verano:

$$Q_u = 3209,9943 - 2164,3050 = 1045,6893 m^3 / d$$

Invierno:

$$Q_u = 3209,9943 - 2157,4089 = 1052,5854 m^3 / d$$

**Paso 13: Balance de materia para sólidos no volátiles**a) Cálculo de  $X_{NV,a} = X_{NV,o}$  (ecuación 58)

$$X_{NV,a} = \frac{(1 - F_V)X_{V,a}}{F_V} = \frac{(1 - 0,8) \cdot 4000}{0,8} = 1000 \text{ mg / l}$$

b) Cálculo de  $X_{NV,u}$  (ecuación 59):

$$X_{NV,u} = \frac{Q_F(1+r)X_{NV,a} - Q_e X_{NV,e}}{Q_u}$$

Verano:

$$X_{NV,u} = \frac{2193(1 + 0,4637)1000 - 2164,3050}{1045,6893} = 3063,5309 \text{ mg / l}$$

Invierno:

$$X_{NV,u} = \frac{2193(1 + 0,4637)1000 - 2157,4089}{1052,5854} = 3043,4794 \text{ mg / l}$$

c) Cálculo de  $X_{NV,F}$  (ecuación 63):

$$X_{NV,F} = (r + 1)X_{NV,a} - rX_{NV,u}$$

Verano:

$$X_{NV,F} = (0,4637 + 1)1000 - 0,4637 \cdot 3063,5309 = 43,0464 \text{ mg / l}$$

Invierno:

$$X_{NV,F} = (0,4637 + 1)1000 - 0,4637 \cdot 3043,4794 = 52,3452 \text{ mg / l}$$

**Paso 14: Producción total de lodos**a) Cálculo de los sólidos en suspensión en la purga  $(VSS)_w$  (ecuación 27)

$$(VSS)_w = \Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e}$$

Verano:

$$(VSS)_w = 40,8730 + 86,4 \cdot 0,0254 \cdot 156,77 - 0,025 \cdot 12 = 358,3426 \text{ kg/d}$$

Invierno:

$$(VSS)_w = 126,9921 + 86,4 \cdot 0,0254 \cdot 156,77 - 0,025 \cdot 12 = 444,8889 \text{ kg/d}$$

b) Cálculo de los sólidos en suspensión no volátiles en la purga  $(NVSS)_w$  (ecuación 31)

$$(NVSS)_w = Q_w X_{NV,u}$$

Verano:

$$(NVSS)_w = 86,4 \cdot 3,32 \cdot 10^{-4} \cdot 3063,5309 = 87,8768 \text{ kg/d}$$

Invierno:

$$(NVSS)_w = 86,4 \cdot 4,11 \cdot 10^{-4} \cdot 3043,4794 = 108,3381 \text{ kg/d}$$

c) Cálculo de los sólidos en suspensión totales  $(TSS)_w$  (ecuación 32)

$$(TSS)_w = (VSS)_w - (NVSS)_w$$

Verano:

$$(TSS)_w = 358,3426 + 87,8768 = 446,2194 \text{ kg / d}$$

Invierno:

$$(TSS)_w = 444,8889 + 108,3381 = 553,2270 \text{ kg / d}$$

**Paso 15:** Cálculo de la DBO en la alimentación combinada,  $S_o$ ,  $X_{V,o}$  (ecuación 5):

$$S_o = \frac{S_F + rS_e}{1 + r}$$

Obteniéndose el resultado:

$$S_o = \frac{214,52 + 0,4637 \cdot 20}{1 + 0,4637} = 152,8919 \text{ mg / l}$$

$$X_{V,o} = \frac{(X_{V,F} + rX_{V,u})}{1 + r}$$

Obteniéndose el resultado:

$$X_{V,o} = \frac{(156,77 + 0,4637 \cdot 12500)}{1 + 0,4637} = 4067,3638 \text{ mg / l}$$

**Paso 16:** Se comprueba las necesidades de neutralización.

Este paso se realizará más adelante junto con los cálculos de la nitrificación.

**Paso 17: Consumo de nutrientes (ecuaciones 40 y 41)**

Para la degradación aerobia biológica de las aguas residuales se necesita una cantidad adecuada de ciertos nutrientes. Los nutrientes necesarios son nitrógeno, fósforo, calcio, magnesio y vitaminas. La mayoría de estos nutrientes, se requieren sólo en cantidades de trazas y se encuentran, normalmente, presente en las aguas residuales. Sin embargo, algunas aguas residuales son deficientes en nitrógeno y fósforo. Si existe deficiencia se corrige, añadiendo al reactor aerobio cantidades calculadas de compuestos que contengan nitrógeno y fósforo.

La estimación de las necesidades de nitrógeno y fósforo se basa en el hecho de que los MLVSS purgados contienen aproximadamente el 2% de su peso seco como fósforo y el 12% como nitrógeno según la bibliografía (**Ramalho, 1996**). Estos cálculos se harán tanto para invierno como verano:

a) Consumo de nitrógeno (ecuación 42):

$$0,12\Delta X_v + Q_F \cdot 1,0 \cdot 86,4 \quad [kg/d]$$

Verano:

$$N = 7,0978 \text{ kg/d}$$

Invierno:

$$N = 17,4321 \text{ kg/d}$$

b) Consumo de fósforo (ecuación 43):

$$0,02\Delta X_v + Q_F \cdot 0,5 \cdot 86,4 \quad [kg/d]$$

Verano:

$$P = 1,9140 \text{ kg/d}$$

Invierno:

$$P = 3,6363 \text{ kg/d}$$

Se sabe por los datos de partida que las cantidades de nitrógeno y fósforo disponibles en la alimentación inicial son:

- Nitrógeno total alimentación inicial = 87,72 kg/d
- Fósforo total alimentación inicial = 15,35 Kg/d

Se observa que las cantidades de N y P disponibles son mayores que las requeridas, luego no se necesita adición.

**Paso 18:** Cálculo de  $DBO_{total}$  (ecuación 64)

$$DBO_{total} = S_e + \psi X_{V,e}$$

Donde  $\psi = 0,06$  tomada de la **figura 11** de la Memoria descriptiva.

$$DBO_{total} = 20 + 0,06 \cdot 12 = 20,66 \text{ mg/l}$$

#### 4. Cálculo de la decantación secundaria.

Las recomendaciones sobre parámetros en decantación, después de un proceso biológico vienen dadas en la **tabla 33** tomada de la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**), donde se encuentra marcado nuestro caso específico (aireación prolongada):

**Tabla 33: Parámetros recomendados para decantación secundaria**

Proceso	Carga sobre vertedero (m <sup>3</sup> / h·m)		Carga de sólidos (kg/m <sup>2</sup> ·h)		Tiempo de retención (h)		Velocidad ascensional (m <sup>3</sup> / m <sup>2</sup> ·h)	
	Qmed	Qmax	Qmed	Qmax	Qmed	Qmax	Qmed	Qmax
Convencional	≤5,7	≤10,5	≤2,5	≤6,0	≤3	≤2	≤0,8	≤1,5
Alta carga	≤6,5	≤11,5	≤5,6	≤9,5	≤2,5	≤1,5	≤1,18	≤2
Aireación escalonada	≤6,5	≤11,5	≤2,8	≤6,2	≤2,0	≤1,5	≤1,35	≤2
Contacto estabilización	≤6,5	≤11,5	≤2,2	≤5,5	≤3,2	≤1,6	≤1,02	≤2
Aireación prolongada	≤4,0	≤9	≤4,2	≤7,0	≤3,6	≤1,7	≤0,7	≤1,5

En cuanto a la altura recta sobre vertedero (profundidad del agua medida en los muros perimetrales en los decantadores circulares, y en el muro de salida del efluente en los decantadores rectangulares), la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (E.P.A.) recomienda los siguientes valores:

$$3,0 \leq h \leq 5,0m$$

Una vez tenido en cuenta los valores recomendados de diseño, procedemos al dimensionamiento del decantador.

Para ello necesitaremos los valores de caudal medio y caudal máximo:

$$Q_{\text{medio}} = 2193 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$Q_{\text{máx}} = 3070,2 \text{ m}^3/\text{día}$$

- Cálculo de la superficie

$$\text{A caudal máximo: } A_{(Q_{\text{máx}})} = \frac{Q_{\text{máx}}}{V_{\text{asc}(Q_{\text{máx}})}} = \frac{3070,2/24}{1,5} = 85,283 \text{ m}^2$$

$$\text{A caudal medio: } A_{(Q_{\text{med}})} = \frac{Q_{\text{med}}}{V_{\text{asc}(Q_{\text{med}})}} = \frac{2193/24}{0,7} = 130,535 \text{ m}^2$$

Es decir, la superficie debe ser 130,535 m<sup>2</sup>.

Seleccionamos el área mayor por ser el caso más desfavorable.  
Adoptamos 1 unidad circular de diámetro 13 m:

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 130,535}{\pi}} = 13 \text{ m}$$

$$Sup.\text{real} = \left( \pi \frac{\phi^2}{4} \right) = \left( \pi \frac{13^2}{4} \right) = 132,73 \text{ m}^2$$

- Comprobación de la carga de sólidos

$$\text{A caudal máximo: } C_{\text{sol}(Q_{\text{máx}})} = \frac{X \cdot Q_{\text{máx}}}{Sup.\text{real}} = \frac{\left( \frac{4000}{1000} \right) \cdot \left( \frac{3070,2}{24} \right)}{132,73} = 3,85 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ h}} \leq 7$$



$$\text{A caudal medio: } C_{sol(Q_{med})} = \frac{X \cdot Q_{med}}{Sup.real} = \frac{\left(\frac{4000}{1000}\right) \cdot \left(\frac{2193}{24}\right)}{132,73} = 2,75 \frac{kg}{m^2 h} \leq 4,2$$

Luego, la superficie adoptada es válida.

- Cálculo del volumen

$$\text{A caudal máximo: } V_{(Q_{max})} = t_{R(Q_{max})} \cdot Q_{max} = 1,7 \cdot \left(\frac{3070,2}{24}\right) = 217,47 m^3$$

$$\text{A caudal medio: } V_{(Q_{med})} = t_{R(Q_{med})} \cdot Q_{med} = 3,6 \cdot \left(\frac{2193}{24}\right) = 328,95 m^3$$

Es decir, el volumen total de decantación debe ser mayor o igual a 328,695 m<sup>3</sup>. Conocidos volumen y área, calculamos la altura:

$$h \geq \frac{Volumen}{Sup.real} = \frac{328,95 m^3}{132,73 m^2} = 2,48 m$$

Como este valor es menor al mínimo recomendado, fijamos una altura de 3 m y por lo tanto, el volumen real será:

$$V_{real} = 3 \cdot 132,73 = 398,19 m^3$$

- Cálculo de la carga sobre vertedero

$$\text{A caudal máximo: } C_{vert(Q_{max})} = \frac{Q_{max}}{2 \cdot \pi \cdot D} = \frac{\left(\frac{3070,2}{24}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 13} = 1,566 \frac{m^3}{h \cdot m^2} \leq 9$$

$$\text{A caudal medio: } C_{vert(Qmed)} = \frac{Q_{med}}{2\pi \cdot D} = \frac{\left(\frac{2193}{24}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 13} = 1,12 \frac{m^3}{h \cdot m^2} \leq 4$$

El diseño es válido.

El decantador secundario será un tanque tronco-cónico, cuyas dimensiones son: 13 m de diámetro y una profundidad o altura de 3 m (**ver plano nº 8**).

El fondo del tanque tendrá una pendiente del 10% y tendrá un mecanismo rascado de paletas para impedir la deposición de lodos.

Por la parte central habrá un canal por el que mediante rebosamiento salen las aguas clarificadas en dirección a un canal de recogida en la zona central del decantador, que estará conectada a una tubería que conducirá las aguas hacia la zona de vertido.

En el fondo del tanque, por su parte central se recogerán los lodos que van a ser purgados y recirculados al reactor biológico. Los lodos se extraerán por el centro del decantador, al que se le conectará una bomba para el reciclado de los lodos al reactor biológico. A la tubería por la que circularán los lodos se le colocará una válvula para regular la cantidad de lodos purgados y recirculados.

A continuación se muestra el diagrama de flujo completo:



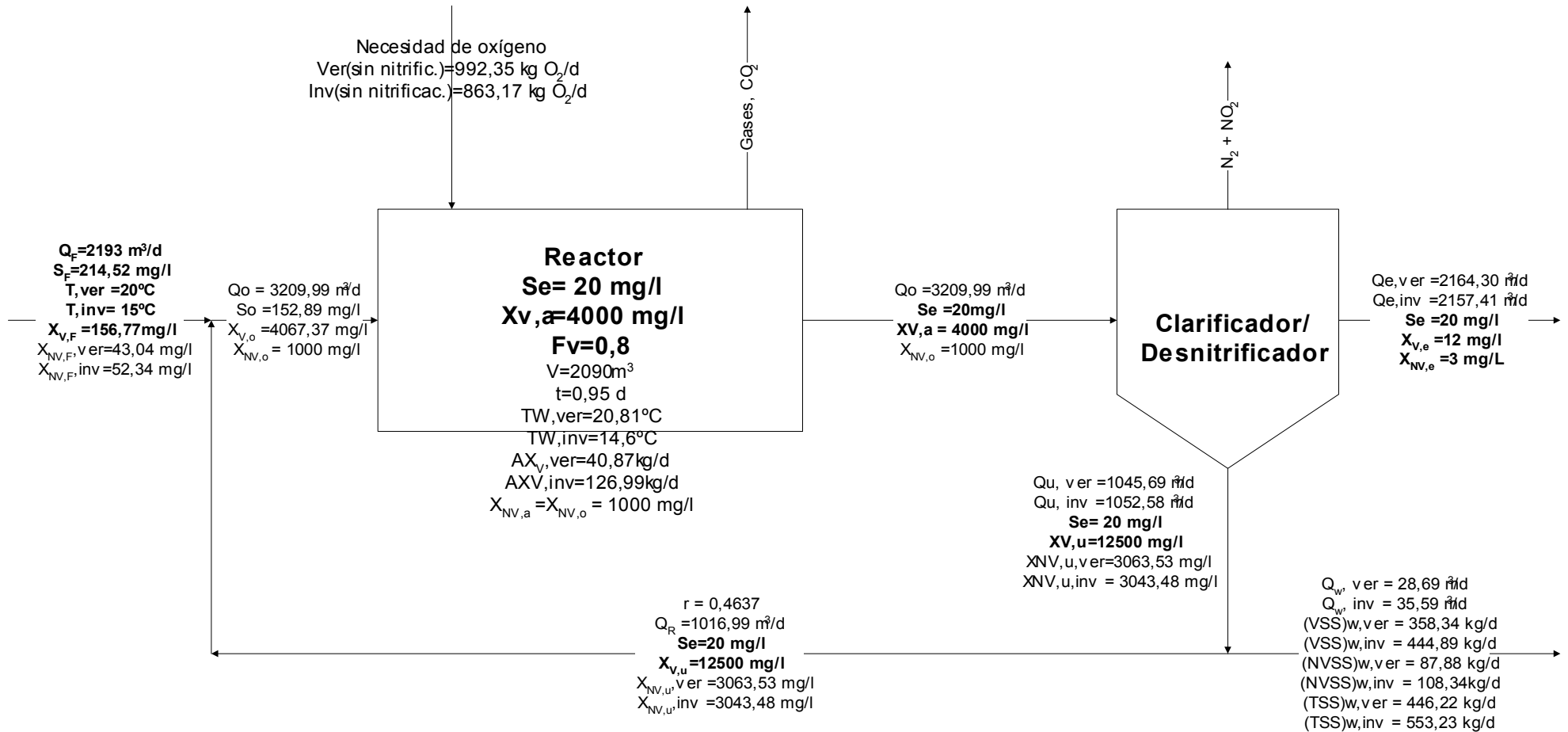
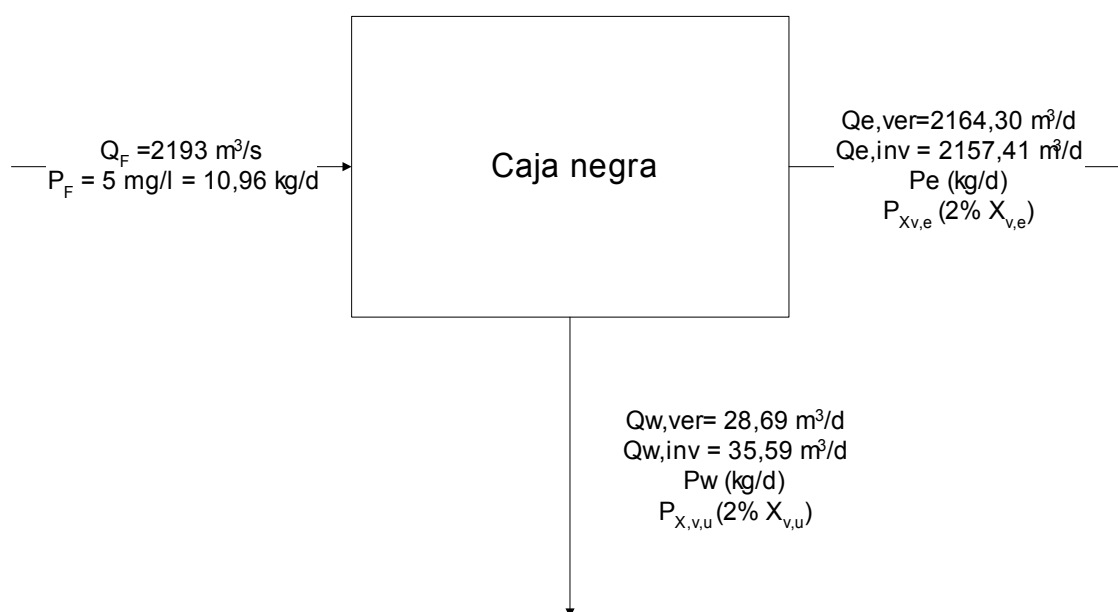


Figura 24: Diagrama de flujo del proceso de lodos activos con aireación prolongada

### 5. Balance global al fósforo (paso 19).

Para llevar a cabo dicho cálculo, se va a tratar tanto reactor como decantador como una caja negra como se indica a continuación en la **figura 25**:



**Figura 5: Diagrama de flujo del fósforo**

Donde:

$P_F$ , es la cantidad de fósforo presente en el agua residual tras el pretratamiento.

$P_W$ , es la cantidad de fósforo presente en la corriente líquida de purga.

$P_{X_{v,u}}$ , es la cantidad de fósforo presente en los microorganismos que salen por la purga, según bibliografía (**Ramalho, 1996**) es del 2%.

$P_E$ , es la cantidad de fósforo presente en la corriente de salida del efluente.

$P_{X_{v,e}}$ , es la cantidad de fósforo presente en los microorganismos que salen por el efluente, según bibliografía (**Ramalho, 1996**) es del 2%.

Luego el balance sería:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Cantidad de fósforo} \\ \text{que entra al sistema} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{l} \text{Cantidad de fósforo} \\ \text{que sale del sistema} \end{array} \right)$$

Ya que los términos de acumulación y generación para el caso del fósforo son nulos, en el caso del balance global, luego:

$$Q_F \cdot P_F = Q_e \cdot P_e + Q_e \cdot P_{Xv,e} + Q_W \cdot P_W + Q_W \cdot P_{Xv,u}$$

Como suponemos que la concentración (mg/l) de P es la misma en la corriente del efluente y en la purga, esto es,  $P_e = P_W$ , se obtiene:

Verano:

$$P_e = \frac{Q_F \cdot P_F - Q_W \cdot P_W - Q_e \cdot P_{Xv,e}}{Q_e + Q_W} = \frac{2193 \cdot (5/1000) - 28,6950 \cdot (250/1000) - 2164,3050 \cdot (0,24/1000)}{2164,3050 + 28,6950} =$$

$$= 1,49 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m}^3 = 1,49 \text{ mg/l}$$

Invierno:

$$P_e = \frac{Q_F \cdot P_F - Q_W \cdot P_W - Q_e \cdot P_{Xv,e}}{Q_e + Q_W} = \frac{2193 \cdot (5/1000) - 35,5911 \cdot (250/1000) - 2157,4089 \cdot (0,24/1000)}{2157,4089 + 35,5911} =$$

$$= 0,706 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m}^3 = 0,706 \text{ mg/l}$$

Así se obtiene que el fósforo total que sale por el efluente sería la suma del que sale como fósforo líquido libre y el que está contenido en los microorganismos:

Verano:

$$P_{total\ efluente} = P_e + P_{Xv,e} = 1,49 + 0,24 = 1,73\text{mg} / l$$

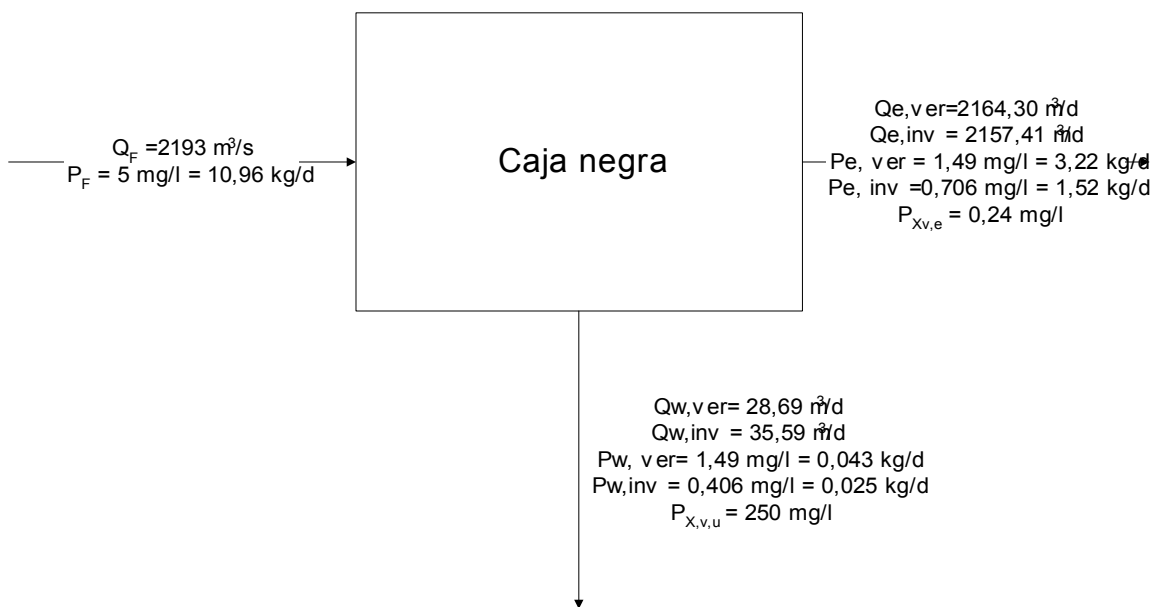
Invierno:

$$P_{total\ efluente} = P_e + P_{Xv,e} = 0,706 + 0,24 = 0,946\text{mg} / l$$

Luego estamos dentro de los límites permitidos por ley para verter a zonas sensibles, ya que la ley nos permite verter a concentraciones de  $P \leq 2\text{mg} / l$ .

