

## CAPÍTULO 4. DISEÑO Y CÁLCULO DE LA PLANTA PILOTO.

Este capítulo tiene como objetivo el diseño global de la planta piloto, a lo largo del mismo se establecerán las hipótesis y criterios de diseño necesarias.

El plano 1 muestra una vista general de la planta piloto, en dicho plano pueden observarse los elementos fundamentales de los que consta la planta, siendo los más importantes el reactor y el decantador secundario.

### IV.1. Recipiente del reactor biológico.

A lo largo de los tres capítulos anteriores de este documento, se han establecido de forma cualitativa los elementos de los que debe disponer el reactor biológico. En este apartado se dimensionará el reactor y se diseñarán los elementos necesarios para poder llevar a cabo los ensayos citados en el capítulo anterior.

#### IV.1.1. Estimación del volumen necesario.

La elección del volumen de reactor está condicionada por la necesidad de traslado de la planta piloto. Como se verá posteriormente, es el rango de caudales de operación el parámetro que finalmente decide el volumen total.

En el Apéndice A, se muestran los volúmenes y tiempos de residencia de los distintos tipos de ambiente, calculados a partir de las siguientes ecuaciones:

**Ecuación 4:** 
$$t_r = \frac{S}{F / M \times X}$$

**Ecuación 5:** 
$$V = (Q + Q_r + Q_{ri}) \times t_r$$

,donde:

$t_r$  ≡ tiempo de residencia hidráulica (días).

$V$  ≡ volumen del reactor (L).

$Q$  ≡ caudal de agua residual a tratar (L/d).

$Q_r$  ≡ caudal de recirculación de fangos (L/d).

$Q_{ri}$  ≡ caudal de recirculación interna (L/d).

$S$  ≡ Contenido en materia orgánica a la entrada (mg DBO<sub>5</sub>/L).

$F/M$  ≡ Carga másica (mg DBO<sub>5</sub>/mgSSLM·d).

$X$  ≡ Contenido de sólidos en suspensión en el tanque (mg SSLM/L).

Los valores de los parámetros que se han empleado en los cálculos, corresponden a los valores habituales de las plantas reales y se muestran a continuación:

• **Caudal de agua residual:** 5-15 L/h.

Dicho rango de caudales se justificará en apartados posteriores de este documento.

- **Cargas máxicas:**

Selector aerobio: 0,8-3,6 kg DBO<sub>5</sub>/kg SSLM·d.

Selector anaerobio: 1-7 kg DBO<sub>5</sub>/kg SSLM·d.

Selector anóxico: 0,1-5 kg DBO<sub>5</sub>/kg SSLM·d.

Selector óxico: 0,1-12 kg DBO<sub>5</sub>/kg SSLM·d.

- **Contenido de materia orgánica en el agua a tratar:** 300-800 mg DBO<sub>5</sub>/L.

- **Relación Caudal/ Caudal de Recirculación:**  $0,5Q \leq Q_r \leq 1,5Q$ .

- **Relación Caudal/ Caudal de Recirculación Interna:**  $0,5Q \leq Q_{ri} \leq 1,0Q$ .

- **Contenido de microorganismos en el reactor:** 2,5-4,0 g SSLM/L.

El método de estimación seguido es el siguiente:

- A partir de los parámetros de operación (S, F/M, X) se obtendrán los tiempos de residencia hidráulica mediante la ecuación 4.

- A continuación se obtendrán los volúmenes, mediante la ecuación 5.

A lo largo de los cálculos, se emplearán mayores caudales de recirculación para las mayores concentraciones de sólidos en suspensión en el reactor, en concreto se ha tomado:

$Q_r/Q = 0,5$  y  $Q_{ri}/Q = 0,5$  para  $X = 2500$  mg SSLM/L.

$Q_r/Q = 0,75$  y  $Q_{ri}/Q = 0,7$  para  $X = 3000$  mg SSLM/L.