A continuación se muestra un resumen de todo el cálculo del fósforo:

**Figura 26: Cálculo del fósforo**



## 6. Nitrificación/ desnitrificación (paso 20).

Para llevar a cabo el cálculo de diseño para el caso en que se considera nitrificación/desnitrificación en el sistema, se van a utilizar los cálculos anteriores en relación a los caudales y la cantidad de materia orgánica eliminada en el proceso de fangos activos por aireación prolongada.

Según Real Decreto Ley 11/1995, que establece las normas aplicables al tratamiento de aguas residuales urbanas (**tabla 6** de la Memoria descriptiva), nos dice en lo referente al nitrógeno para verter en zonas sensibles que no debe sobrepasar de 15 mg/l. Para que se cumpla la ley, se va a fijar, en base a datos bibliográficos (**Ramalho, 1996**) típicos de eliminación de nitrógeno en aguas residuales urbanas. Se fijarán datos de salida para el  $\text{NH}_4^+$  de 8 mg/L y  $\text{N-NO}_3^-$  de 6 mg/l en el efluente final. De forma que restableciendo el diagrama de flujo para el nitrógeno se puede representar de la forma siguiente:

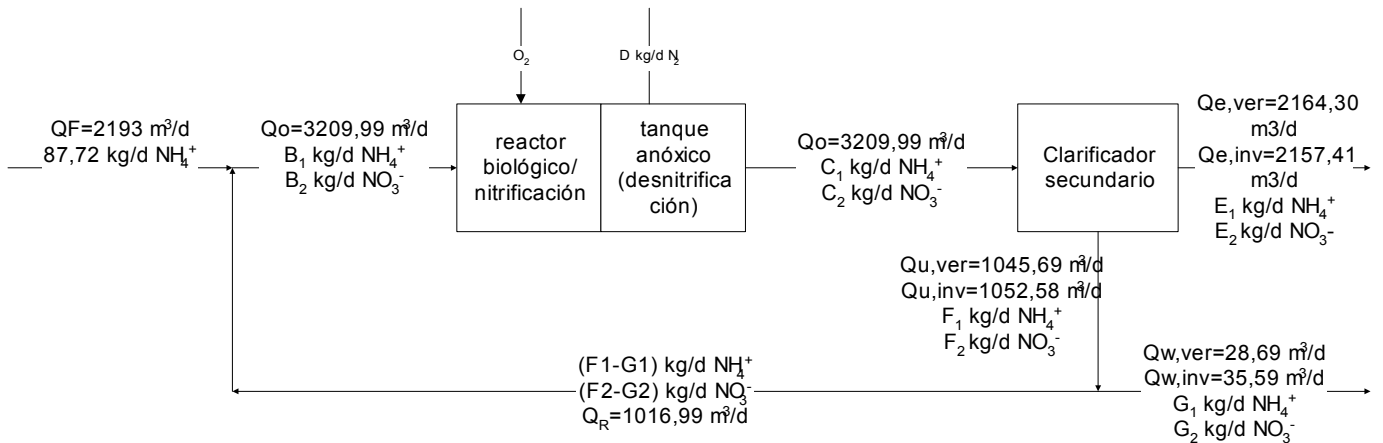
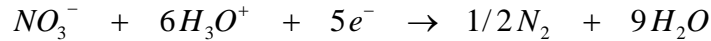
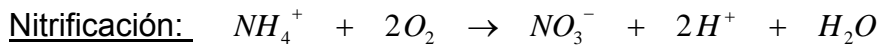


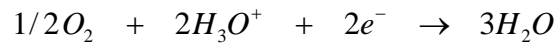
Figura 27: Diagrama de flujo para el nitrógeno



Las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes:



Desnitrificación:



Como se ha comentado antes, se tomarán como valores de salida de efluente final para el  $NH_4^+ = 8 \text{ mg/L}$  y  $N-NO_3^- = 6 \text{ mg/l}$ , que serán las mismas concentraciones que las correspondientes a las corrientes de descarga del clarificador, de purga y de recirculación ya que no hay ninguna reacción implicada simplemente son separaciones de tipo físico. De forma que:

$$C_1(8\text{mg/l}) = \frac{8\text{mg}}{l} \times \frac{10^3 l}{1\text{m}^3} \times \frac{1\text{kg}}{10^6 \text{mg}} \frac{3209,99\text{m}^3}{d} = 25,68\text{kg/d}$$

$$C_2(6\text{mg/l}) = \frac{6\text{mg}}{l} \times \frac{10^3 l}{1\text{m}^3} \times \frac{1\text{kg}}{10^6 \text{mg}} \frac{3209,99\text{m}^3}{d} = 19,26\text{kg/d}$$

Verano:

$$E_2(6\text{mg/l}) = \frac{6\text{mg}}{l} \times \frac{10^3 l}{1\text{m}^3} \times \frac{1\text{kg}}{10^6 \text{mg}} \frac{2164,3050\text{m}^3}{d} = 12,98\text{kg/d}$$

Invierno:

$$E_2(6\text{mg/l}) = \frac{6\text{mg}}{l} \times \frac{10^3 l}{1\text{m}^3} \times \frac{1\text{kg}}{10^6 \text{mg}} \frac{2157,41\text{m}^3}{d} = 12,94\text{kg/d}$$

Verano:

$$E_1(8\text{mg/l}) = \frac{8\text{mg}}{l} \times \frac{10^3 l}{1\text{m}^3} \times \frac{1\text{kg}}{10^6 \text{mg}} \frac{2164,3050\text{m}^3}{d} = 17,31\text{kg/d}$$

Invierno:

$$E_1(8mg/l) = \frac{8mg}{l} \times \frac{10^3 l}{1m^3} \times \frac{1kg}{10^6 mg} \frac{2157,4089m^3}{d} = 17,25kg/d$$

Haciendo el cálculo de las diferentes corrientes los caudales máxicos serían:

**Tabla 34: Caudales máxicos**

	kg/d		
	mg/l	Verano	Invierno
<b>C<sub>1</sub></b>	8	25,68	25,68
<b>C<sub>2</sub></b>	6	19,26	19,26
<b>E<sub>1</sub></b>	8	17,31	17,25
<b>E<sub>2</sub></b>	6	12,98	12,94
<b>F<sub>1</sub></b>	8	8,36	8,42
<b>F<sub>2</sub></b>	6	6,27	6,31
<b>G<sub>1</sub></b>	8	0,23	0,28
<b>G<sub>2</sub></b>	6	0,17	0,21
<b>F<sub>1</sub>-G<sub>1</sub></b>	8	8,13	8,14
<b>F<sub>2</sub>-G<sub>2</sub></b>	6	6,1	6,1

- Balance de materia a la alimentación combinada

Luego el balance sería:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Cantidad de sustrato} \\ \text{que entra al sistema} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{l} \text{Cantidad de sustrato} \\ \text{que sale del sistema} \end{array} \right)$$

Ya que los términos de acumulación y generación para el caso de la alimentación combinada tanto para la forma amoniacal como para el nitrato, son nulos, si hacemos el balance para cada componente se tiene:

$$NH_4^+ : B_1 = 87,72 + 8,13 = 95,85 \text{ kg } NH_4^+ / d$$

$$NO_3^- : B_2 = 6,1 \text{ kg } NO_3^- / d$$

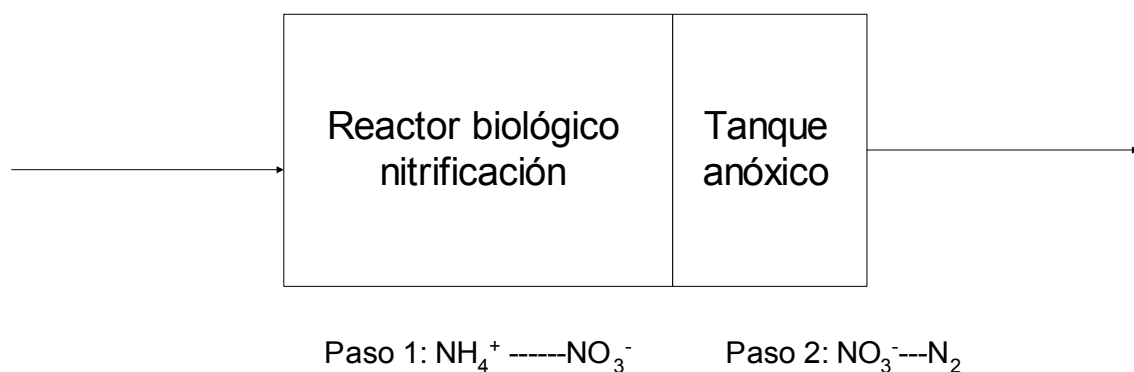
Se puede calcular entonces, la cantidad de  $NH_4^+$  consumido en la nitrificación:

$$(NH_4^+)_{consumido} = B_1 - C_1 = 95,85 - 25,68 = 70,17 \text{ kg } NH_4^+ / d$$

- Balance de materia al reactor:

Para llevar a cabo este balance debemos diferenciar dos etapas, una primera etapa en la que el  $NH_4^+$  se convierte a  $NO_3^-$  y un segundo paso en el cual los nitratos pasan a nitrógeno gaseoso y escapan a la atmósfera.

**Figura 28: Tratamiento biológico con nitrificación/desnitrificación**



La cantidad de nitratos formados a partir del nitrógeno amoniacal se le designará  $H_2$  (kg  $NO_3^-$  nitrificados/d). Realizando el balance queda:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Cantidad de sustrato} \\ \text{que entra al sistema} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{l} \text{Cantidad de sustrato} \\ \text{que sale del sistema} \end{array} \right) - \left( \begin{array}{l} \text{Cantidad generada} \\ \text{en el sistema (G)} \end{array} \right)$$

**Paso 1:**  $\text{NH}_4^+ \text{ ----- } \text{NO}_3^-$

Se aplica el balance al  $\text{NO}_3^-$ :

$$B_2 = H_2 - (G)$$

$$6,1 = H_2 - (G)$$

Donde (G) es la cantidad generada en el sistema de  $\text{NO}_3^-$ , que se puede calcular en relación al  $\text{NH}_4^+$  consumido:

$$(G) = 70,17 \frac{\text{kgNH}_4^+}{d} \cdot \frac{1 \text{ molNH}_4^+}{1 \text{ molNO}_3^-} \cdot \frac{1 \text{ molNH}_4^+}{18 \cdot 10^{-3} \text{ kgNH}_4^+} \cdot \frac{62 \cdot 10^{-3} \text{ kgNO}_3^-}{1 \text{ molNO}_3^-} = 241,70 \text{ kgNO}_3^- / d$$

$$H_2 = 6,1 + 241,7 = 247,8 \text{ kgNO}_3^- / d \text{ formado}$$

**Paso 2:**  $\text{NO}_3^- \text{ ----- } 1/2 \text{ N}_2$

Se aplica el balance al  $\text{N}_2$ , al igual que para el  $\text{NO}_3^-$ , pero en este caso la entrada es cero:

$$0 = D - (G)$$

En donde la generación de nitrógeno gaseoso (G) se puede calcular por el consumo de  $\text{NO}_3^-$ , de forma que:

$$NO_3^- (\text{consumido para desnitrificación}) = H_2 - C_2 = 247,8 - 19,26 = 228,54 \text{ kg NO}_3^- / d$$

$$D = 228,54 \frac{\text{kg NO}_3^-}{d} \cdot \frac{10^3 \text{ g NO}_3^-}{1 \text{ kg NO}_3^-} \cdot \frac{1/2 \text{ mol N}_2}{1 \text{ mol NO}_3^-} \cdot \frac{28 \cdot 10^{-3} \text{ kg N}_2}{1 \text{ mol N}_2} \cdot \frac{1 \text{ mol NO}_3^-}{62 \text{ g NO}_3^-} = 51,60 \text{ kg N}_2 / d$$

Siendo los pesos moleculares del  $NO_3^-$  y  $NH_4^+$  62 y 18 respectivamente.

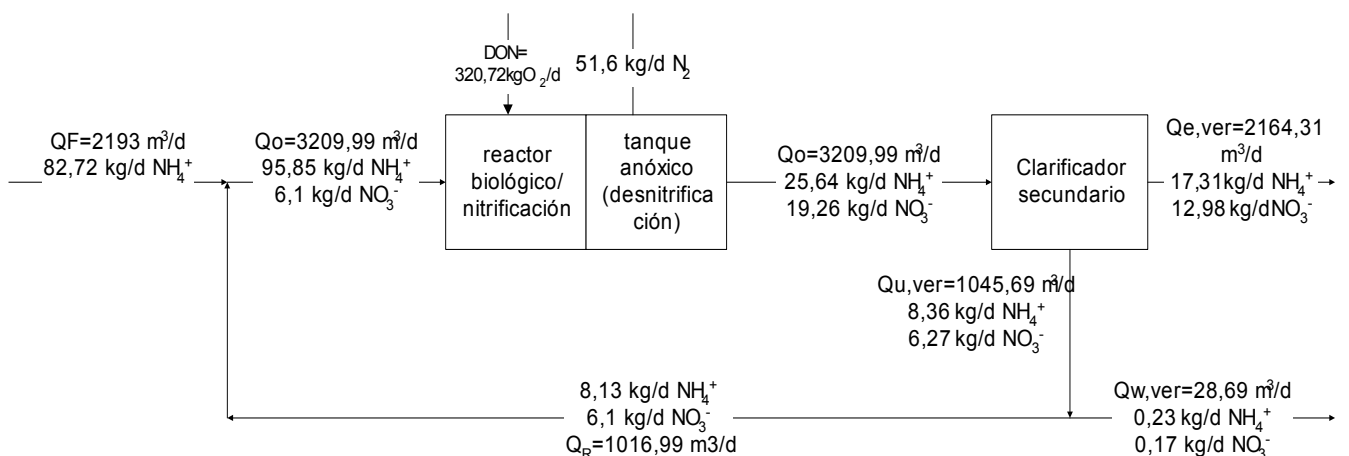
- Necesidades de oxígeno para nitrificación:

Según la bibliografía (**Ronzano, 2002**), el oxígeno necesario para nitrificación se obtiene de la siguiente expresión:

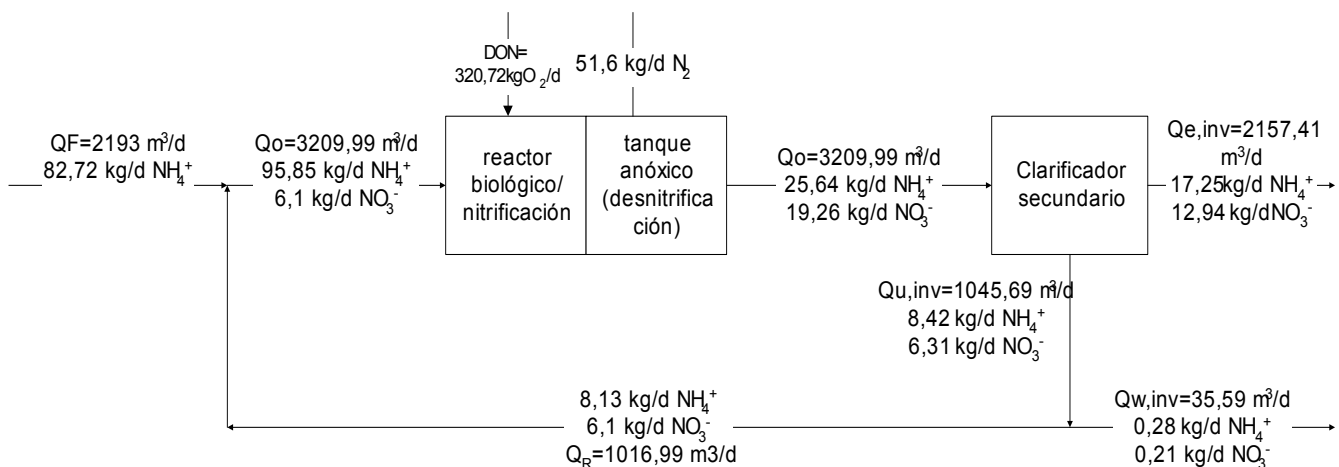
$$DON = 4,57 \frac{\text{g O}_2}{\text{g NO}_3^- \text{ producido}} \cdot \frac{70,17 \text{ kg NO}_3^-}{d} \cdot \frac{10^3 \text{ g}}{1 \text{ kg}} = 320720 \text{ g O}_2 / d = 320,72 \text{ kg O}_2 / d$$

**Figura 29: Necesidades de oxígeno para nitrificación. Caudales máxicos**

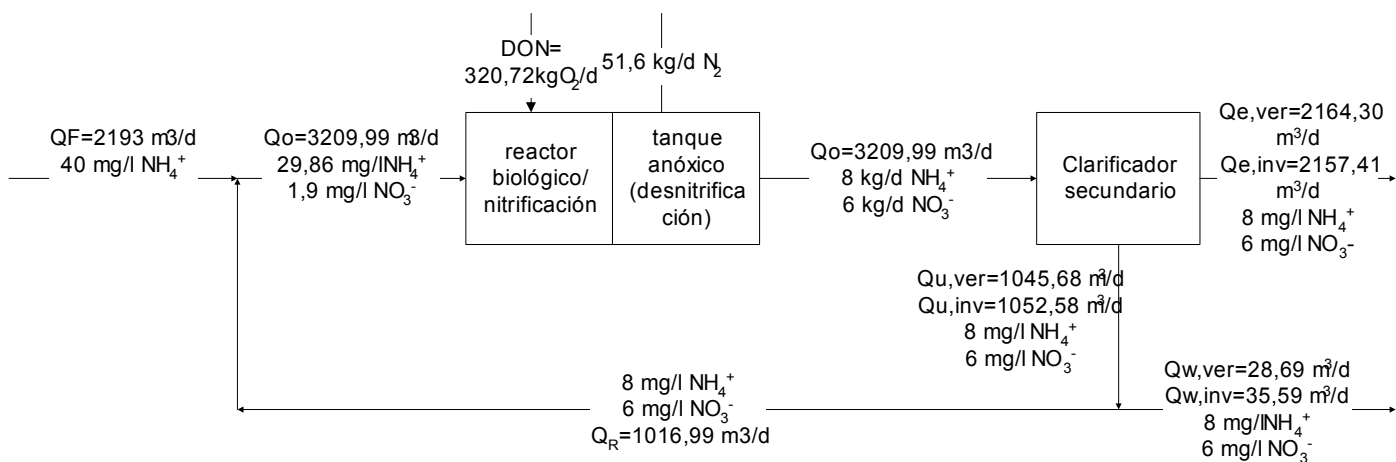
**Verano**



**Invierno**



**Figura 30: Necesidades de oxígeno para nitrificación. Caudales volumétricos**



Se observa que la concentración en el efluente final (suma de la concentración de  $\text{NH}_4^+$  y  $\text{NO}_3^-$ ) es menor de 15 mg/l. Luego la planta cumple con lo requisitos exigidos por la ley de vertido de compuestos nitrogenados.

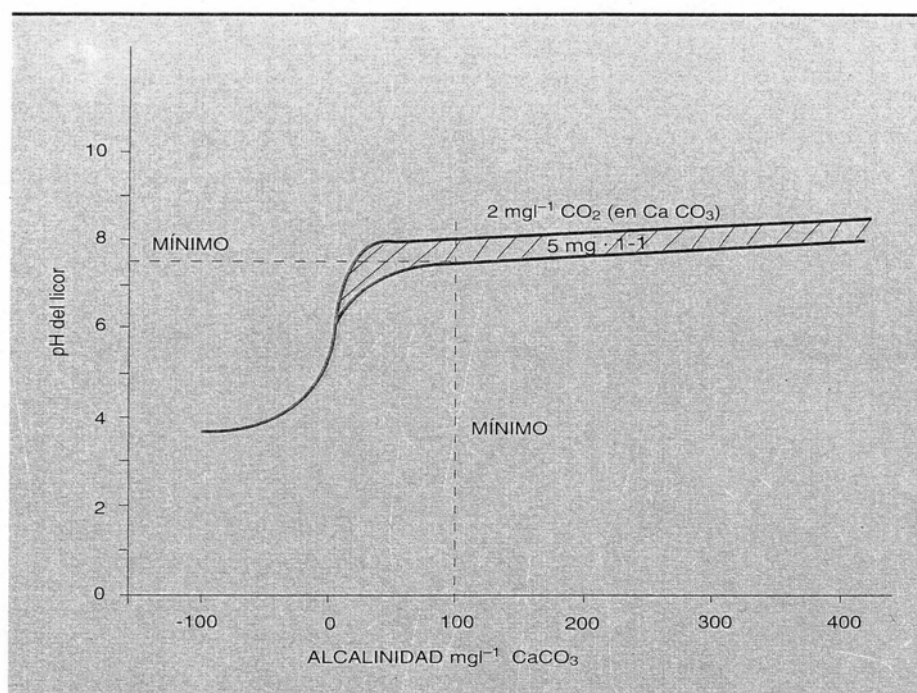
## 7. Alcalinidad y pH.

Este punto se corresponde con el **paso 16** del procedimiento de cálculo propuesto por **Ramalho, 1996**.

El pH tiene una gran influencia sobre el grado de crecimiento de los nitrobacter y principalmente sobre nitrosomas (bacterias responsables de la nitrificación). El cálculo de esta influencia no es fácil ya que influyen numerosos factores. Pero tras diferentes estudios se ha llegado a la conclusión (**Ronzano, 2002**) que “es imprescindible mantener un pH en el licor 7,5 aproximadamente”.

La alcalinidad influye en el pH, así como el CO<sub>2</sub> libre, pero de una manera menos sensible. La figura siguiente muestra las relaciones entre estos tres factores: la concentración de equilibrio con la atmósfera del CO<sub>2</sub> disuelto es de 0,6 mg/l, es decir, 1,36 mg/l CaCO<sub>3</sub>; teniendo en cuenta el efecto Stripping, debido a la agitación del depósito, el contenido en CO<sub>2</sub> del licor no sobrepasa 2 - 5 mg/l (CaCO<sub>3</sub>).

**Figura 31: Relación entre alcalinidad y pH**



Se pueden producir variaciones de la alcalinidad en el licor. La eliminación orgánica produce CO<sub>2</sub>, pero también puede hacerse subir la alcalinidad por destrucción de ácidos volátiles. Sin embargo, la influencia preponderante es la de la nitrificación-desnitrificación: la primera consume alcalinidad y la segunda produce una recuperación parcial:

- La nitrificación consume: 7,14 g en CaCO<sub>3</sub>/ g NO<sub>3</sub><sup>-</sup> producido
- La desnitrificación recupera: 3,57 g CaCO<sub>3</sub>/ g NO<sub>3</sub><sup>-</sup> reducido

Se debe tener en cuenta que la alcalinidad del agua residual es igual a la del agua de la alimentación, aumentada 100 y 200 mg/l. La alcalinidad resultante es por tanto muy variable; no obstante, se puede considerar, que salvo en casos muy excepcionales, estará comprendida entre 200 y 400 mg/l de CaCO<sub>3</sub>.

Se calculará la alcalinidad de la depuración que en el presente proyecto se contempla para comprobar si la alcalinidad es la adecuada para que se den los diferentes procesos.

Se considera que el agua residual urbana contiene, como se ha mencionado en la **tabla 1** de la Memoria descriptiva, 40 mg/l de NTK de los cuales:

$$kg / l \text{ nitrificables} = 95,85 - 25,68 = 70,17 kg NH_4^+ / d$$

Esto kg/d corresponden a 21,86 mg/l NH<sub>4</sub><sup>+</sup>

$$kg / l \text{ reducidos de nitratos} = 228,54 kg NO_3^- / d$$



Estos kg/d corresponden a 71,2 mg/l  $\text{NO}_3^-$

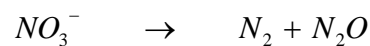
Luego tendremos que:

- Consumo:  $7,14 \times 21,86 = - 156,08$  mg/l
- Recuperación:  $3,57 \times 71,2 = + 254,18$  mg/l
- Balance:  $-156,08 + 254,18 = 98,1$  mg/l

Para mantener la alcalinidad de 100 mg/l en el licor, es preciso que el agua residual sea al menos de 198,1 mg/l. Como el agua a tratar en este caso, según los datos de la tabla 1 de la Memoria descriptiva, tiene una alcalinidad de 200 mg/l  $\text{CaCO}_3$  no es necesario aumentar la alcalinidad ya que con los datos de partida es suficiente.

## 8. Volumen del tanque anóxico (paso 21).

Casi todo el nitrógeno amoniacal que se oxida en la fase de nitrificación se encuentra como nitrato, siendo normalmente despreciables la concentración de nitrito según la bibliografía (**Ramalho, 1996**). En consecuencia, la cinética de conversión de nitratos a nitrógeno y óxido de nitrógeno gobierna el diseño del reactor anaerobio de desnitrificación, esto es:



Puede hacerse un balance de materia de  $\text{NO}_3^-$  para el reactor de desnitrificación biológica. Este balance es similar al descrito para el caso de lodos activos para eliminación de materia orgánica, a diferencia de que se manejan concentraciones de  $\text{NO}_3^-$  en lugar de concentraciones de DBO soluble, y de que el término para la velocidad de degradación de los nitratos en el reactor, en lugar de venir dado por un modelo de primer orden (como en el

caso de la DBO soluble) viene expresado por una cinética de orden cero, esto es:

$$\left( \frac{dNO_3^-}{dt} \right)_{DN} = -K_{DN} \quad (97)$$

siendo  $K_{DN}$  la constante de velocidad de desnitrificación.

Puede volver a escribirse la ecuación anterior utilizando los valores absolutos de  $(dNO_3^-/dt)_{DN}$ , que se indican por  $(dNO_3^-/dt)_{DN,a}$ , y dividiendo por la concentración de biomasa desnitrificante,  $X_{DN}$ . Haciendo  $K_{DN}/X_{DN} = k_{DN}$ , se obtiene:

$$\frac{1}{X_{DN}} \left( \frac{dNO_3^-}{dt} \right)_{DN,a} = k_{DN} \quad (98)$$

o:

$$\left( \frac{dNO_3^-}{dt} \right)_{DN,a} = k_{DN} \cdot X_{DN} \quad (99)$$

En consecuencia, la velocidad específica de desnitrificación, definida de una forma paralela a la velocidad específica de consumo de sustrato se hace:

$$q_{DN} = \frac{1}{X_{DN}} \left( \frac{dNO_3^-}{dt} \right)_{DN,a} = \frac{1}{X_{DN}} \frac{(NO_3^-)_o - (NO_3^-)_e}{t_h} = k_{DN} \quad (100)$$

o, teniendo en cuenta que  $t_h = V/Q_o$ :

$$\frac{1}{X_{DN}} \frac{Q_o (NO_3^-)_o - (NO_3^-)_e}{V} = k_{DN} \quad (101)$$

y el volumen de desnitrificación o zona anóxica es por tanto:

$$V = \frac{1}{X_{DN}} \frac{Q_o (NO_3^-)_o - (NO_3^-)_e}{k_{DN}} \quad (102)$$

Luego, aplicando esta última expresión a nuestros datos obtenemos que para:

$$X_{DN} = 1000 \text{ mg/l (Ramalho, 1996)}$$

$$K_{DN} = 0,96 \text{ d}^{-1} \text{ (Ramalho, 1996)}$$

$$Q_o = 3209,99 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$(NO_3^-)_o = 71,20 \text{ mg/l}$$

$$(NO_3^-)_e = 6 \text{ mg/l}$$

Se obtiene un volumen de desnitrificación:

$$V = \frac{1}{X_{DN}} \frac{Q_o (NO_3^-)_o - (NO_3^-)_e}{k_{DN}} = \frac{1}{1000 \text{ mg/l}} \frac{3209,99 \text{ m}^3/\text{d} [(71,20 \text{ mg/l}) - (6 \text{ mg/l})]}{0,96 \text{ d}^{-1}} = 218 \text{ m}^3$$

Luego al volumen del reactor biológico habrá que añadirle este nuevo volumen, que será una zona anóxica de lado 2,73 m x 26,39 m x 3 m de profundidad. Se hará como una prolongación de la cuba de oxidación aprovechando uno de los muros laterales (**ver plano nº 7**).

Seguidamente, se indican de forma resumida los resultados obtenidos en la primera iteración:

Iteración 1	Verano	Invierno
<b>Paso 1. Cálculo DBO consumida (kg/d)</b>	426,5824	426,5824
<b>Paso 2. Cálculo de la potencia (C.V)</b>	HP = 20,31	HP = 20,31
<b>Paso 3. Cálculo de la Tw(°C)</b>	<b>Tw =20,81</b>	<b>Tw =14,6</b>
<b>Paso 4. Cálculo de las constantes cinéticas</b>	$k_d = 0,0614 \text{ l/mg}\cdot\text{d}$ $k = 0,0205 \text{ d}^{-1}$ $b = 0,0922 \text{ d}^{-1}$	$k_d = 0,0511 \text{ l/mg}\cdot\text{d}$ $k = 0,0170 \text{ d}^{-1}$ $b = 0,0767 \text{ d}^{-1}$
<b>Paso 5. Cálculo t (d)</b>	t = 0,7922 d	t = 0,9518 d
<b>Paso 6. Cálculo V(se adopta 2090 m<sup>3</sup> dimensiones(m): 26,4 x 26,4 x 3)</b>	V = 1737,35 m <sup>3</sup>	V = 2087,28 m <sup>3</sup>
<b>Paso 7. Cálculo kg O<sub>2</sub>/d</b>	ON <sub>c</sub> =992,35 ON <sub>N</sub> = 320,72 ON <sub>total</sub> = 1313,07 HP = 74,51	ON <sub>c</sub> =863,17 ON <sub>N</sub> = 320,72 ON <sub>total</sub> = 1183,89 HP = 69,19
<b>Paso 8. Se recalcula la HP y Tw</b>	<b>Tw =21,92</b>	<b>Tw =14,04</b>
<b>Paso 9. Selección aireadores</b>	4 aireadores de 20 C.V	
<b>Paso 10. Cálculo ΔXv (kg/d)</b>	40,87	126,99
<b>Paso 11. Cálculo r</b>	0,4637	0,4637
<b>Paso 12. Cálculo caudales restantes (m<sup>3</sup>/d)</b>	Q <sub>R</sub> = 1016,99 Q <sub>o</sub> = 3209,99 Q <sub>w</sub> = 28,69 Q <sub>e</sub> = 2164,30 Q <sub>u</sub> = 1045,69	Q <sub>R</sub> = 1016,99 Q <sub>o</sub> = 3209,99 Q <sub>w</sub> = 35,59 Q <sub>e</sub> = 2157,41 Q <sub>u</sub> = 1052,58
<b>Paso 13. Balance sólidos no volátiles (mg/l)</b>	X <sub>NV,a</sub> = 1000 X <sub>NV,u</sub> = 3063,53 X <sub>NV,F</sub> = 43,05	X <sub>NV,a</sub> = 1000 X <sub>NV,u</sub> = 3043,48 X <sub>NV,F</sub> = 52,34
<b>Paso 14. Producción S.S en la purga (kg/d)</b>	(VSS) <sub>w</sub> = 358,34 (NVSS) <sub>w</sub> = 87,88 (TSS) <sub>w</sub> = 446,22	(VSS) <sub>w</sub> = 444,88 (NVSS) <sub>w</sub> = 108,33 (TSS) <sub>w</sub> = 553,23
<b>Paso 15. Cálculo S<sub>o</sub> y X<sub>V,o</sub> (mg/l)</b>	S <sub>o</sub> = 152,89 X <sub>V,o</sub> = 4067,36	S <sub>o</sub> = 152,89 X <sub>V,o</sub> = 4067,36
<b>Paso 16. Neutralización previa</b>	No necesaria	

<b>Paso 17. Necesidades de nutrientes</b>	No necesaria	
<b>Paso 18. Cálculo DBO total (mg/l)</b>	20,66	20,66
<b>Paso 19. Fósforo efluente final (mg/l)&lt; 2 Ley</b>	1,73	0,946
<b>Paso 20. Nitrógeno efluente final(mg/l)&lt;15Ley</b>	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> = 8 NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> = 6 N <sub>total</sub> =14	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> = 8 NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> = 6 N <sub>total</sub> =14
<b>Paso 21. Volumen zona anóxica (m<sup>3</sup>)</b>	218	218

A continuación, siguiendo el mismo procedimiento de cálculo para comprobar que las temperaturas ( $T_w$ ) convergen para la potencia estimada en la primera iteración, se muestran los resultados obtenidos:

<b>Iteración 2</b>	<b>Verano</b>	<b>Invierno</b>
<b>Paso 1. Cálculo DBO consumida (kg/d)</b>	426,5824	426,5824
<b>Paso 2. Cálculo de la potencia (C.V)</b>	HP = 74,51	HP = 74,51
<b>Paso 3. Cálculo de la Tw(°C)</b>	<b>Tw =21,92</b>	<b>Tw =14,04</b>
	kd = 0,0635	kd = 0,0503
<b>Paso 4. Cálculo de las constantes cinéticas</b>	l/mg·d	l/mg·d
	k = 0,0212 d <sup>-1</sup>	k = 0,0168 d <sup>-1</sup>
	b = 0,0953 d <sup>-1</sup>	b = 0,0755 d <sup>-1</sup>
<b>Paso 5. Cálculo t (d)</b>	t = 0,7665 d	t = 0,9676 d
<b>Paso 6. Cálculo V(se adopta 2123 m<sup>3</sup> dimensiones(m): 26,60 x 26,60 x 3)</b>	V = 1680,95 m <sup>3</sup>	V = 2122,01 m <sup>3</sup>
<b>Paso 7. Cálculo kg O<sub>2</sub>/d</b>	ON <sub>c</sub> =1018,19 ON <sub>N</sub> = 320,72 ON <sub>total</sub> = 1338,91 HP = 75,98	ON <sub>c</sub> =852,67 ON <sub>N</sub> = 320,72 ON <sub>total</sub> = 1173,39 HP = 66,58
<b>Paso 8. Se recalcula la HP y Tw</b>	<b>Tw =21,94</b>	<b>Tw =14,03</b>
<b>Paso 9. Selección aireadores</b>	4 aireadores de 20 C.V	
<b>Paso 10. Cálculo ΔXv (kg/d)</b>	23,639	133,98
<b>Paso 11. Cálculo r</b>	0,4637	0,4637
<b>Paso 12. Cálculo caudales restantes (m<sup>3</sup>/d)</b>	Q <sub>R</sub> = 1016,99 Q <sub>O</sub> = 3209,99 Q <sub>w</sub> = 27,31 Q <sub>e</sub> = 2165,68 Q <sub>u</sub> = 1044,31	Q <sub>R</sub> = 1016,99 Q <sub>O</sub> = 3209,99 Q <sub>w</sub> = 36,15 Q <sub>e</sub> = 2156,85 Q <sub>u</sub> = 1053,15

<b>Paso 13. Balance sólidos no volátiles (mg/l)</b>	$X_{NV,a} = 1000$ $X_{NV,u} = 3067,57$ $X_{NV,F} = 41,17$	$X_{NV,a} = 1000$ $X_{NV,u} = 3041,86$ $X_{NV,F} = 53,09$
<b>Paso 14. Producción S.S en la purga (kg/d)</b>	$(VSS)_w = 341,11$ $(NVSS)_w = 87,99$ $(TSS)_w = 429,10$	$(VSS)_w = 451,89$ $(NVSS)_w = 108,28$ $(TSS)_w = 560,17$
<b>Paso 15. Cálculo <math>S_o</math> y <math>X_{V,o}</math> (mg/l)</b>	$S_o = 152,89$ $X_{V,o} = 4067,36$	$S_o = 152,89$ $X_{V,o} = 4067,36$
<b>Paso 16. Neutralización previa</b>		No necesaria
<b>Paso 17. Necesidades de nutrientes</b>		No necesaria
<b>Paso 18. Cálculo DBO total (mg/l)</b>	20,66	20,66
<b>Paso 19. Fósforo efluente final (mg/l) &lt; 2 Ley</b>	1,89	0,883
<b>Paso 20. Nitrógeno efluente final (mg/l) &lt; 15 Ley</b>	$NH_4^+ = 8$ $NO_3^- = 6$ $N_{total} = 14$	$NH_4^+ = 8$ $NO_3^- = 6$ $N_{total} = 14$
<b>Paso 21. Volumen zona anóxica (m<sup>3</sup>)</b>	218	218

Comprobada la convergencia de las temperaturas son estos últimos datos los que se van a utilizar para el diseño del reactor biológico.

## **ANEXO 6: ESTUDIO HIDRÁULICO**

Se ha considerado que el agua residual urbana llega a la planta de tratamiento por gravedad, debido a las características del terreno.

La conexión de los diferentes equipos que componen el pretratamiento se realizará a través de canales abiertos, mientras que el resto de la instalación, a partir del tanque de homogenización, se llevará a cabo por medio de tuberías.

La separación entre los equipos se establecerá de forma que sea suficiente para permitir el paso tanto de personas como de maquinaria, en el caso de que se produzca alguna avería y sea necesario reparar o sustituir el equipo. Así, se ha estimado que una distancia entre equipos de 3 metros es suficiente para las operaciones de mantenimiento y conservación.

El canal de entrada que se ha diseñado en el **anexo 1**, tiene una longitud de 3 m, una anchura de 0,5 m y una altura de 0,4 m y la velocidad de paso de fluido, a caudal medio, es de 0,82 m/s.

Dicho canal se empleará para los diferentes tramos del pretratamiento ya que el caudal que circula por estos equipos es el mismo. Y para el diseño de dicho canal se han tomado las condiciones más desfavorables de caudal punta.

Además del canal de entrada habrá otro tramo de 3 m de longitud entre la reja de desbaste y el desarenador, e igualmente se producirá la conexión de éste último equipo con el tanque de homogenización. A partir de aquí, el líquido se impulsará mediante de una bomba sumergible, situada en el pozo de homogenización, hasta el tanque de aireación y su circulación en el resto del tratamiento secundario se realizará por medio de tuberías de acero inoxidable

AISI 304. Para el dimensionado de estas tuberías se tomarán los datos de los caudales en las condiciones más desfavorables y se utilizará una velocidad media de 0,8 m/s ya que, según la bibliografía (**Hernández Lehmann, 1997**), la velocidad de circulación debe estar comprendida entre 0,6 y 1,2 para evitar que se produzcan sedimentaciones o depósitos que, en caso de formarse, darían origen a una disminución de la capacidad portante de la sección adoptada y a la producción de olores derivados de posibles fermentaciones.

Considerando, el cálculo de caudales llevado a cabo en el **anexo 5** y dado que:

$$Q = v \cdot S$$

donde Q, es el caudal de circulación de la tubería (m<sup>3</sup>/s)

v, la velocidad de circulación en la tubería, que para el cálculo se ha considerado siempre igual a 0,8 m/s

S, la sección de la tubería,  $\pi \cdot r^2$  (m<sup>2</sup>)

Puede obtenerse el diámetro necesario de la conducción:

$$d = \sqrt{\frac{Q \cdot 4}{v \cdot \pi}}$$

A continuación se aplicará la ecuación obtenida para determinar los diámetros de tubería en las distintas partes de la planta:



En la alimentación inicial:

$$d = \sqrt{\frac{(2193/86400) \cdot 4}{0,8 \cdot \pi}} = 0,2 m = 200 mm$$

Que según las normas UNE sobre diámetros nominales corresponde a 200 mm de diámetro nominal.

En la alimentación combinada y salida del reactor:

$$d = \sqrt{\frac{(3209,99/86400) \cdot 4}{0,8 \cdot \pi}} = 0,243 m = 243 mm$$

Que según las normas UNE sobre diámetros nominales corresponde a 250 mm de diámetro nominal.

En la salida del efluente:

$$d = \sqrt{\frac{(2165,68/86400) \cdot 4}{0,8 \cdot \pi}} = 0,199 m = 199 mm$$

Que según las normas UNE sobre diámetros nominales corresponde a 200 mm de diámetro nominal.

En la descarga del clarificador:

$$d = \sqrt{\frac{(1053,15/86400) \cdot 4}{0,8 \cdot \pi}} = 0,139 \text{ m} = 140 \text{ mm}$$

Que según las normas UNE sobre diámetros nominales corresponde a 150 mm de diámetro nominal.

En la purga:

$$d = \sqrt{\frac{(36,15/86400) \cdot 4}{0,8 \cdot \pi}} = 0,026 \text{ m}$$

Que según las normas UNE sobre diámetros nominales corresponde a 32 mm de diámetro nominal

En la corriente de recirculación:

$$d = \sqrt{\frac{(1016,99/86400) \cdot 4}{0,8 \cdot \pi}} = 0,137 \text{ m} = 137 \text{ mm}$$

Que según las normas UNE sobre diámetros nominales corresponde a 150 mm de diámetro nominal

A continuación se muestra una tabla resumen en la que se incluyen los diámetros nominales para cada una de las conducciones de la planta:

**Tabla 35: Diámetros nominales**

<b>Tuberías de acero</b>	<b>DN (mm)</b>
Alimentación inicial	200
Alimentación combinada	250
Salida reactor	250
Descarga clarificador	150
Salida efluente	200
Purga	32
Recirculación	150

## **ANEXO 7: ESTUDIO DE BOMBAS**

### **1. Bombeo desde el tanque de homogenización**

Para el tratamiento biológico es necesario mantener un caudal constante de aguas residuales a lo largo de un período más o menos largo, debido a que los lodos activos son muy sensibles a las variaciones de caudal.

Por ello, a partir del pozo de homogenización se dotará a la planta depuradora de un sistema de bombeo.

Como se ha comentado en el **anexo 4**, la bibliografía consultada considera conveniente instalar dos bombas para trabajar en secuencia operativa variable y, en caso de avería de una de ellas, poder impulsar el líquido a la planta de tratamiento mediante la otra bomba.

Las bombas se diseñarán para proporcionar un caudal de servicio de 2193 m<sup>3</sup>/d.

Debido a que el tanque de homogenización no presenta un volumen constante de aguas, se recomienda como se ha dicho anteriormente en el **anexo 4**, disponer de una bomba sumergible, la cual debe proporcionar el caudal de servicio citado, además de elevar las aguas a 4 m, correspondiente a la altura desde el fondo del tanque de homogenización hasta el nivel de tierra.

Las bombas se dispondrán en el fondo del tanque, pero encerradas por paredes laterales, de altura igual a la de las bombas, para minimizar las turbulencias creadas por los aireadores, y que afectarían negativamente a la aspiración de las bombas.

Para el diseño de la bomba hay que calcular las pérdidas de carga. Para ello, se toma la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$h_f = f \times \frac{L + L_{eq}}{D} \times \frac{v^2}{2g}$$

Desde el tanque de homogenización hasta el reactor biológico existe un solo tramo de conducción de 200 mm de diámetro, 8 m de longitud (4 metros desde el fondo del tanque, 3 metros de separación entre equipos y 1 metro de tubería hacia abajo hasta el reactor), tres codos de 90° y el reactor biológico (**ver plano nº 4**). Además, la velocidad de circulación es de 0,8 m/s.

A continuación se determina el número de Reynolds, R:

$$R = \frac{v \times D \times \rho}{\mu}$$

donde  $\rho$  y  $\mu$  son la densidad y la viscosidad del agua a 15 °C, respectivamente.

A partir de los datos de la **tabla 36** tomada de la bibliografía (**Metcalf & Eddy, 1995**), se obtiene que la densidad es igual a 999,1 kg/m<sup>3</sup> y la viscosidad igual a 1,139·10<sup>-3</sup> N·s/m<sup>2</sup>.