$Q_r/Q = 1,0$  y  $Q_{ri}/Q = 0,9$  para  $X = 3500$  mg SSLM/L.

$Q_r/Q = 1,5$  y  $Q_{ri}/Q = 1,0$  para  $X = 4000$  mg SSLM/L.

Antes de exponer el resultado de los cálculos, conviene aclarar dos criterios que se tendrán en cuenta durante el cálculo y la posterior ampliación del rango:

- Por una parte, dada la amplitud de cargas orgánicas alimentadas al sistema, se fija el entorno de 300 mg DBO<sub>5</sub>/L como el entorno en el que se debe poder operar con una mayor variación de las condiciones de operación, al ser estos contenidos en materia orgánica los más habituales en las aguas residuales urbanas.

- Se realizará conjuntamente el cálculo de los volúmenes de los selectores aerobios y óxicos, dado que ambos basan su efecto selector en los mismos mecanismos y tienen condiciones de operación similares.

- La amplitud de cargas orgánicas en los sistemas selectores debe ampliarse dado que se puede operar con sistemas de varios selectores en serie, en concreto se debe tener la posibilidad de operar con sistemas de hasta cinco selectores en serie. La hipótesis que se realizará será la siguiente:

Hipótesis: en las baterías selectoras se supondrá una reducción de materia orgánica de un 40% respecto a la alimentada a cada selector.

De esta forma se deberá tener en cuenta un rango de alimentaciones de materia orgánica de 50-800mg DBO<sub>5</sub>/L, ya que habrá que tener en cuenta la reducción de materia orgánica y por lo tanto la menor alimentación de sustrato en las zonas finales del reactor.

Del estudio de los cálculos realizados para el selector aerobio y mostrados en el Apéndice A se desprende que la elección de un rango de volúmenes como el que se muestra a continuación, permite la posibilidad de realizar ensayos bajo cualesquier condiciones de operación de las consideradas anteriormente:

***Selectores Aerobios y Óxicos: 4,0-85,0 Litros***  
***Selectores Anaerobios: 7,0-70,0 Litros***  
***Selectores Anóxicos: 5,0-120,0 Litros***  
***Tanque de Aireación: 10,0-800,0 Litros***

Además de los distintos tipos de selectores y del tanque de aireación, debe tenerse en cuenta la posibilidad de operar con regeneración del fango.

El tanque de regeneración se emplea para consumir las sustancias acumuladas por los microorganismos y que no han sido eliminadas antes de poner nuevamente en contacto la recirculación de fangos y el agua residual.

Normalmente, se suele mantener el fango recirculado durante un período de dos a tres horas en un recipiente con inyección de aire, por lo tanto la estimación hidráulica de este tanque se basará en los siguientes parámetros:

- Tiempos de retención de 2-3 horas.
- Caudales de recirculación de 2,5-22,5 litros.

Sin necesidad de realizar una batería de cálculos como en casos anteriores, en esta ocasión el rango de volúmenes será de 5 a 67,5 litros.

Una vez estimados los rangos de volúmenes necesarios para el estudio de los sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales, procede realizar una serie de razonamientos con los que se pueda determinar el volumen final del que constará la planta piloto.

En principio se tienen tres tipos de ambiente (aireado, anaerobio y anóxico), a los que hay que sumar el tanque de regeneración. Se podría por lo tanto, pensar en una planta piloto con distintos tipos de reactor para cada tipo de ambiente, pues cada ambiente se caracteriza por unas necesidades operacionales distintas, al menos en lo que se refiere a la entrada de oxígeno y nitratos en el sistema.

Sin embargo, se diseñará una planta piloto en la que todos los ambientes podrán ensayarse en un mismo recipiente.

Las ventajas asociadas a este tipo de disposición son:

- La mayor simplicidad de la planta piloto, sobre todo en lo referente al transporte del fango entre unos ambientes y otros.

- La posibilidad de una mayor optimización de los volúmenes de reactor necesarios.