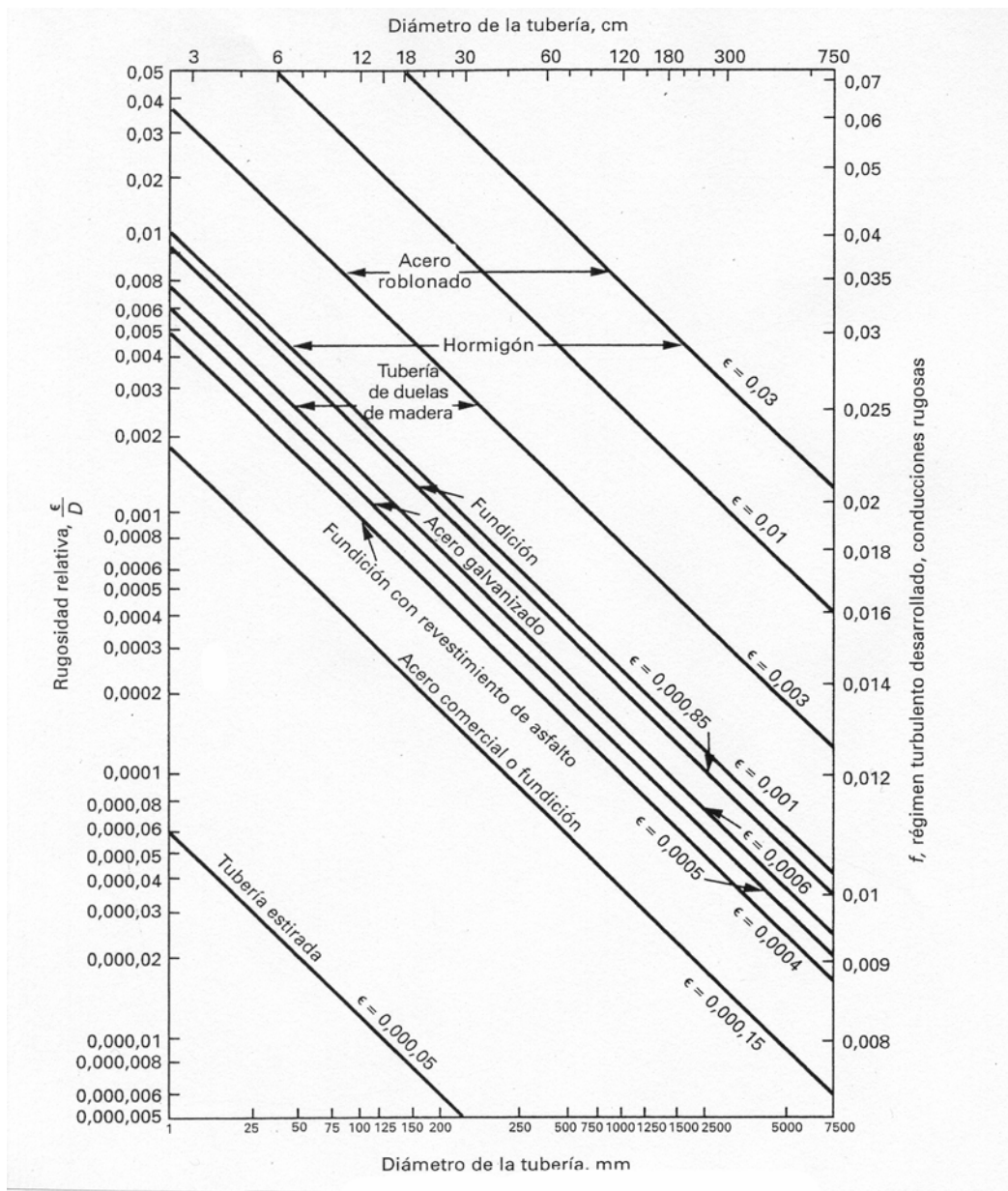
**Tabla 36: Propiedades físicas del agua**

Temperatura °C	Peso específico kN/m <sup>3</sup>	Densidad kg/m <sup>3</sup>	Módulo de elasticidad E/10 <sup>6</sup> kN/m <sup>2</sup>	Viscosidad dinámica $\mu \times 10^3$ N·s/m <sup>2</sup>	Viscosidad cinemática $\nu \times 10^6$ m <sup>2</sup> /s	Tensión superficial $\sigma$ N/m	Presión de vapor Pv kN/m <sup>2</sup>
0	9,805	999,8	1,98	1,781	1,785	0,0765	0,61
5	9,807	1000,0	2,05	1,518	1,519	0,0749	0,87
10	9,804	999,7	2,10	1,307	1,306	0,0742	1,23
<b>15</b>	9,798	<b>999,1</b>	2,15	<b>1,139</b>	1,139	0,0735	1,70
20	9,789	998,2	2,17	1,022	1,003	0,0728	2,34
25	9,777	997,0	2,22	0,890	0,893	0,0720	3,17
30	9,764	995,7	2,25	0,798	0,800	0,0712	4,24
40	9,730	992,2	2,28	0,653	0,658	0,0696	7,38
50	9,689	988,0	2,29	0,547	0,553	0,0679	12,33
60	9,642	983,2	2,28	0,466	0,474	0,0662	19,92
70	9,589	977,8	2,25	0,404	0,413	0,0644	31,16
80	9,530	971,8	2,20	0,354	0,364	0,0626	47,34
90	9,466	965,3	2,14	0,315	0,326	0,0608	70,10
100	9,399	958,4	2,07	0,282	0,294	0,0589	101,33

Entonces:

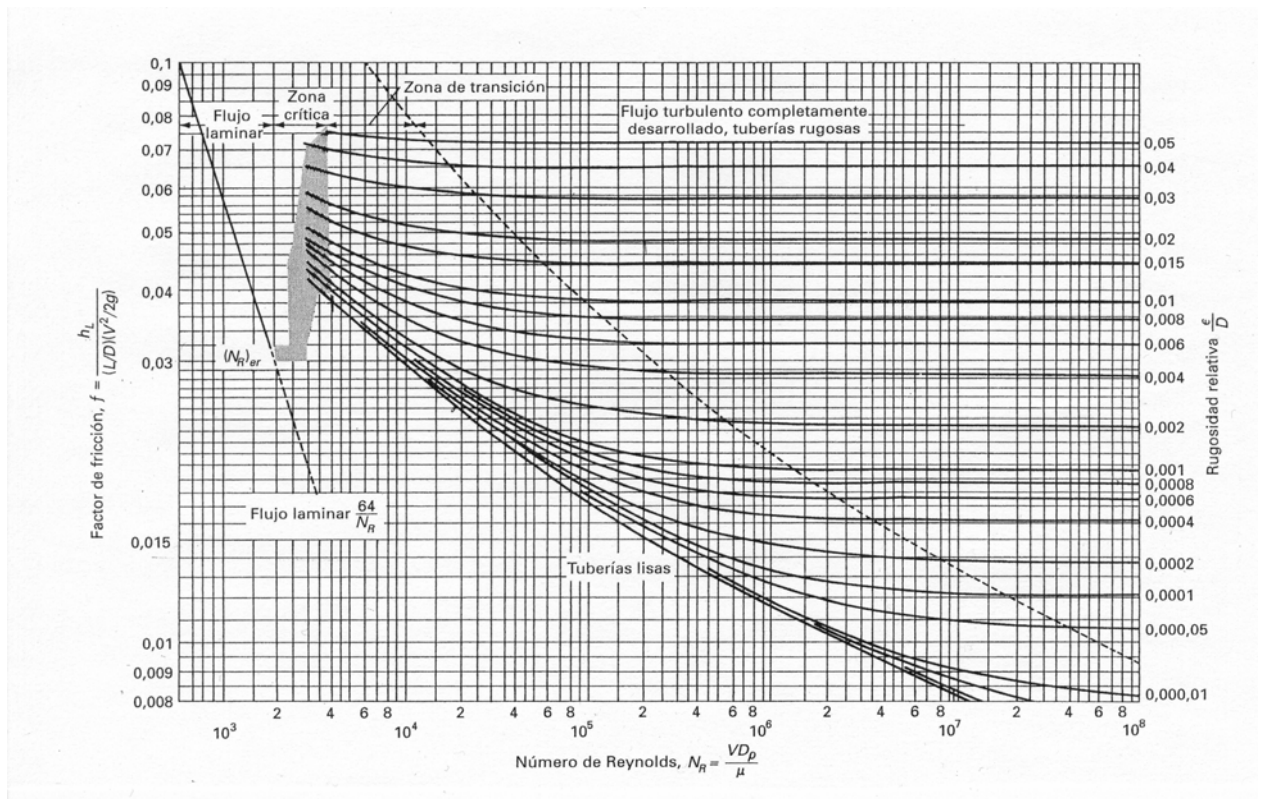
$$R = \frac{0,8m/s \times 0,2m \times 999,1kg/m^3}{1,139 \times 10^{-3} N \cdot s/m^2} = 140.348 \approx 1,4 \times 10^5$$

La rugosidad relativa del acero comercial para una tubería de 200 mm es 0,00018 obtenida de la **figura 32**:



**Figura 32: Diagrama de Moody para la obtención de la rugosidad relativa**  
(Metcalf & Eddy, 1995).

Con la rugosidad relativa y el número de Reynolds, se determina el factor de fricción,  $f$ :



**Figura 33: Diagrama de Moody**

A partir de diagrama de Moody se calcula el factor de fricción. Para  $R = 1,4 \times 10^5$  y  $\epsilon/D = 0,00018$ , obteniéndose que  $f = 0,014$ .

En este tramo de conducción se disponen 3 codos abiertos de  $90^\circ$ . Haciendo uso de la **figura 34** se obtiene que, para un diámetro de 200 mm (8 pulgadas), la longitud equivalente es de 4 m para cada codo.

La pérdida de carga de un tanque de aireación está entre 0,20-0,60 m según la bibliografía (Metcalf & Eddy, 1995) por lo que se tomará un valor medio de 0,4 m.

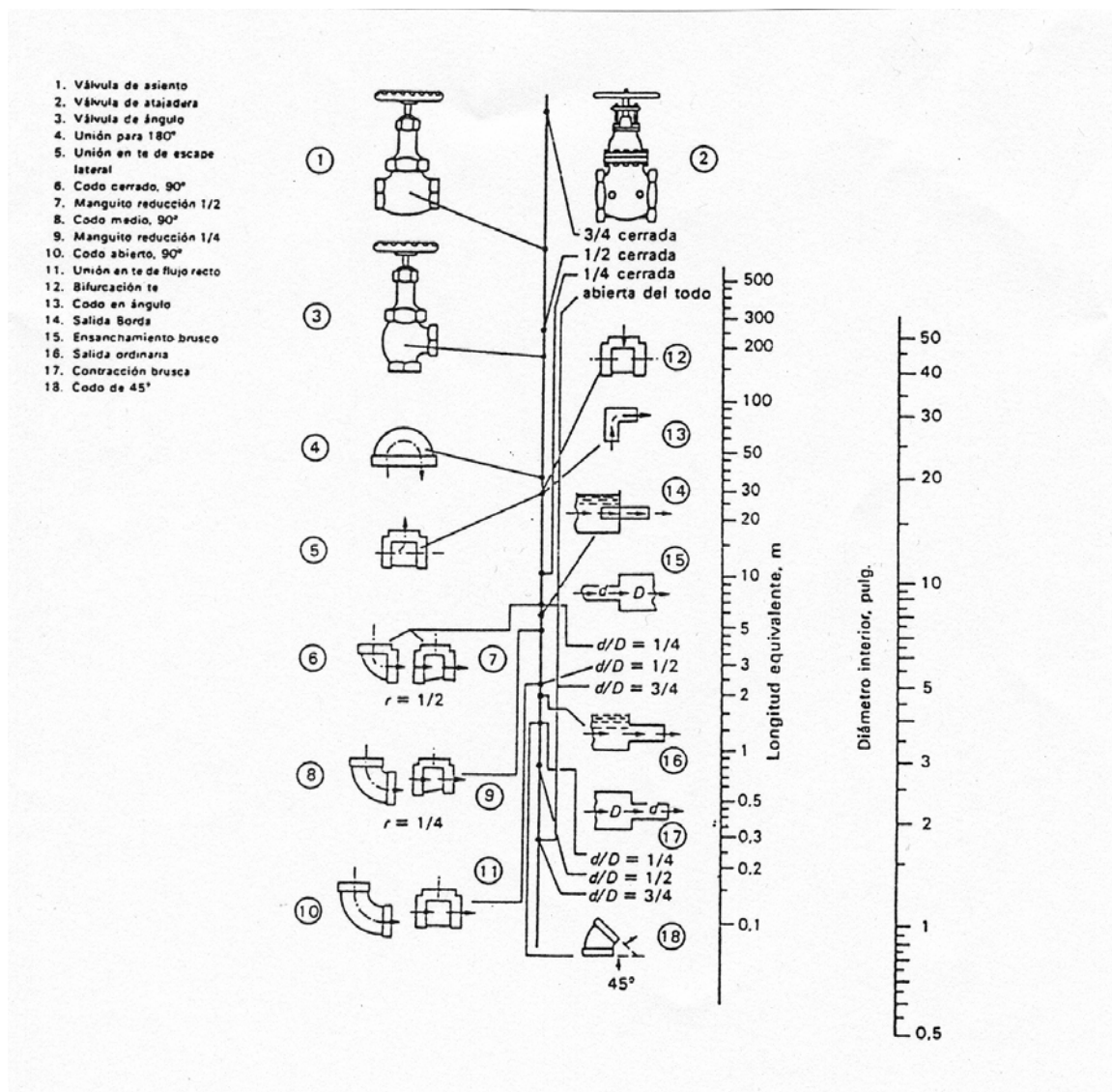


Figura 34: Longitudes equivalentes de accidentes (Vián A, 1967)

Luego la pérdida de carga total es:

$$h_f = 0,014 \times \frac{8 + 3 \cdot 4 + 0,4}{0,2} \times \frac{0,8^2}{2 \cdot 9,8} = 0,047m$$

Aplicando la ecuación de Bernuilli se determina el trabajo por unidad de masa que debe realizar la bomba para transportar las aguas desde el tanque de homogenización hasta el reactor biológico:

$$\left( \frac{v_2^2}{2} - \frac{v_1^2}{2} \right) + g(z_2 - z_1) + h_f - W = 0$$



La velocidad 1,  $v_1$ , corresponde a la velocidad de las aguas en el tanque de homogenización, que se supondrá nula, y la velocidad 2,  $v_2$ , es la velocidad de descarga en el reactor biológico, es decir igual a 0,8 m/s. La diferencia de altura es de 4 m, correspondiente a la profundidad del tanque de homogenización.

$$\left(\frac{0,8^2}{2} - \frac{0^2}{2}\right) + 9,81(4) + 0,457 - W = 0$$

$$W = 40 \text{ J/kg}$$

La potencia mínima que tendrá que suministrar la bomba será:

$$P = W \times Q \times \rho = 40 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \times 2193 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times \frac{1 \text{d}}{86400 \text{s}} \times 999,1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1014,36 \text{W} \approx 1 \text{KW}$$

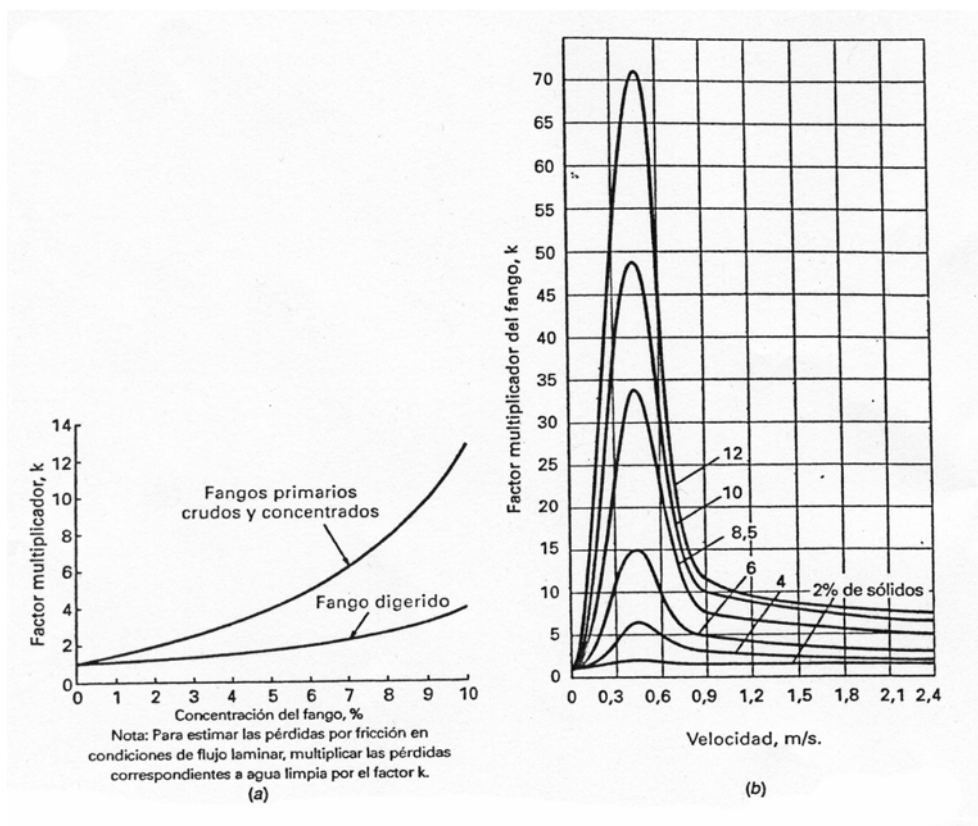
## 2. Bomba de recirculación y purga

Los lodos que van a ser purgados y recirculados al reactor biológico se recogerán en el fondo del clarificador secundario, en su parte central. Para ello, se colocará una bomba de tornillo excéntrico, recomendada en la bibliografía (**Hernández, 1996**), para el transporte de lodos. La tubería por la que circularán los lodos tendrá un diámetro 150 mm, y una longitud de 39 m (**ver plano nº 4**), en la que se colocará una válvula para regular la cantidad de lodos recirculados y purgados.

Según **Metcalf & Eddy**, el diámetro de la conducción de fango debe tener un diámetro mínimo de 150 mm, y el de la conexión de la bomba no debe ser inferior a 100 mm.

Para determinar la potencia de la bomba se realizará el cálculo simplificado de la pérdida de carga propuesto en la bibliografía (**Metcalf &**

**Eddy, 1995).** En el caso de conducciones para el transporte de fango de corta longitud, el cálculo de las pérdidas de carga se realiza mediante procedimientos sencillos. La precisión de estos procedimientos suele ser, a menudo, adecuada; especialmente en el caso de concentraciones de sólidos inferiores a 3 por 100 en peso. Las pérdidas de carga en el bombeo de fangos se calculan multiplicando la pérdida de carga producida con agua obtenida de la ecuación de Darcy-Weisbach, por el factor  $k$ . Este factor  $k$  se obtiene a partir de curvas empíricas para un contenido de sólidos y un tipo de fangos determinados como se indica en la **figura 35**.



**Figura 35: Factor multiplicador de la pérdida de carga,  $k$ .**

En el caso del presente proyecto el porcentaje en peso de sólidos es de 1,55%, luego haciendo uso de la **figura 35 (a)**, se obtiene un valor del factor de  $k$  de 1.

La conducción para el transporte de fango será acero inoxidable AISI-304 y de 39 m de longitud, por lo que a partir del diagrama de Moody (**figura**

**34)**, de la ecuación de Darcy-Weisbach y del número de Reynolds, se determinan las pérdidas de carga. Para tubería del acero comercial de 150 mm de diámetro la rugosidad relativa es de 0,00025.

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00025$$

$$R = \frac{v \times D \times \rho}{\mu} = \frac{0,8 \times 0,15 \times 999,1}{1,139 \cdot 10^{-3}} = 105539 \approx 1,05 \cdot 10^5$$

Con el diagrama de Moody, conocido el Reynolds y la rugosidad relativa se determina el factor de fricción:  $f = 0,015$ .

La conducción tiene varios accesorios: 3 codos abiertos de 90° y una válvula de bola, cuyas longitudes equivalentes, evaluadas a partir de la **figura 34** serán 2,5 y 45 m respectivamente. Además, la pérdida de carga del decantador secundario es de 0,68 m según la bibliografía (**Metcalf & Eddy, 1995**).

Considerando que  $k = 1$ , el valor del factor de fricción  $f$  será:

$$f = 1 \times 0,015 = 0,015$$

Evaluando las pérdidas de carga a partir de la ecuación de Darcy-Weisbach, se obtiene que:

$$h_f = f \frac{L + L_{eq}}{D} \frac{v^2}{2g} = 0,015 \times \frac{39 + 45 + 3 \cdot 2,5 + 0,68}{0,15} \times \frac{0,8^2}{2 \times 9,8} = 0,3m$$

La potencia de la bomba se determinará a partir de la ecuación de Bernuilli. La evacuación de los fangos se realizará por la parte inferior del clarificador secundario a través de una tubería situada a 1 m por debajo de éste (**ver plano nº 4**).

$$\left(\frac{v_2^2}{2} - \frac{v_1^2}{2}\right) + g(z_2 - z_1) + h_f - W = 0$$

$$\left(\frac{0,8^2}{2} - \frac{0^2}{2}\right) + 9,81(1) + 0,3 - W = 0$$

$$W = 10,74 \text{ J/kg}$$

La potencia mínima que tendrá que suministrar la bomba será:

$$P = W \times Q \times \rho = 10,74 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \times 1019,99 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times \frac{1\text{d}}{86400\text{s}} \times 999,1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 126,68\text{W} = 0,127\text{kW}$$

## **ÍNDICE DE PLANOS**

**PLANO Nº 1: DISTRIBUCIÓN EN PLANTA**

**PLANO Nº 2: DISTANCIA ENTRE EQUIPOS**

**PLANO Nº 3: LÍNEAS DE TRATAMIENTO**

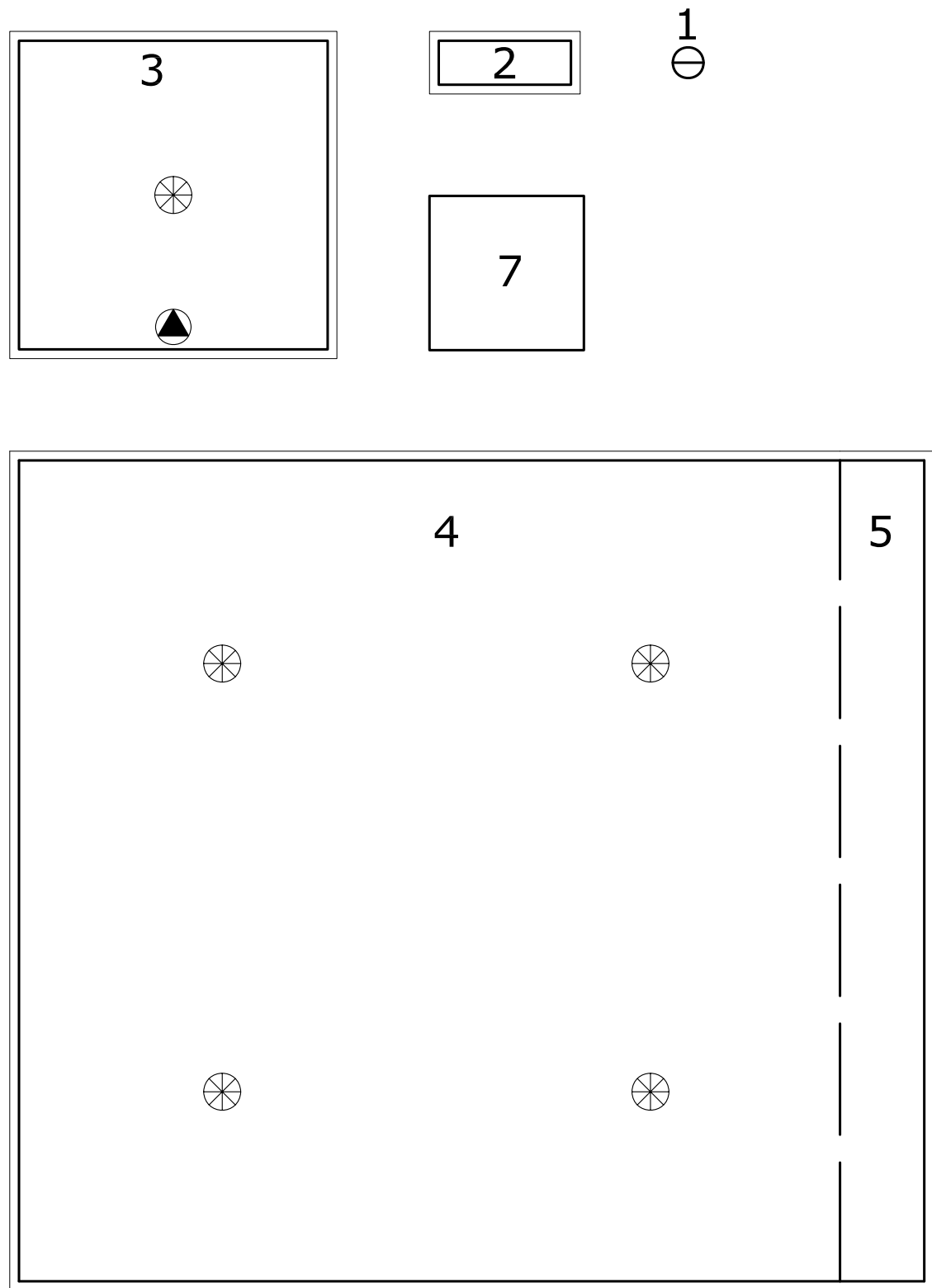
**PLANO Nº 4: DIAGRAMA DE FLUJO**



**PLANO Nº 5: TANQUE DE HOMOGENIZACIÓN**

**PLANO Nº 6: DESARENADOR-DESENGRADOR**

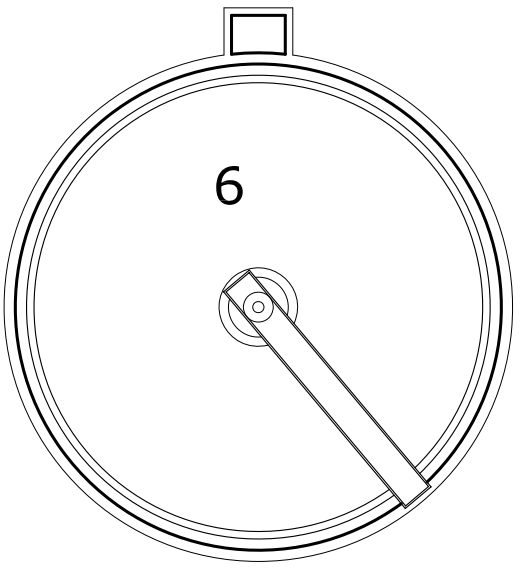
**PLANO Nº 7: REACTOR BIOLÓGICO**

**PLANO Nº 8: DECANTADOR SECUNDARIO**

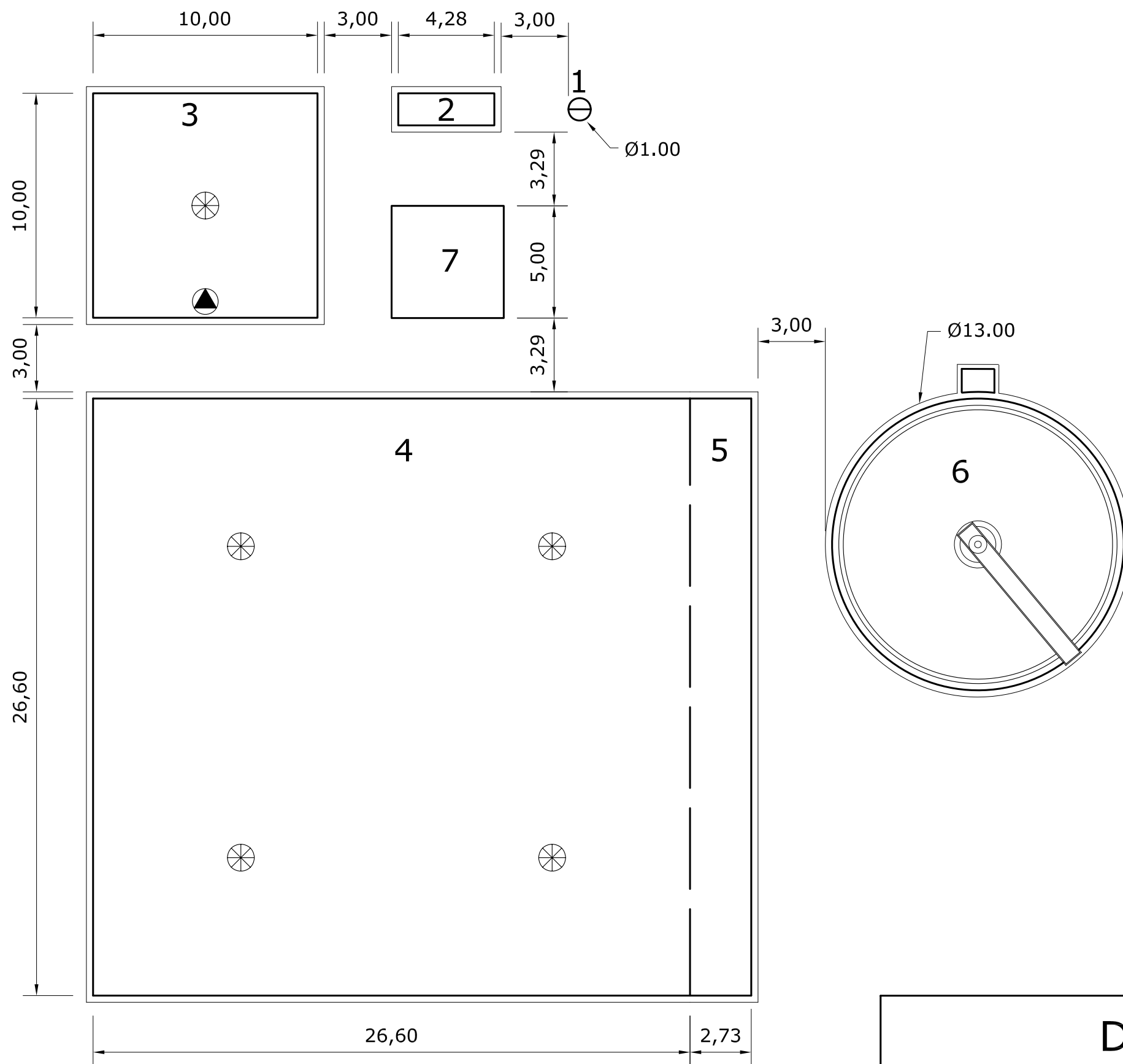


 BOMBA  
 AIREADOR

1. REJA DE DESBASTE
2. DESARENADOR-DESENGRASADOR
3. POZO DE HOMOGENIZACION
4. REACTOR BIOLÓGICO
5. ZONA ANOXICA
6. DECANTADOR SECUNDARIO
7. CASETA DE CONTROL Y BOMBEO



<b>DISEÑO DE UNA EDAR</b>	
AUTORA	PLANO Nº
<b>LUCIA RODRIGUEZ RUIZ</b>	<b>1 / 8</b>
	ESCALA
	<b>1:300</b>
	FECHA
<b>DISTRIBUCION EN PLANTA</b>	<b>JUNIO 2005</b>



▲ BOMBA

⊗ AIREADOR

1. REJA DE DESBASTE
2. DESARENADOR-DESENGRASADOR
3. POZO DE HOMOGENIZACION
4. REACTOR BIOLÓGICO
5. ZONA ANOXICA
6. DECANTADOR SECUNDARIO
7. CASETA DE CONTROL Y BOMBEO

## DISEÑO DE UNA EDAR

AUTORA

LUCIA RODRIGUEZ RUIZ

PLANO N°

2 / 8

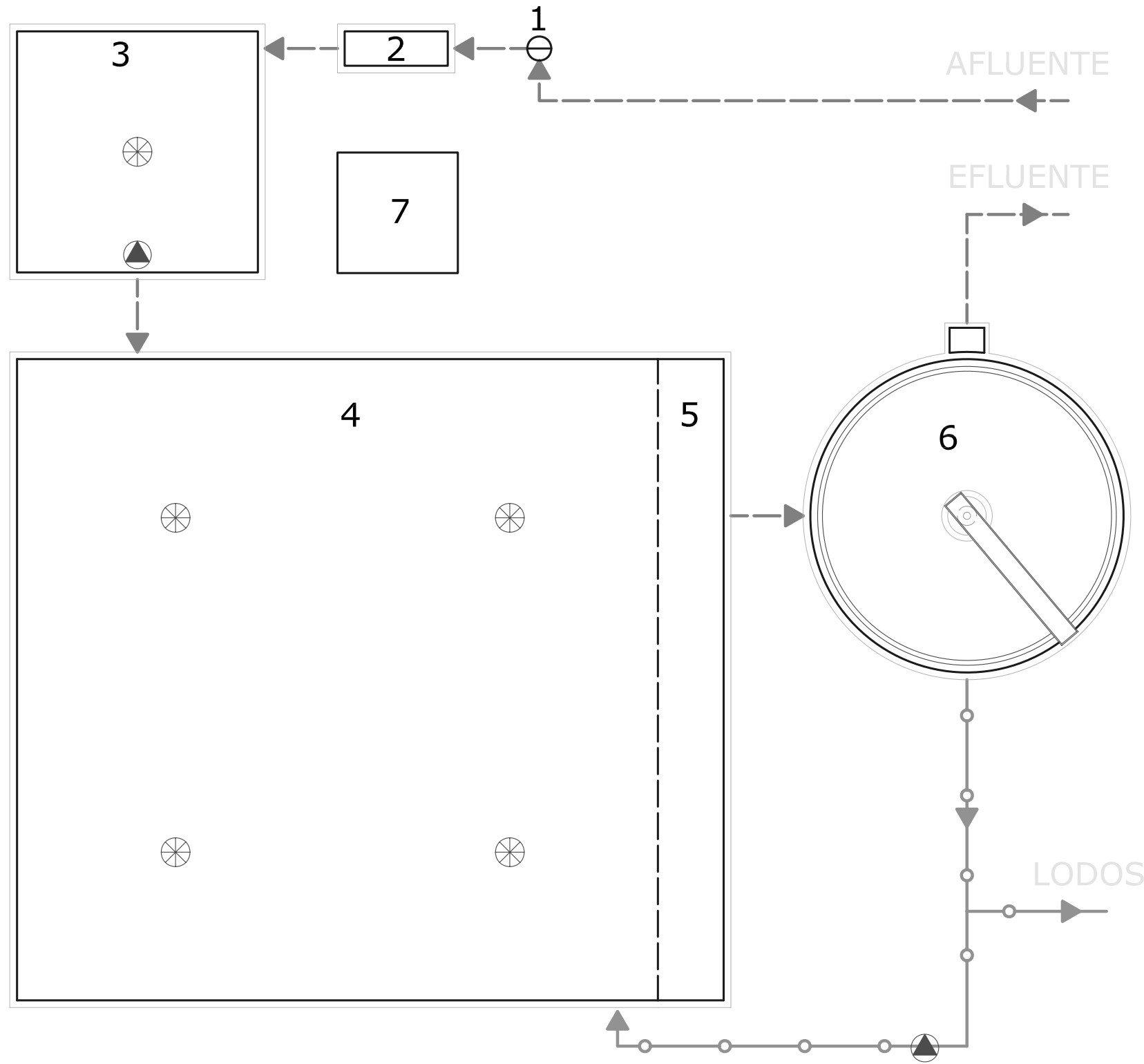
ESCALA

1:150

DISTANCIA ENTRE EQUIPOS

FECHA

JUNIO 2005

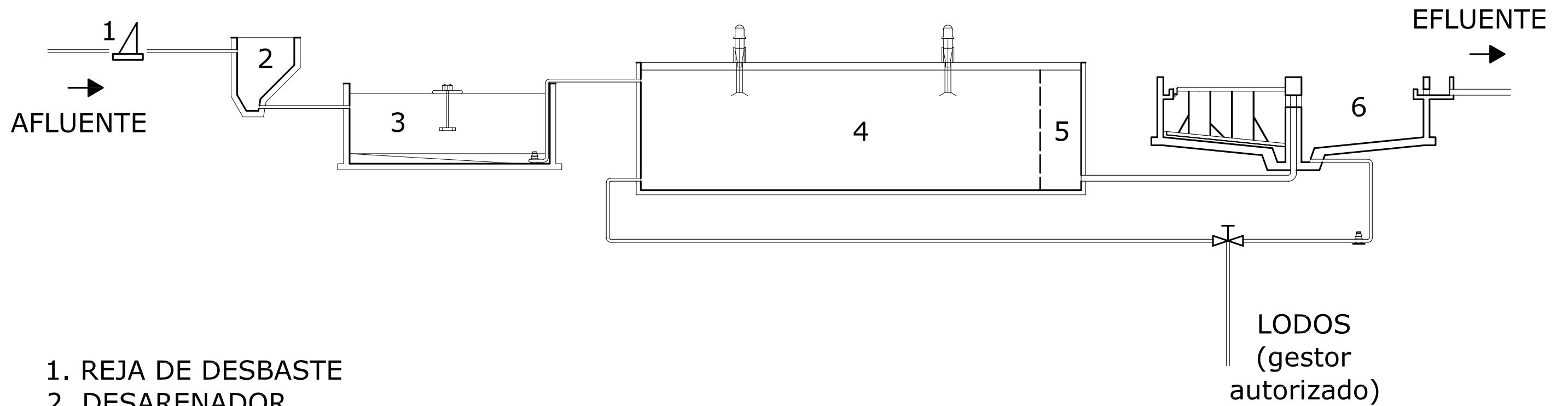


- ▲ BOMBA
  - ⊗ AIREADOR
1. REJA DE DESBASTE
  2. DESARENADOR-DESENGRASADOR
  3. POZO DE HOMOGENIZACION
  4. REACTOR BIOLOGICO
  5. ZONA ANOXICA
  6. DECANTADOR SECUNDARIO
  7. CASETA DE CONTROL Y BOMBEO

----- LINEA DE AGUA  
 -○- LINEA DE FANGOS

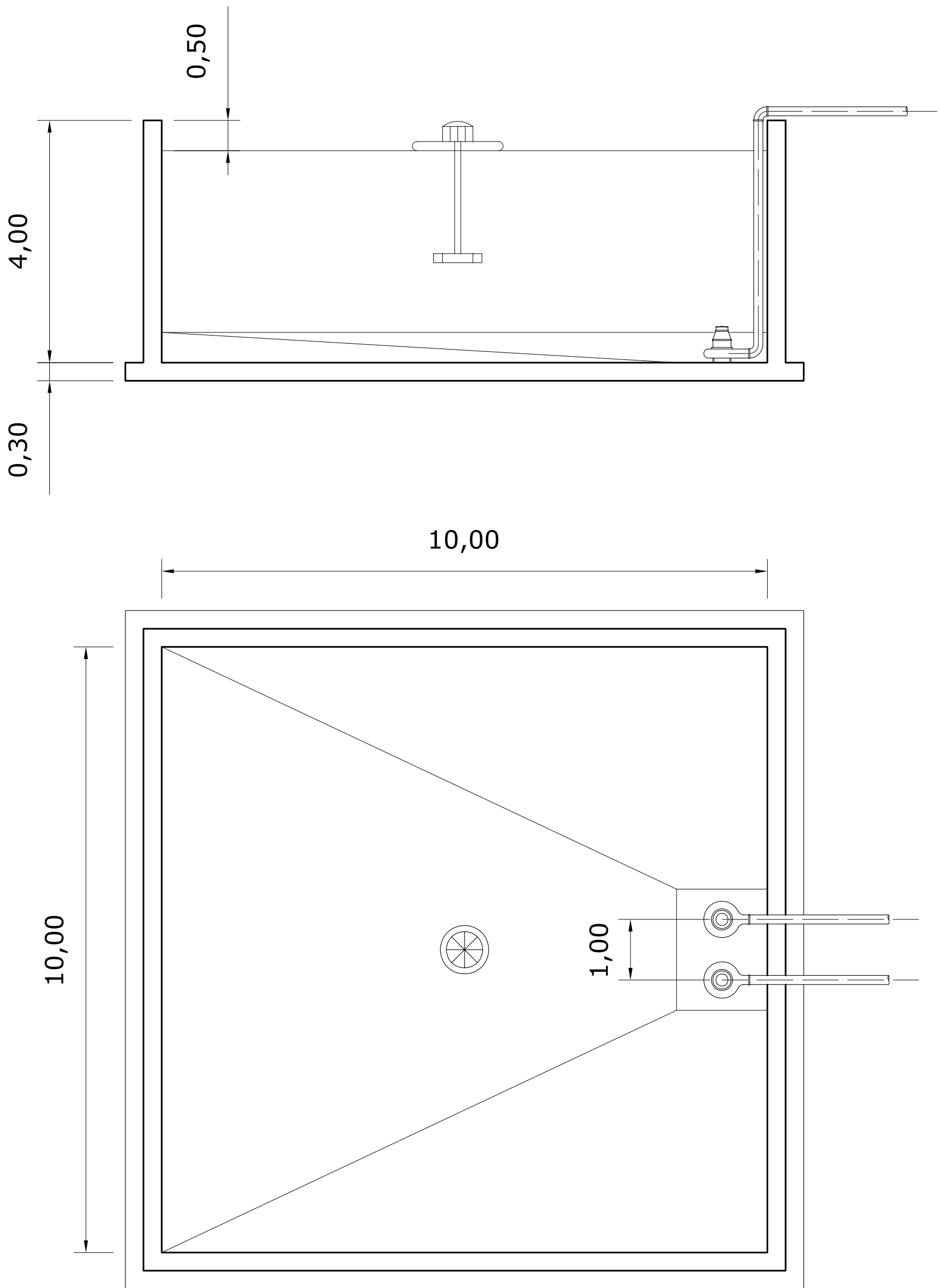
<b>DISEÑO DE UNA EDAR</b>		
AUTORA	<b>LUCIA RODRIGUEZ RUIZ</b>	PLANO N° <b>3 / 8</b>
		ESCALA <b>1:150</b>
LINEAS DE TRATAMIENTO		FECHA <b>JUNIO 2005</b>





1. REJA DE DESBASTE
2. DESARENADOR
3. POZO DE HOMOGENIZACION
4. REACTOR BIOLOGICO
5. ZONA ANOXICA
6. DECANTADOR SECUNDARIO

<b>DISEÑO DE UNA EDAR</b>			
AUTORA		PLANO N°	4 / 8
<b>LUCIA RODRIGUEZ RUIZ</b>		ESCALA	-----
		FECHA	JUNIO 2005
<b>DIAGRAMA DE FLUJOS</b>			



# DISEÑO DE UNA EDAR

AUTORA

**LUCIA RODRIGUEZ RUIZ**

PLANO N°

**5 / 8**

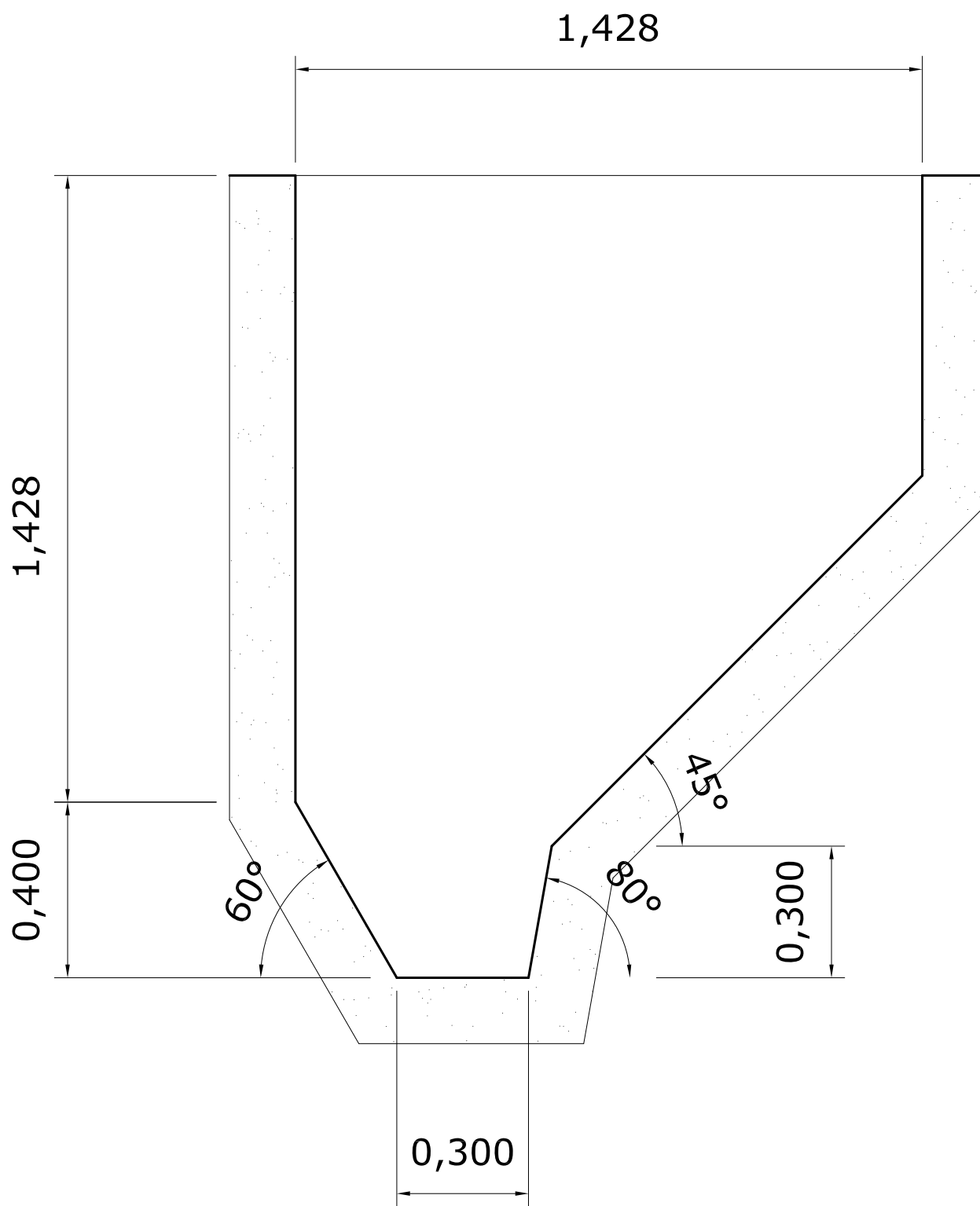
ESCALA

**1:100**

**POZO DE HOMOGENIZACION**

FECHA

**JUNIO 2005**



## DISEÑO DE UNA EDAR

AUTORA

LUCIA RODRIGUEZ RUIZ

PLANO N°

6 / 8

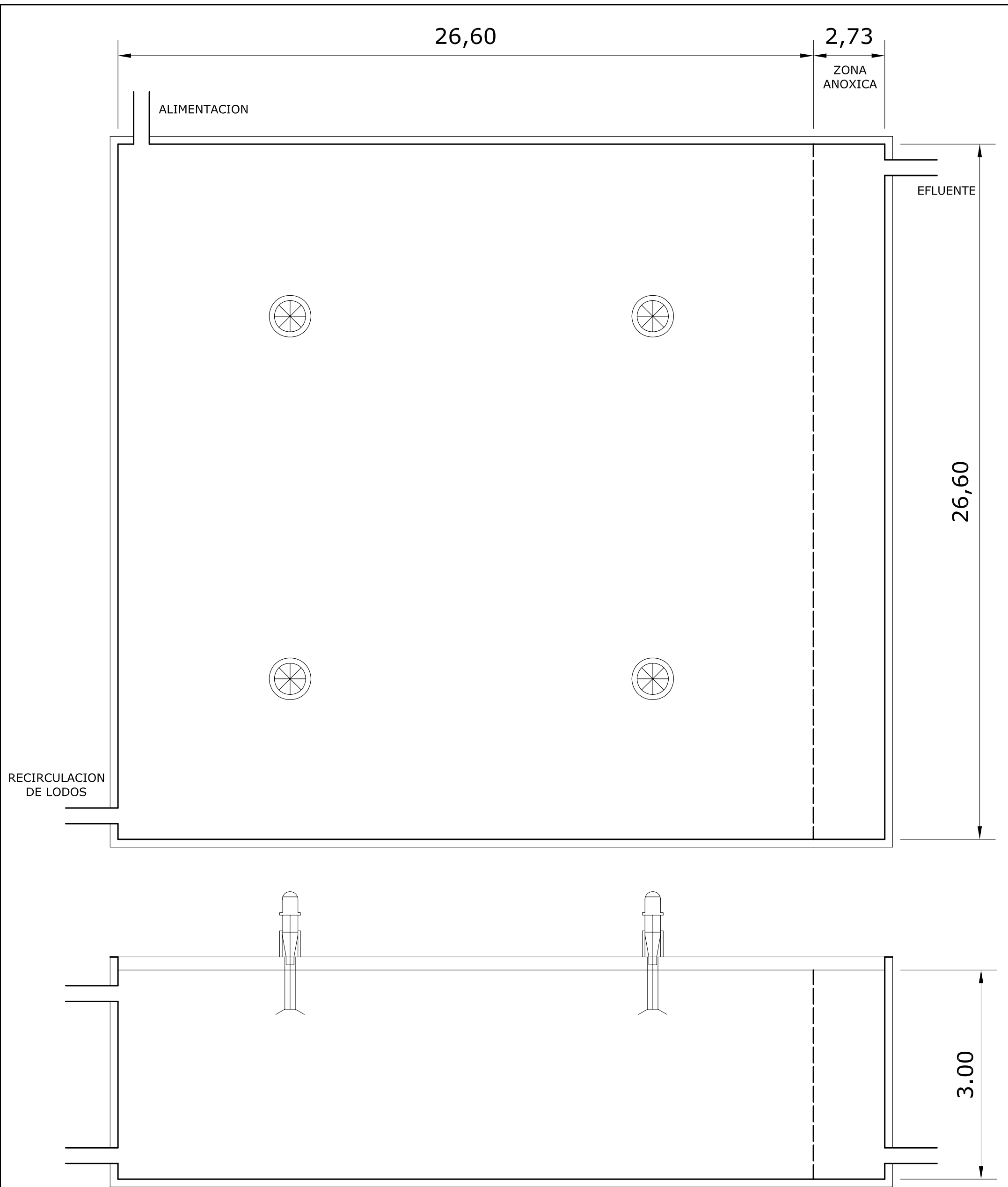
ESCALA

1:20

DESARENADOR-DESENGRASADOR

FECHA

JUNIO 2005



# DISEÑO DE UNA EDAR

AUTORA

**LUCIA RODRIGUEZ RUIZ**

PLANO N°

**7 / 8**

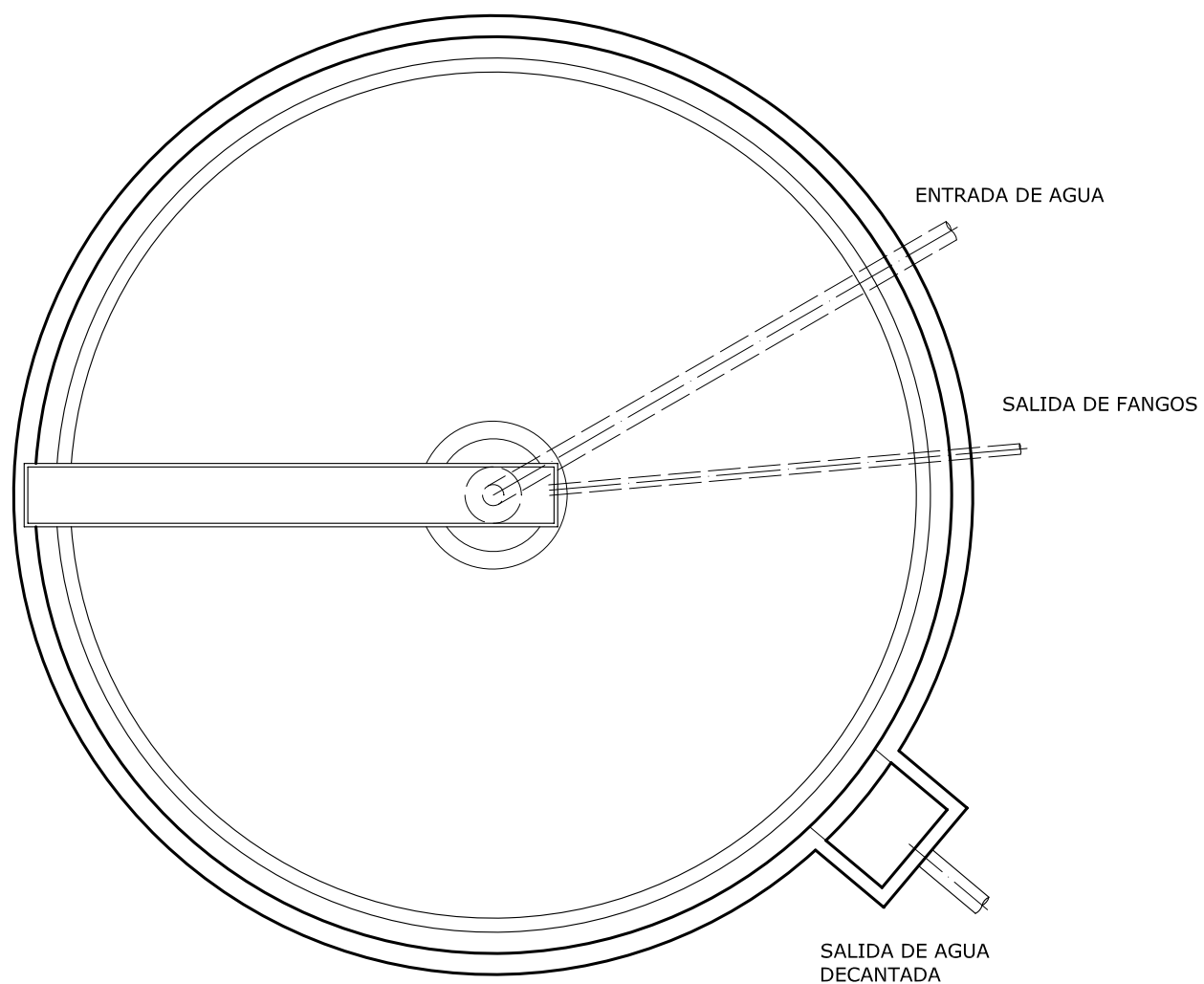
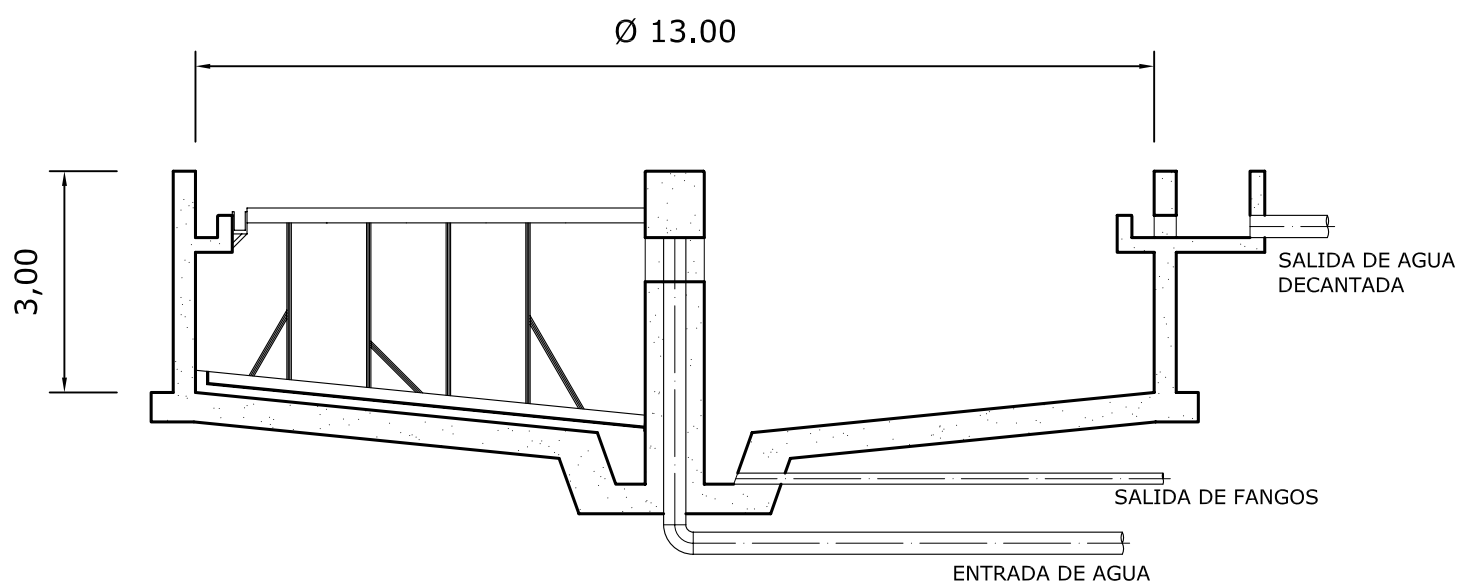
ESCALA

**1:200**

**REACTOR BIOLOGICO**

FECHA

**JUNIO 2005**



# DISEÑO DE UNA EDAR

AUTORA

LUCIA RODRIGUEZ RUIZ

PLANO N°

8 / 8

ESCALA

1:150

DECANTADOR SECUNDARIO

FECHA

JUNIO 2005

# ÍNDICE DEL PLIEGO DE CONDICIONES

<b>1. OBJETIVO.....</b>	<b>1</b>
1.1. DEFINICIONES.....	1
<b>2. BASES GENERALES.....</b>	<b>4</b>
2.1. OBJETO DE LOS CONCURSOS.....	4
2.2. DOCUMENTOS QUE EL PROPIETARIO PONE A DISPOSICIÓN DE LAS EMPRESAS CONSTRUCTORAS.....	4
2.3. DATOS QUE FIGURAN EN EL PROYECTO.....	4
2.4. ADMISIÓN PREVIA A LA LICITACIÓN.....	5
2.5. PROPUESTA.....	6
<b>3. CONDICIONES GENERALES.....</b>	<b>7</b>
3.1. TERMINOLOGÍA GENERAL.....	7
3.1.1. Intención del contrato.....	7
3.1.2. Trabajo especial.....	7
3.1.3. Documentos contractuales.....	8
3.1.4. Idioma oficial.....	8
3.2. PERFECCIONAMIENTO DEL CONTRATO.....	9
3.2.1. Fianza definitiva.....	9
3.2.2. Formalización del contrato.....	9
3.3. CUMPLIMIENTO DE LOS PLAZOS.....	10
3.3.1. Programa de trabajo.....	10
3.3.2. Revisión del programa de trabajo.....	10

3.3.3. Iniciación y prosecución de las obras.....	11
3.3.4. Aviso y causa de retraso.....	12
3.3.5. Coordinación con otros contratistas.....	12
3.3.6. Ampliación del plazo.....	13
3.3.7. Bases para la ampliación del plazo.....	13
3.3.8. Fecha de terminación.....	14
3.4. EL TRABAJO Y SU EJECUCIÓN.....	14
3.4.1. Ejecución material y mano de obra.....	14
3.4.2. Carácter la mano de obra, método y equipo.....	15
3.4.3. Medios y métodos de construcción.....	16
3.4.4. Aceptación definitiva.....	16
3.4.5. Cooperación por parte del contratista principal.....	17
3.4.6. Cooperación entre el contratista principal y subcontratistas...	17
3.4.7. Inspección de obra.....	18
3.5. CONTROL DEL MATERIAL.....	19
3.5.1. Fuentes de suministro y requisitos de calidad.....	19
3.5.2. Inspección en planta.....	20
3.5.3. Entrega y almacenamiento de materiales.....	21
3.5.4. Manipulación de los materiales.....	22
3.5.5. Materiales defectuosos.....	23
3.5.6. Inspecciones de los materiales	

3.6. RELACIONES Y RESPONSABILIDAD JURÍDICA ANTE EL PÚBLICO.....	23
3.6.1. Leyes aplicables.....	23
3.6.2. Permisos, licencias e impuestos.....	24
3.6.3. Diseño, materiales y procedimientos patentados.....	24
3.6.4. Instalaciones sanitarias.....	24
3.6.5. Responsabilidad por daños y perjuicios.....	24
3.6.6. Seguro de responsabilidad civil.....	25
3.6.7. Obligaciones del contratista principal respecto a la obra.....	26
3.7. SUBCONTRATOS Y ASIGNACIONES.....	26
3.7.1. Subcontratos.....	26
3.7.2. Pago a los subcontratistas.....	27
3.8. MEDICIÓN, PAGO Y GARANTÍA.....	28
3.8.1. Medición de cantidades.....	28
3.8.2. Certificados de pago.....	29
3.8.3. Recepción y liquidación de la obra.....	29
3.8.4. Período de garantía.....	29
<b>4. PRESCRIPCIONES TÉCNICAS.....</b>	<b>30</b>
4.1. DEFINICIÓN Y ALCANCE.....	30
4.1.1. Objeto.....	30
4.1.2. Documentos que definen las obras.....	30
4.1.2.1. <i>Documentos contractuales</i> .....	30



4.1.2.2. <i>Documentos informativos</i> .....	31
4.1.3. Compatibilidad y prerrelación entre documentos.....	31
4.1.4. Representación del contratista.....	32
4.1.5. Disposiciones técnicas legales.....	32
4.1.6. Comprobación del replanteo e iniciación de las obras.....	34
4.1.7. Programa de trabajo.....	34

## 1. OBJETIVO

El objetivo del Pliego de Condiciones es establecer las bases de los concursos relacionados con la contratación de las obras y condiciones generales para contratos y pedidos que incluyan mano de obra en el lugar de construcción.

### 1.1. DEFINICIONES

Los términos siguientes que aparezcan en el contrato, se entenderán como sigue:

- **Addendum o Addenda:** Disposiciones adicionales al contrato dictadas por escrito por la compañía propietaria, antes de la apertura de las propuestas.
- **Propietario:** Compañía que proyecta la ejecución de la Estación Depuradora, cuya autoridad representa su Director General o el representante autorizado de éste.
- **Contratista principal:** Empresa de Ingeniería responsable del diseño, puesta en marcha y supervisión total de la Estación Depuradora.
- **Subcontratista:** Empresas que prestan los servicios y los suministros requeridos para la construcción de la Estación Depuradora.
- **Contratos o Documentos contractuales:** Las diversas partes del contrato citadas en este Pliego, tanto su conjunto, como individualmente.
- **Planos contractuales:** Planos específicamente titulados así y relacionados en el Pliego de Condiciones, o cualquier Addendum o cualquier plano suministrado por la Compañía Propietaria como integrante o supletorio.

- **Trabajo contractual:** Trabajo cuyo suministro o ejecución se lo exija al Contratista por una o varias de las partes del contrato, excepto el trabajo extra descrito más adelante en este Pliego de Condiciones.

Queda entendido que cualquier desacuerdo que ocurra en o entre una o varias partes de este contrato, será el Propietario quien determine cual de éstas seguirá.

- **Ingeniero:** Persona designada por el Propietario y/o el Contratista Principal y/o los Subcontratistas para actuar como tales en relación con el presente contrato, incluyendo ingenieros particulares según el contrato.
- **Trabajo extra:** Cualquier trabajo no incluido en el contrato en el momento de su ejecución.
- **Proveedores:** Cualquier persona, empresa o entidad excepto empleados del Contratista Principal, que contrate con el Contratista Principal o cualquier Subcontratista, la fabricación o entrega de maquinaria, materiales o equipo de incorporar al trabajo o que realmente realice dicha fabricación o entrega.
- **Medios y Métodos de construcción:** Se refiere a la mano de obra, materiales, estructuras provisionales, herramientas, maquinaria y equipo de la construcción y el modo y el tiempo de su ejecución, necesarios para completar este contrato.
- **Obra:** Los trabajos con el alcance descrito y que se refieren a este contrato.
- **Zona de la obra:** Área de la obra donde el Contratista Principal ejecutará el trabajo contratado y cualquier área adyacente designada como tal por el Propietario.
- **Pliego de condiciones:** Directrices, requisitos y normas de procedimientos, aplicables al trabajo detallado más adelante y estipulado

en el Pliego de Condiciones Facultativas o cualquier otro documento o anexo incluido.

- **Trabajo:** El suministro y trabajos exigidos al Contratista Principal deberá incluir el trabajo contractual y el trabajo extra.
- **Resto de equipos del Proceso:** Cumplirán las especificaciones previstas en otros puntos, así como las normas de seguridad vigentes. La empresa adjudicataria del Proyecto se responsabilizará de su exacto cumplimiento.
- **Certificación de materiales y pruebas de funcionamiento:** El Contratista Principal proporcionará al Propietario siete copias de los certificados de materiales, con características físicas y químicas, si suministra por su parte, cualquiera de los materiales siguientes:

- Tubos.
- Válvulas.
- Racores y bridas.
- Piezas forjadas.
- Piezas de fundición de hierro o acero.
- Tornillería.

El Contratista Principal será responsable de las inspecciones y deberá estar presente en las pruebas hidrostáticas y de funcionamiento de todo el equipo (o sus partes componentes) y de su suministro.

## **2. BASES GENERALES**

### **2.1. OBJETO DE LOS CONCURSOS**

El objeto de los concursos será la contratación de las obras que comprende el Proyecto para la construcción de la Estación Depuradora de Aguas Residuales Urbanas para una población horizonte de 10963 habitantes.

### **2.2. DOCUMENTOS QUE EL PROPIETARIO PONE A DISPOSICIÓN DE LAS EMPRESAS CONSTRUCTORAS**

Las Empresas Constructoras tendrán a su disposición, además de las presentes bases, los siguientes documentos del proyecto:

- Datos de los sondeos y ensayos realizados.
- Planos.
- Pliegos de condiciones facultativas, condiciones generales y condiciones complementarias.
- Resultado de las mediciones
- Relación de las unidades para formar el presupuesto.

El Propietario podrá ofrecer en cada caso otros datos que considere necesarios para el estudio de la oferta.

### **2.3. DATOS QUE FIGURAN EN EL PROYECTO**

Las cantidades y mediciones indicadas en el modelo de las ofertas se estiman correctas y sirven para comparar los presupuestos distintos.

El abono al Contratista Principal se efectuará a base de la cantidad de trabajo realmente ejecutada por él, o, en su caso, la cantidad de materiales que él suministra, ambos conformes a las condiciones exigidas en los documentos contractuales, y deberá comprenderse que dichas cantidades y mediciones indicadas pueden incrementarse, reducirse u omitirse sin cambiar el precio unitario propuesto en el modelo de oferta. Los datos sobre sondeos, condiciones locales y demás circunstancias que se recogen en el Proyecto representan una opinión fundada del Propietario.

Sin embargo, ello no supone que se responsabiliza de la certeza de los datos que se suministran y, en consecuencia, deben aceptarse tan sólo como complemento de la información que el ofertante deba adquirir directamente y con sus propios medios.

Por tanto, el Contratista Principal será el responsable de los errores que puedan derivar de su defecto o negligencia en la consecución de todos los datos que afecten al contrato, al planeamiento y a la ejecución de la obra.

Antes de presentar su presupuesto, el citado deberá realizar el estudio escrupuloso de dicho documento, el terreno sobre el que se ejecutará la obra propuesta, todos los planos, los pliegos de condiciones, las condiciones generales y especiales del contrato propuesto y los formatos empleados en dicha presentación.

Deberá comprenderse que la presentación del presupuesto se considerará como evidencia prima-facies de que el licitador realizó tales estudios y que está puesto al corriente en cuanto a lo exigido en los planos y otros documentos.

#### **2.4. ADMISIÓN PREVIA A LA LICITACIÓN**

Podrán optar a la adjudicación de las obras todas las empresas nacionales y extranjeras individuales o asociadas que lo deseen, siempre que cumplan las condiciones del contrato, la legislación general vigente y las presentes bases, y hallan sido previamente admitidas a la licitación por el Propietario.

#### **2.5. PROPUESTA**

Las propuestas se efectuarán sobre la base de las mediciones y alcance de los trabajos proporcionados por el Propietario.

Los precios de las unidades y el presupuesto total serán fijados por el oferente.

El plazo de ejecución de las obras no podrá exceder del establecido por el Propietario para la terminación de las mismas.

Los interesados deberán realizar cuantos estudios estimen necesarios para ejecutar la obra, ajustándose a los Planos y Pliegos de Condiciones.

### **3. CONDICIONES GENERALES**

#### **3.1. TERMINOLOGÍA GENERAL**

##### **3.1.1. Intención del contrato**

La intención del contrato es prescribir una obra completa y otros trabajos del contrato conforme a lo indicado en los Planos, Pliego de Condiciones, Condiciones Especiales, Presupuesto y Contrato.

El Contratista Principal y/o los Subcontratistas deberán ejecutar todo el trabajo conforme a las líneas, rasantes, secciones, tipo, dimensiones y demás informaciones indicadas en los Planos o en las modificaciones hechas por orden escrita, incluyendo el suministro de todo el material, instrumentos, maquinaria, equipos, herramientas, transporte personal y demás cosas necesarias para la ejecución y terminación del trabajo.

##### **3.1.2. Trabajo especial**

Si fuera necesario ejecutar construcciones o remediar condiciones no incluidas en los Planos, Pliegos de Condiciones o Condiciones Especiales, el Propietario preparará un Pliego de Condiciones Complementarias para dicho trabajo y éste se considerará como del Pliego de Condiciones.

En el caso de que el Pliego de Condiciones Complementarias esté en desacuerdo con otro documento contractual, prevalecerá el texto de Condiciones Complementarias.



### **3.1.3. Documentos contractuales**

Excepto el título, subtítulos, epígrafes, índices y materias o índices cuya inclusión se hace simplemente para mayor comodidad del lector, se considerarán como parte de los contratos las siguientes, salvo aquellas de sus partes que expresamente se excluyan:

- Anuncio.
- Las bases del concurso.
- La propuesta.
- La fianza provisional.
- El Pliego de Condiciones Complementarias.
- El Pliego de Condiciones Generales.
- El Pliego de Condiciones Facultativas.
- La fianza definitiva.
- El Contrato.
- Los planos contractuales.
- Todos los apéndices emitidos por el Propietario antes de la apertura de propuestas.
- Todas las disposiciones cuya inclusión en el contrato sea legalmente obligatoria, tanto si se han incluido como si no.
- El aviso de adjudicación.

### **3.1.4. Idioma oficial**

En las relaciones con el Propietario, el adjudicatario empleará el castellano. Caso de que el contrato se redacte en más de un idioma, regirá la versión castellana.

## **3.2. PERFECCIONAMIENTO DEL CONTRATO**

### **3.2.1. Fianza definitiva**

El adjudicatario estará obligado a prestar una fianza definitiva del diez por ciento del importe de su oferta, bien mediante depósitos en metálico o títulos de la Deuda, bien mediante aval entregado por un Banco, oficial o privado inscrito en el Registro General de Bancos y Banqueros, de conformidad con los requisitos que establece la ley de 22 de Diciembre de 1960 y disposiciones complementarias.

La fianza podrá ser otorgada por persona o entidad distinta del adjudicatario entendiéndose, en todo caso, que la garantía queda sujeta a las mismas responsabilidades que si fuera constituida por él mismo.

En caso de amortización o sustitución total o parcial de valores o modificación de las condiciones de aval bancario que constituya la fianza definitiva, el adjudicatario estará obligado a mantener en todo momento el importe de la garantía, debiendo quedar constancia documentada de cualquier modificación que se produzca.

Durante el desarrollo del contrato, el Propietario retendrá a los mismos efectos de fianza, el diez por ciento del importe de las certificaciones. Esta retención será devuelta al empresario en las condiciones que se indican en el artículo 3.8.4 período de garantía del presente documento.

### **3.2.2. Formalización del contrato**

El adjudicatario queda obligado a suscribir dentro del plazo de quince días hábiles, contados desde la fecha en que se haya acreditado la constitución de la fianza definitiva, el correspondiente documento de contrato. Son de

cuenta del adjudicatario los gastos e impuestos derivados de la licitación y de la formalización del contrato y cuantos otros existan legalmente establecidos.

### **3.3. CUMPLIMIENTO DE LOS PLAZOS**

#### **3.3.1. Programa de trabajo**

En el plazo de quince días hábiles a partir de la adjudicación, el adjudicatario presentará el Programa de trabajo de las obras. El programa de trabajo incluirá los siguientes datos:

Fijación de las clases de obras que integran el proyecto e indicación del volumen de las mismas, de acuerdo con la descripción por partidas y las cantidades fijadas en la propuesta.

Determinación de los medios necesarios (instalaciones, equipos y materiales) con expresión de sus rendimientos medios.

Estimación, en días naturales, de los plazos parciales de las diversas clases de obras.

Valoración mensual y acumulada de las obras programadas sobre la base de precios unitarios de adjudicación.

Gráfico de las diversas actividades en un diagrama espacio-tiempo o PERT.

### **3.3.2. Revisión del programa de trabajo**

Siempre y cuando sea conveniente, el programa de trabajo deberá ser revisado por el Contratista Principal en el modo y momento ordenado por el Ingeniero y, si lo aprueba el Propietario, el Contratista Principal deberá adaptarse al plan revisado estrictamente.

En ningún caso, deberá permitirse que el plazo total revisado y fijado para la terminación de la obra, sea objeto de dicha revisión, si antes no ha sido justificada plenamente la necesidad de dar ampliación, de acuerdo con las disposiciones del artículo 3.3.6 Ampliación del plazo.

### **3.3.3. Iniciación y prosecución de las obras**

Una vez aprobado por el Propietario el programa de trabajo se dará la orden para iniciar el trabajo, considerándose la fecha de éste como la fecha de comienzo del contrato.

El Contratista Principal habrá de comenzar la obra dentro de los diez días a partir de dicha fecha. Siendo el tiempo uno de los elementos esenciales del contrato, el Contratista Principal proseguirá la obra con la mayor diligencia, empleando aquellos medios y métodos de construcción que aseguren su terminación no más tarde de la fecha establecida al efecto, o en la fecha a que se haya ampliado el tiempo estipulado para la terminación.

El Contratista Principal deberá exhibir a pie de obra toda la maquinaria y equipo que prometió durante la oferta, y aquella que el Propietario crea necesaria para ejecutar adecuadamente el trabajo.

La maquinaria y demás elementos de trabajo deberán quedarse a pie de obra durante todo el tiempo que sean necesarios y no deberán quitarse sin el permiso del Propietario.

#### **3.3.4. Aviso y causa de retraso**

Dentro de diez días de la ocurrencia de cualquier condición que cause, o que pueda causar un retraso (incluyendo las que dan derecho a la revisión del plazo), el Contratista Principal deberá avisar al Propietario por escrito del efecto que, en su caso, tales condiciones tengan el programa de trabajo ya establecido, declarando por qué y en qué respectos, la condición está causando, o podrá causar, demora. Si el Contratista Principal no cumple estrictamente con este requisito a juicio del Propietario, éste podrá considerar tal incumplimiento como causa suficiente para negar toda ampliación de plazo por causa de retraso debida a cambios, trabajo adicional, suspensión del trabajo u otras condiciones.

Tal incumplimiento llevará implícita la renuncia del derecho del Contratista Principal a toda reclamación por los daños ocasionados por la demora.

#### **3.3.5. Coordinación con otros contratistas**

Durante el programa de trabajo, otros contratistas podrán emplearse en otras fases de la obra.

En tal caso, el Contratista Principal deberá coordinar su trabajo con los demás contratistas según las órdenes del Propietario.

El Propietario se reserva el derecho de suspender todos los pagos, hasta que el Contratista Principal cumpla con dichas órdenes de coordinación.

El Contratista Principal deberá ser responsable ante el Propietario de todas las reclamaciones, daños y gastos ocasionados por no haber cumplido prontamente con dichas órdenes del Propietario.

### **3.3.6. Ampliación del plazo**

El Propietario podrá ampliar el plazo para el cumplimiento del trabajo, conforme a las disposiciones de este artículo.

La solicitud de ampliación del plazo deberá hacerse por el Contratista Principal, por escrito, antes de completar el trabajo contratado, describiendo detalladamente las causas de la demora, la fecha de su comienzo y la terminación de éstas y el número de días de demora atribuibles a dichas causas.

### **3.3.7. Bases para la ampliación del plazo**

En el caso de solicitud de ampliación del plazo, el Contratista Principal sólo tendrá derecho a ésta si la demora se debe exclusivamente a:

- Los actos u omisiones de otros subcontratistas de la misma obra.
- Los actos u omisiones del Propietario, sus funcionarios agentes o empleados.

Las condiciones que están fuera del control del Propietario y del Contratista Principal, por ejemplo, hechos de fuerza mayor o del enemigo público, inclemencias del tiempo excesivas, guerras y otros peligros nacionales que imposibiliten o hagan ilegal la ejecución del trabajo, huelgas u otras cuestiones laborales no causadas por los actos u omisiones del Contratista Principal, éste sólo tendrá derecho a una ampliación del plazo por el número de días de demora determinados por el Propietario como únicamente debidas a tales causas, y siempre que haya cumplido con los requisitos:

3.3.1 Programa de trabajo

3.3.3 Iniciación y prosecución de las obras

3.3.4 Aviso y causa de retraso

3.3.6 Ampliación del plazo

### **3.3.8. Ampliación por causas concurrentes de demora**

El Contratista Principal no tendrá derecho a obtener ampliaciones distintas por cada una de las varias causas concurrentes y, si obtuviese alguna ampliación, sólo se le concederá por el periodo real de atraso determinado por el Propietario y sin tener en cuenta el número de causas implicadas en la demora.

### **3.3.9. Fecha de terminación**

El Contratista Principal ha de terminar la obra dentro del plazo determinado originalmente o, en su caso, en el plazo ampliado.

Como fecha de terminación se entenderá aquella en que el Ingeniero haya aceptado definitivamente dicho trabajo, o en el caso de un contrato que tenga una cláusula de conservación, las del final del período de conservación estipulado después de la aceptación definitiva.

## **3.4. EL TRABAJO Y SU EJECUCIÓN**

### **3.4.1. Ejecución material y mano de obra**

A menos que se indique lo contrario en los Planos u otros documentos contractuales, el trabajo deberá ejecutarse conforme a la mejor práctica moderna, empleando materiales y mano de obra de alta calidad, a satisfacción del Propietario.

### **3.4.2. Carácter de la mano de obra, método y equipo**

En todos los momentos, el Contratista Principal deberá disponer de mano de obra y equipo suficiente para conseguir la plena terminación de las distintas clases de trabajos en la manera y plazo estipulados.

Toda la mano de obra deberá tener conocimiento y experiencia adecuados para ejecutar apropiadamente las tareas asignadas.

Toda la mano de obra especializada deberá ser lo suficientemente experimentada para cumplir satisfactoriamente las tareas especiales asignadas, o en su caso, el manejo del equipo, y maquinaria empleados para la ejecución del trabajo.

Todo el equipo o maquinaria que se proponga para su empleo en la ejecución del trabajo deberá ser del tamaño y condición mecánica necesarios para cumplir con los requisitos del trabajo y los exigidos en cuanto a la calidad.

El equipo o maquinaria empleados deberá ser tal que no ocasionen daños a la carretera, terrenos adyacentes y otras carreteras. El Ingeniero podrá obligar al contratista a quitar y reemplazar cualquier equipo o maquinaria insatisfactoria.

Cualquier capataz y obrero empleado por el Contratista Principal o por cualquier Subcontratista, que en opinión del Ingeniero, no ejecute su trabajo de una manera apropiada, o que sea desordenado, deberá ser apartado de la obra, a petición por escrita del Ingeniero, por el Contratista Principal o Subcontratista que lo empleara, y no se volverá a admitir en ninguna parte de la obra sin la previa aprobación del Ingeniero.

En el caso de que el Contratista Principal no cumpla con dicha orden de despido o deje de proporcionar el personal apropiado y suficiente para la



exacta prosecución del trabajo, el Ingeniero podrá suspender los pagos o trabajos del mismo hasta que tales órdenes se cumplan.

### **3.4.3. Medios y métodos de construcción**

A menos que se indique expresamente en los planos y documentos contractuales, los medios y métodos de construcción deberán ser elegidos por el Contratista Principal, siempre que el Ingeniero tenga derecho a rechazarlo en el caso en que:

- Constituyan o sean un riesgo para el trabajo, las personas o el propietario.
- No produzcan una obra acabada conforme a lo exigido en el contrato.

Dicha aprobación del Ingeniero, o en su caso su silencio, no deberá eximir al Contratista Principal de la obligación de conseguir el resultado propuesto en el contrato. En el caso de que el Ingeniero rechace los medios y métodos del Contratista, esta decisión no deberá considerarse como causa de reclamaciones por daños y perjuicios.

### **3.4.4. Aceptación definitiva**

Siempre que todos los materiales se hayan suministrado, que toda la obra se halla ejecutado y que la construcción previa estipulada en el contrato se halla terminado satisfactoriamente, todo ello de acuerdo con el Pliego de Condiciones, el Ingeniero procederá a la inspección final.

Cuando la empresa Contratista Principal notifique la terminación de todo el Proyecto, el Ingeniero hará una inspección semidefinitiva, y si de ésta resulta que la construcción se encuentra terminada satisfactoriamente, dicha

inspección se considerará definitiva y el Ingeniero la aceptará, notificando por escrito al Contratista Principal tal aceptación dentro de los diez días siguientes o tan pronto como sea posible. Pero si de alguna inspección semidefinitiva resultara que alguna obra es insatisfactoria en todo o en parte, el Ingeniero dará al Contratista Principal las instrucciones necesarias para la sustitución del material y la ejecución o reejecución del trabajo necesario o imprescindible para la terminación y aceptación final, y el Contratista Principal deberá ajustarse a tales instrucciones y ejecutarlas.

A la sustitución de tal material y ejecución o reejecución satisfactoria de tales trabajos se hará otra inspección que constituirá la inspección final, si se considera que dicho material ha sido satisfactoriamente sustituido y la obra satisfactoriamente terminada. En tal caso, el Ingeniero la aceptará y notificará tal aceptación al Contratista Principal por escrito y dentro de los diez días siguientes a dicha aceptación.

#### **3.4.5. Cooperación por parte del contratista principal**

El Contratista Principal prestará a la obra atención constante y necesaria para facilitar el progreso de la misma y cooperará con el Ingeniero, sus inspectores y demás contratistas en todos los modos posibles.

#### **3.4.6. Cooperación entre contratista principal y subcontratistas**

El Propietario se reserva el derecho de contratar y ejecutar en cualquier momento otra obra distinta y adicional sobre la obra cubierta por cualquier contrato o junto a la misma.

Si se autorizan contratos distintos dentro de los límites de cualquier proyecto individual, cada uno de los subcontratistas conducirá su obra de modo

que no obstaculice o impida la construcción o terminación de la obra de los demás contratistas.

Los subcontratistas que trabajen en el mismo proyecto colaborarán entre sí, y en caso de controversia, el Ingeniero actuará como árbitro, siendo su decisión definitiva y obligatoria para todos.

Cada subcontratista asumirá toda la responsabilidad financiera o de otro tipo, derivada de su contrato, quedando a salvo el Propietario de cualquier daño, reclamación o pérdida experimentada por aquel como consecuencia de la presencia o actuación de los demás subcontratistas.

El Contratista Principal hará lo posible para organizar su trabajo y disponer y colocar el material usado de modo que no obstaculice el trabajo de los demás subcontratistas dentro del límite del mismo proyecto. Unirá su trabajo al de los demás de una manera aceptable y lo ejecutará a un ritmo adecuado al de los demás.

### **3.4.7. Inspección de la obra**

Todos los materiales y cada parte y detalle de la obra podrán ser inspeccionados en cualquier momento por el Ingeniero o por sus representantes autorizados, y el Contratista Principal se atenderá estrictamente al verdadero sentido de los Pliegos de Condiciones y especificaciones técnicas de los pedidos por los que respecta a la calidad de los materiales, la mano de obra y la diligente ejecución del Contrato.

Tal inspección puede incluir la inspección del taller de la Estación, estando sujeto a ello todo el material suministrado conforme al presente Pliego de Condiciones.

El Ingeniero o sus representantes tendrán acceso a todas las partes de la obra, y el Contratista Principal le prestará información y ayuda necesarias para llevar a cabo una inspección completa y detallada.

Se podrá ordenar la remoción y sustitución, a expensas del Contratista Principal, de toda la obra o de todos los materiales usados sin la supervisión o inspección de un representante del Propietario.

### **3.5. CONTROL DEL MATERIAL**

#### **3.5.1. Fuentes de suministros y requisitos de la calidad**

Los materiales usados en la obra serán como mínimo de una calidad igual a los requisitos del Pliego de Condiciones.

La fuente de suministro de cada uno de los materiales será aprobada por el Ingeniero antes de comenzar la entrega. Si después de la prueba resulta que la fuente de suministro, previamente aprobada, no produce productos uniformes y satisfactorios, o si el producto procedente de cualquier fuente resulta inaceptable en cualquier momento, el Contratista Principal suministrará los materiales de otras fuentes aprobadas.

La prueba de los materiales en las fuentes de suministro de origen será realizada por el Propietario o a expensas de éste.

Si el Contratista Principal desea suministrar materiales de depósitos locales distintos de aquellos que, en su caso, hallan sido aprobados para la obra, procurará ante todo obtener la aprobación de la fuente por parte del Ingeniero.

Suministrará sin cargo tantas muestras preliminares como se requieran y hará que por parte de un laboratorio independiente se realicen tantas pruebas como exija el Ingeniero.

Si el Ingeniero así lo decide, puede él mismo encargarse de hacer las pruebas. Queda entendido que tales pruebas no se consideran en modo alguno como garantía de aceptación de cualquier cantidad de material que pueda entregar posteriormente para su incorporación a la obra.

El Contratista Principal asumirá la plena responsabilidad de la utilización de materiales uniformes y satisfactorios procedente de tales depósitos legales e indemnizará y dejará a salvo al Propietario de cualquier reclamación relativa a pérdidas o daños derivados de la apertura y funcionamiento de aquellos, o de la imposibilidad de que el depósito, una vez en explotación, produzca materiales aceptables para el Ingeniero, tanto en calidad como en cantidad.

### **3.5.2. Inspección en planta**

Si el volumen de la obra, la marcha de la construcción y otras consideraciones lo justifican, el Ingeniero puede proceder a la inspección del material o de los artículos manufacturados en sus respectivas fuentes. Queda entendido, sin embargo, que no se asume obligación alguna de inspeccionar los materiales en dicho modo.

La inspección en planta sólo se emprenderá a condición de que:

- Se asegure la cooperación y asistencia del Contratista Principal y del Productor con el que ha contratado material.

- El representante del Ingeniero tenga entrada libre en todo momento a aquellas partes de la Estación que pueda interesar a la fabricación o producción de los materiales que se suministran.

Queda entendido que el Propietario se reserva el derecho de ensayar todos los materiales que hayan sido aprobados y aceptados en la fuente de suministro después de que dichos materiales hallan sido entregados, y rechazar aquellos que, al sufrir nuevas pruebas, no cumplan el Pliego de Condiciones.

### **3.5.3. Entrega y almacenamiento de materiales**

Los vagones o camiones usados para el transporte de materiales como los áridos, cemento y materiales bituminosos habrán de estar limpios cuando se coloque en ellos cualesquiera de estos materiales de construcción.

Se mantendrán limpios, libres de toda materia extraña, en buen estado de trabajo o funcionamiento y tendrán unos cuerpos resistentes y fuertes que eviten la pérdida de material durante el transporte.

Los materiales se almacenarán de modo que conserven su calidad y sean adecuados para la obra.

Cuando se considere necesario, los materiales se almacenarán en edificios impermeables, se colocarán sobre plataformas de madera u otras superficies limpias y duras, no sobre el terreno, y se cubrirán cuando así se ordene.

Los materiales almacenados, aún cuando fueran aprobados antes de almacenarlos, pueden ser inspeccionados antes de usarlos en la obra, y

cumplirán los requisitos del Pliego de Condiciones en el momento que se proceda a usarlos.

Los materiales almacenados se situarán de modo que se facilite su rápida inspección.

Los materiales almacenados lo estarán en lugares que serán restaurados a su estado original por el Contratista Principal y a su cargo. Esta medida no se aplicará en el caso de excavación y almacenamiento de tierra vegetal, ni de otros materiales sobrados de la obra o específicamente prescritos en el Pliego de Condiciones.

Durante la manipulación de todos los áridos u otros materiales de construcción, se pondrá especial cuidado para que con ellos no se mezcle tierras o materias extrañas. Los áridos se manipularán de modo que se evite la segregación.

### **3.5.4. Manipulación de los materiales**

Todos los materiales se manipularán con cuidado y de tal modo que se mantengan su calidad y aptitud para la obra.

Se transportarán desde el lugar de almacenamiento hasta la obra en vehículos estancos, contruidos de modo que se eviten las pérdidas o segregaciones de materiales después de la carga y medición, con objeto de que no pueda haber desajustes en las cantidades de materiales previstas para su incorporación a la obra una vez cargados.

### **3.5.5. Materiales defectuosos.**

Todos los materiales que no se ajusten a los requisitos del Pliego de Condiciones se considerarán defectuosos y, tanto si están en el sitio como si no, se rechazarán y se retirarán inmediatamente del sitio de la obra a menos que el Ingeniero ordene lo contrario.

El material rechazado cuyos defectos se hayan corregido substancialmente no se utilizará mientras no se haya otorgado la aprobación.

### **3.5.6. Inspecciones de los materiales.**

Con objeto de facilitar la inspección y prueba de los materiales, el Contratista Principal notificará al Ingeniero, con dos semanas como mínimo de antelación a la entrega, los materiales procedentes de fuentes comerciales de suministro.

## **3.6. RELACIONES Y RESPONSABILIDAD JURÍDICA ANTE EL PÚBLICO.**

### **3.6.1. Leyes aplicables.**

El Contratista Principal estará plenamente informado de todas las leyes, ordenanzas, reglamentos, órdenes y decretos de cuerpos y tribunales que tengan jurisdicción y competencia, y que de cualquier modo, acepten aquellas personas comprometidas o empleados de la obra, o en la marcha de la misma.

En todo momento observará y cumplirá tales leyes, ordenanzas, reglamentos, órdenes y decretos, y protegerá e indemnizará al Propietario y sus representantes contra cualquier reclamación o responsabilidad derivada o basada en la violación de cualquiera de tales leyes, ordenanzas, reglamentos, órdenes o decretos, ya sean imputables a él mismo o a sus empleados.



### **3.6.2. Permisos, licencias e impuestos.**

El Contratista Principal conseguirá todos los permisos y licencias exigidas por la Ley, pagará todos los cargos, gastos e impuestos, y dará los avisos necesarios e incidentales para la debida prosecución de la obra.

### **3.6.3. Diseño, materiales y procedimientos patentados.**

Si el Contratista Principal se ve obligado o desea utilizar algún diseño, instrumento, material o proceso amparado por derecho o patente de autor, se encargará de conseguir su uso mediante el apropiado acuerdo jurídico con el propietario o beneficiario. Si dicho acuerdo no se celebra o registra como queda dicho, el Contratista Principal y su fiador, en su caso, indemnizarán y pagarán daños y perjuicios al Propietario de cualquier reclamación por infracción como consecuencia del uso de cualquier proyecto, instrumentos, material o proceso patentado, o de cualquier marca comercial o derecho de autor e indemnizará al Propietario de los costos, gastos y daños que éste venga obligado a pagar por razón de cualquier infracción, en cualquier momento durante la prosecución o terminación de la obra.

### **3.6.4. Instalaciones sanitarias.**

El Contratista Principal proveerá y mantendrá en un estado sanitario y limpio los acomodos que para el uso de sus empleados sean necesarios según las exigencias del Gobierno y autoridades locales, así como de otros cuerpos o tribunales con jurisdicción.

### **3.6.5. Responsabilidad por daños y perjuicios.**

El Contratista Principal indemnizará y responderá ante el Propietario, sus funcionarios y empleados, por todos los procedimientos, acciones o reclamaciones de cualquier naturaleza incoados por causa de heridas o daños

recibidos o sufridos por cualquier persona o propiedad, como consecuencia de las operaciones de dicho contratista, o por negligencia en la salvaguardia de la obra, o por el uso de materiales inaceptables al construir ésta, o debido a cualquier acto u omisión, negligencia o malicia de dicho Contratista Principal, o por reclamaciones o cantidades cobradas por cualquier Ley, ordenanza, orden, o decreto, pudiendo retenerse a dicho fin la cantidad que el propietario crea conveniente del dinero debido al Contratista Principal conforme a su contrato.

Si no se debe dinero al Contratista Principal, su fiador, en su caso, responderá hasta que el proceso o procesos, la acción o acciones, la reclamación o reclamaciones por los daños y perjuicios antes dichos, se hayan liquidado y se haya presentado al Propietario la prueba pertinente al efecto.

No se retendrá cantidad alguna de dinero al Contratista Principal si éste presenta una prueba satisfactoria de estar protegido suficientemente mediante un seguro de responsabilidad civil a terceros.

### **3.6.6. Seguro de responsabilidad civil.**

Si así se especifica en el Pliego de Condiciones Complementarias, el Contratista Principal suscribirá el seguro por las clases y por la cantidad estipulada en aquel, además de cualesquiera otras formas de seguro o bonos exigidos conforme a los términos de contrato.

La falta de alusión al seguro en el Pliego de Condiciones Complementarias no relevará al Contratista Principal de las obligaciones establecidas en éste y demás documentos del Contrato.

### **3.6.7. Obligaciones del contratista principal respecto a la obra.**

Hasta la aceptación definitiva de la obra por parte del Ingeniero, atestiguada por escrito, el Contratista Principal estará a cargo y cuidado de la misma, tomará toda clase de preocupaciones contra daños y perjuicios contra cualquier parte de ella originados por la acción de los elementos, o por cualquier otra causa, ya derivada de la ejecución como de la no ejecución de la obra.

El Contratista Principal reedificará, reparará, restaurará y hará desaparecer todos los perjuicios y daños originados por cualesquiera de las causas precipitadas antes de la aceptación definitiva, soportando los gastos de los mismos, salvo el daño en la obra debido a causas imprevisibles que escapen al control del Contratista Principal y en que no englobe falta o negligencia de éste, incluyendo en estas causas, aunque no son de carácter exclusivo, los eventos catastróficos y los actos del enemigo público y de las autoridades gubernamentales.

En caso de suspensión de la obra por cualquier causa que sea, el Contratista Principal responderá de todos los materiales, los almacenará adecuadamente, si es necesario proveerá el adecuado drenaje y erigirá las estructuras necesarias, todo ello a sus expensas.

## **3.7. SUBCONTRATOS Y ASIGNACIONES.**

### **3.7.1. Subcontratos.**

Salvo que se estipule de otro modo en el Pliego de Condiciones Complementarias, el Contratista Principal, sin un permiso especial del Propietario, no hará subcontratos que totalicen más del 75 % del precio total del contrato.

Antes de estipular cualquier subcontrato, el Contratista Principal habrá de presentar al Propietario una declaración escrita dando el nombre y dirección del Subcontratista propuesto, la parte de los materiales y de la obra que ha de suministrar y realizar y cualquier otra información que pueda demostrar que el Subcontratista propuesto cuenta con facilidades, preparación, integridad, experiencia y recursos financieros necesarios para ejecutar la obra de acuerdo con los términos de éste Contrato.

Si un Subcontratista aprobado decide subcontratar cualquier parte del contrato, presentará sobre el subcontratista propuesto la misma información que se acaba de citar.

El Propietario notificará al Contratista Principal, en un plazo de quince días, si el Subcontratista propuesto está cualificado o no. En este último caso, el Contratista Principal puede presentar otro Subcontratista, a menos que decida hacer la obra por sí mismo. No se permitirá en el sitio a ningún Subcontratista, si no ha sido aprobado.

Antes de estipular ningún contrato, el Contratista Principal informará plena y completamente al Subcontratista de todas las cláusulas y requisitos de este contrato relativo, ya sea directa o indirectamente, la obra a ejecutar y de los materiales a suministrar conforme a tal contrato, y en todo subcontrato de este tipo se estipulará expresamente que toda labor realizada y los materiales suministrados bajo el mismo, adoptará estrictamente los requisitos de este contrato.

### **3.7.2. Pago a los subcontratistas.**

El acuerdo entre el Contratista Principal y el Subcontratista contendrá los mismos términos y condiciones en cuanto al método de pago por obra, mano

de obra y materiales a los porcentajes retenidos, que las que contiene el presente contrato.

El Contratista Principal pagará a todos los Subcontratistas por y a cuenta de la obra por estos hechos, de acuerdo con las cláusulas de sus respectivos subcontratos. El Contratista Principal demostrará satisfactoriamente que ha hecho tales pagos, si el Propietario lo exige.

El Contratista Principal será el único responsable por las acciones o faltas de sus Subcontratistas, agentes o empleados, en la medida de su subcontrato.

### **3.8. MEDICIÓN, PAGO Y GARANTÍA.**

#### **3.8.1. Medición de cantidades.**

Toda obra terminada bajo este contrato será medida por el Ingeniero según el sistema métrico decimal.

En aquellos casos en que las partidas se compren en países donde se use el sistema inglés de pie-libra, el Contratista Principal asegurará que el tamaño y/o resistencia de las partidas así procuradas sean como mínimo iguales a las determinadas.

A falta de normas en contrato, tanto en el Pliego de Condiciones Complementarias como en el Facultativo, se aplicará el siguiente método de medición:

- Todas las mediciones longitudinales por área se harán horizontalmente y no a lo largo de la superficie real, y no se harán deducciones por las

instalaciones individuales que tengan un área de un metro cuadrado o menos.

- Las estructuras se medirán según las líneas indicadas en los planos.
- El acero para armadura o el alambre para pretensado o postensado se calculará sobre la base de los pesos teóricos.
- La tonelada se referirá a 1.000 Kg. de peso. Los materiales medidos por toneladas se pesarán en balanzas precisas aprobadas por el Ingeniero.
- Todos los materiales medidos por metros cúbicos se acarrearán en vehículos apropiados y se medirán dentro de éstos en el punto de entrega.

### **3.8.2. Certificados de pago.**

El importe de la obra ejecutada se le acreditará mensualmente al Contratista, en base a los certificados hechos por el Propietario, salvo que se establezca en los contratos otra forma de pago. El certificado se hará usando las unidades de obra ejecutadas y los correspondientes precios unitarios.

### **3.8.3. Recepción y liquidación de la obra.**

La recepción provisional o definitiva del trabajo se realizará conforme a las disposiciones correspondientes. El propietario podrá efectuar recepciones parciales provisionales de acuerdo con las etapas del programa de trabajo, siempre que se considere que tales aceptaciones redundan en su propio interés.

### **3.8.4. Período de garantía.**

Como se indica en el artículo 3.2.1 Fianza definitiva, el Propietario tendrá como garantía el 10 % de la cantidad del pago certificado, devolviendo el mismo al Contratista Principal después de efectuar la recepción definitiva incluyendo el periodo de conservación.

## **4. PRESCRIPCIONES TÉCNICAS**

### **4.1. DEFINICIÓN Y ALCANCE.**

#### **4.1.1. Objeto.**

Estas prescripciones Técnicas particulares tienen por objeto definir las prescripciones que han de regir en la ejecución de las obras comprendidas en el Proyecto de la Estación Depuradora de Aguas Residuales para la zona residual en cuestión.

Serán también de aplicación los Pliegos, Instrucciones, Normas y Prescripciones, oficiales o no, que se citan en los distintos artículos de este Pliego, en la forma que para cada uno de ellos se establece.

#### **4.1.2. Documentos que definen las obras.**

##### **4.1.2.1. Documentos contractuales.**

Los documentos que se incorporan al Contrato como documentos contractuales son los siguientes:

- Pliego de Prescripciones Técnicas Particulares.
- Cuadro de precios.
- Pliego de Condiciones.
- Planos.

#### **4.1.2.2 Documentos informativos.**

Los datos sobre la procedencia de materiales, condiciones locales, diagramas de movimiento de tierras, de maquinaria, de programación, de condiciones climáticas, de justificación de precios y en general, todos los que se incluyen en la Memoria, y demás documentos no contractuales del Proyecto, son documentos informativos.

Dichos documentos representan una opinión fundada del autor del Proyecto. Sin embargo, ello no supone que el mismo se responsabilice de la certeza de los datos que se suministran y, en consecuencia, deberán aceptarse tan solo como complemento de la información que el Contratista adquirirá directamente.

#### **4.1.3. Compatibilidad y prelación entre documentos.**

Lo mencionado en el Pliego de Prescripciones y omitido en los Planos o viceversa, habrá de ser ejecutado como si estuviera en ambos documentos. En caso de contradicción entre los Planos y el Pliego de Prescripciones prevalecerá lo escrito en este último documento.

En cualquier caso, las contradicciones, omisiones o errores que pudiesen advertirse en estos documentos por la Administración o por el Contratista, deberán consignarse, con su posible solución, en el Acta de Replanteo y/o en el Libro de Ordenes.

#### **4.1.4. Representación del contratista.**

El contratista designará una persona que asuma la dirección de los trabajos que se ejecutan como delegado suyo ante la Administración, a todos los efectos, durante la ejecución de las obras y periodo de garantía.



El delegado del Contratista tendrá una titulación técnica con experiencia profesional suficiente para el cumplimiento de su misión. Deberá residir en población próxima a la zona en que se desarrollan los trabajos y no podrá ser sustituido sin previo conocimiento de la administración.

#### **4.1.5. Disposiciones técnicas legales.**

Serán de aplicación las siguientes disposiciones:

- Ley de Contratos del Estado, texto articulado, aprobado por el Decreto 923/1965 de 8 de Abril (B.O.E. n. 97 de 23 de Abril de 1965).
- Ley 5/1973 de 17 de Marzo, sobre modificación parcial de la Ley de Contratos del Estado (B.O.E. n. 69 de 21 de Marzo de 1973).
- Reglamento General de Contratación para la aplicación de dicha Ley, aprobado por Decreto 3354/1967 de 28 de Diciembre (B.O.E. n. 27, 28, 29 y 31 de Enero y 1 y 2 de Febrero de 1968).
- Pliego de Cláusulas Administrativas Generales para la Contratación de Obras del Estado. Decreto 3854/1970 (B.O.E. n. 40 de 16 de Febrero de 1974).
- Pliego vigente de Prescripciones Técnicas Generales para la recepción de Cementos.
- Pliego de Prescripciones Técnicas Generales para Tuberías de Uso Industrial, aprobado por O.M. de 15 de septiembre de 1986.
- Instrucciones para el Proyecto y Ejecución de Obras de Hormigón en masa o Armado (EH-98). Ministerio de Fomento y Comisión Permanente del Hormigón.
- Reglamento del Ministerio de Industria para Líneas de Alta Tensión, Decreto 3151/1968 de 28 de Noviembre (B.O.E. 11. 311 de Diciembre de 1968 y B.O.E n. 58 de 8 de Marzo de 1969).

## PLIEGO DE CONDICIONES

---

- Reglamento de Ministerio de Industria para Estaciones de Industria para Estaciones de Transformación por O.M. de 23 de Febrero de 1949 y modificado por O.M. de 11 de Marzo de 1971 (B.O.E. n. 66 de Marzo de 1971).
- Reglamento del Ministerio de Industria para instalaciones eléctricas de Baja Tensión, Decreto 2413/1973 de 20 de Septiembre (B.O.E. n. 242 de Octubre de 1973).
- Instrucciones Complementarias O.M. de 31 de Octubre de 1973 (B.O.E. n. 310 de 27 de Diciembre de 1973).
- Normas UNE y DIN aplicables.
- Instrucciones Complementarias MT-BY de 31 de Octubre de 1973 y 26 de Enero de 1978.
- Ley de Aguas, 29/1985 de 2 de Agosto.
- Normas de Abastecimiento y Saneamiento de la Dirección General de Obras Hidráulicas.
- Real Decreto Ley 11/1995 del 28 -12 – 1995, referente al tratamiento de las aguas residuales urbanas.
- Disposiciones vigentes referentes a la seguridad e higiene en el trabajo.

Asimismo queda obligado el Contratista al cumplimiento de toda la legislación vigente sobre protección a la Industria Nacional y fomento del consumo de artículos nacionales.

De todas las normas tendrá más valor preferente, en cada caso, la más restrictiva.

Todas las disposiciones anteriores se contemplarán con las especificadas en el presente Pliego de Prescripciones Técnicas Particulares.

#### **4.1.6. Comprobación del replanteo e iniciación de las obras.**

En la comprobación del replanteo e iniciación de las obras se estará a lo dispuesto en los artículos 127 y 129 del Reglamento General de Contratación del Estado, así como a lo especificado en las cláusulas 24, 25 y 26 del Pliego de Cláusulas Administrativas Generales, reseñado en el apartado 2.5.1.5.

#### **4.1.7. Programa de trabajo.**

Se ajustará a lo dispuesto en el Artículo 128 y 129 del Reglamento General de Contratación del Estado, así como a lo especificado en la Cláusula 27 del Pliego de Cláusulas Administrativas Generales.

## **INDICE DEL PRESUPUESTO**

### **1. OBJETIVO**

### **2. PRESUPUESTOS PARCIALES**

2.1. OBRA CIVIL

2.2. EQUIPOS

2.3. TUBERÍAS Y ACCESORIOS

### **3. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL**

### **4. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA**

## **1. OBJETIVO**

El objetivo del presente documento es recoger el presupuesto general de ejecución del proyecto “Diseño de una estación depuradora de aguas residuales urbanas”, teniendo en cuenta el presupuesto de los equipos e instalaciones.

Para el cálculo de dicho presupuesto se determina el Presupuesto de Ejecución Material (P.E.M) que incluye la obra civil y el precio de los equipos, a este precio se le añade el Beneficio Industrial y se obtiene el Presupuesto de Ejecución por Contrata (P.E.C). Sumándole el IVA del 16% al P.E.C. se obtiene el presupuesto total del proyecto.

En el segundo apartado “Obra civil” del presente documento, se calcula el coste de la obra civil de cada una de las unidades presentes en la depuradora. En el tercer apartado “Equipos” se estima el valor de cada uno de los equipos existentes. El cuarto apartado “Tuberías y accesorios” está destinado a estimar el presupuesto de las tuberías, válvulas, codos. Posteriormente, se sumarán todos estos valores, se les añadirá el Beneficio Industrial y se le sumará el IVA correspondiente para tener el presupuesto global del proyecto.

El valor obtenido refleja el precio real de ejecución del proyecto estimado con un margen de un 20% tanto por exceso como por defecto.

**2. PRESUPUESTOS PARCIALES****2.1. Obra civil**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
ACONDICIONAMIENTO DEL DESBASTE DE SÓLIDOS Excavación (m <sup>3</sup> excavados)	0,25	10,7 / m <sup>3</sup>	2,675
ACONDICIONAMIENTO DEL DESARENADOR Excavación (m <sup>3</sup> excavados)	12	10,7 / m <sup>3</sup>	128,4
POZO DE HOMOGENIZACIÓN Excavación (m <sup>3</sup> excavados)	500	10,7 / m <sup>3</sup>	5350
REACTOR BIÓLOGICO Excavación (m <sup>3</sup> excavados)	2800	10,7 / m <sup>3</sup>	29960
ACONDICIONAMIENTO DE LA DECANTACIÓN Excavación (m <sup>3</sup> excavados)	400	10,7 / m <sup>3</sup>	4280
TOTAL			39721,08

**2.2. Equipos****Desbaste de sólidos**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
ARQUETA CON REJA DE DESBASTE AUTOMÁTICO	1	3680,76	3680,76
TOTAL			3680,76

**Desarenador-desengrasador**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
DESARENADOR-DESENGRASADOR	1	15440	15440
DIFUSORES	6	28,44	170,64
SOPLANTE	1	3163	3163
TOTAL			18773,64

**Pozo de homogenización**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
ELECTROBOMBA SUMERGIBLE	2	780,35	1560,7
AIREADOR DE TURBINA SUMERGIDA FRING- 600T	1	4459,64	4459,64
TOTAL			6020,34

**Reactor biológico**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
AIREADORES DE SUPERFICIE (20 C.V)	4	3865,55	15462,2
TOTAL			15462,2

**Decantación secundaria**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
DECANTADOR TRONCO-CÓNICO Diámetro =13 m Altura =3 m	1	23948	23948
BOMBA DE TORNILLO EXCÉNTRICO	1	1563	1563
TOTAL			25511

**Cuadro de control, bombeo y soplante**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
CUADRO DE CONTROL Y BOMBEO	1	12315,25	12315,25
TOTAL			12315,25

**2.3. Tuberías, canales y accesorios****Línea de alimentación bruta**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
CANAL DE SECCIÓN RECTANGULAR	9	10,7 / m <sup>3</sup>	96,3
TOTAL			96,3

**Línea de alimentación del pozo de homogenización al reactor biológico y al decantador**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
TUBERÍA DE ACERO INOXIDABLE AISI-304 DN=200mm	8	37,4 / m	299,2
TUBERÍA DE ACERO INOXIDABLE AISI-304 DN=250mm	3	46,8 / m	140,4
ACCESORIOS (codos)	3	0,75	2,25
TOTAL			441,85



**Línea de salida del decantador**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
TUBERÍA DE ACERO INOXIDABLE AISI-304 DN=200mm(efluente)	3	37,4 / m	112,2
TUBERÍA DE ACERO INOXIDABLE AISI-304 DN=150mm(descarga)	3	23,4 / m	70,2
TOTAL			182,4

**Línea de recirculación y purga de fangos**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
TUBERÍA DE ACERO INOXIDABLE AISI-304 DN=32mm (purga)	3	10,7 / m	32,1
TUBERÍA DE ACERO INOXIDABLE AISI-304 DN=150mm (recirculación)	39	23,4 / m	912,6
VÁLVULA DE BOLA	1	55,19	55,19
ACCESORIOS (bridas, codos)	10	5,94 / m	59,4
TOTAL			1059,29

**Línea de aire del desarenador**

Descripción	Unidades	Precio unitario (euros)	Precio Total (euros)
TUBERÍA DE ACERO INOXIDABLE AISI-304 DN=50 mm	30	16,7 / m	501
ACCESORIOS (codos, bridas,...)	8	5,94 / m	47,52
VÁLVULA DE COMPUERTA	6	55,19	331,14
TOTAL			879,66

**3. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL**

Obra civil.....	39.721,08 €
Equipos.....	81.763,19 €
Tuberías, canales y accesorios.....	2659,5 €
Presupuesto por Ejecución Material (P.E.M).....	124.143,77€

**Asciende el PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL de la "Estación depuradora de aguas residuales de una zona urbana" a la cantidad de "CIENTO VEINTI CUATRO MIL CIENTO CUARENTA Y TRES EUROS CON SETENTA Y SIETE CÉNTIMOS"**

**4. PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA**

Resumen	Importe
PREPARACIÓN DEL TERRENO.....	39.721,08 €
REJA DE DESBATE .....	3.680,76 €
DESARENADOR AIREADO.....	18.773,64 €
POZO DE HOMOGENIZACIÓN.....	6.020,34 €
TRATAMIENTO BIOLÓGICO.....	15.462,20 €
DECANTADOR SECUNDARIO.....	25.511,00 €
CONDUCCIONES, TUBERÍAS, CUADRO DE CONTROL .....	14.974,50 €
<b>TOTAL EJECUCIÓN MATERIAL</b>	<b>124.143,52 €</b>
13% Gastos generales	16.138,66 €
6% Beneficio industrial	7.448,61 €
<b>SUMA DE G.G. y B.I.</b>	<b>23.587,27 €</b>
16% de I.V.A.	19.862,96 €
<b>TOTAL PRESUPUESTO CONTRATA</b>	<b>167.593,75 €</b>
<b>TOTAL PRESUPUESTO GENERAL</b>	<b>167.593,75 €</b>

Asciende el presupuesto general a la expresada cantidad de CIENTO SESENTA Y SIETE MIL QUINIENTOS NOVENTA Y TRES EUROS con SETENTA Y CINCO CÉNTIMOS

Puerto Real, Junio de 2005

Fdo. Lucía Rodríguez Ruiz