Por lo tanto, la planta piloto constará de un volumen de reactor determinado, con las soluciones constructivas necesarias para poder realizar particiones y ensayar distintos tipos de ambiente.

El volumen máximo de la planta piloto, debe corresponder a una de las disposiciones siguientes:

- Tanque de aireación con regeneración del fango.
- Batería selectora con cinco ambientes en serie.

Del análisis siguiente se desprenderá que la primera disposición es la que tiene mayores necesidades de volumen.

Si se toma la combinación de cinco ambientes Anóxico-Óxico-Anóxico-Óxico-Anóxico, se observa que en principio esta disposición sería la de mayor volumen entre las posibles baterías selectoras. Tomando los volúmenes máximos establecidos para cada tipo de selector, 120 litros para el anóxico y 85 litros para el óxico, se obtiene un volumen total de 530 litros; a este volumen habría que añadir un tanque de aireación final que operaría con contenidos en materia orgánica del orden de 50 mg DBO<sub>5</sub>/L. En el Apéndice A se observa como el volumen máximo de operación bajo estas condiciones es de 315 litros, por lo tanto la suma total sería de 845 litros, en realidad sería menor puesto que al irse reduciendo los contenidos de materia orgánica, los volúmenes de selector necesarios no tienen porqué ser siempre los máximos.

Por otro lado, si se considera el sistema de tanque de aireación con regeneración del fango, puede observarse como operando a las condiciones de máximo volumen, se necesita un volumen total de 868 litros.

Se concluye con que el volumen total del reactor debe ser al menos de 868 litros.

#### **IV.1.2. Estimación de las dimensiones del reactor.**

El reactor biológico de la planta piloto debe tener un volumen mínimo de 870 litros como se dedujo en el capítulo anterior. Dado que se pretende diseñar un reactor en el que puedan ensayarse todo tipo de ambientes, la mejor opción es diseñar un reactor formado por diversos canales que den continuidad al flujo del licor mezcla. Los canales deben mantener la proporción dimensional de las plantas reales.

Al mismo tiempo, el reactor debe tener la posibilidad de operar con distintos volúmenes. Esta posibilidad se llevará a cabo mediante una tajadera que se situará en puntos determinados de los canales e impedirá el paso del licor mezcla al resto del recipiente. El diseño de dicha tajadera exige la elección de una unidad mínima de volumen, es decir, el valor de la sensibilidad respecto al volumen del reactor.

Por razones constructivas, se toma un volumen de aproximadamente 15 litros, como unidad mínima de variabilidad de volumen. Este valor permite diseñar canales con unas

dimensiones de  $30 \times 30 \text{ cm}^2$  de sección transversal y con puntos para situar la tajadera separados unos 17 cm. Obsérvese que la elección de una sección con dimensiones  $50 \times 50 \text{ cm}^2$ , exigiría una separación de 6 cm para establecer los puntos de anclaje de la tajadera, dicha separación es insuficiente dado el diseño de la misma como veremos en apartados posteriores.

Por otra parte, las dimensiones de longitud de los canales están limitadas por las necesidades de transporte de la planta piloto, si se establece una longitud de canal de 2 metros, la planta piloto necesitaría un total de 5 canales que sumarían un volumen de recipiente total de 900 litros.

Las dimensiones del recipiente compacto, sin tener en cuenta de momento el grosor de las paredes de los canales, serían  $2,0 \times 1,5 \text{ m}^2$ , que son unas dimensiones asumibles para el transporte de la planta piloto.

Por lo tanto, las medidas del reactor biológico estimadas serán:

***Dimensiones del canal:  $0,3 \text{ m} \times 0,3 \text{ m} \times 2,0 \text{ m} \Rightarrow 180 \text{ litros}$***

***Número de canales:  $5 \Rightarrow 900 \text{ litros}$***

***Dimensiones totales del reactor :  $1,5 \text{ m} \times 2,0 \text{ m}$ .***

#### **IV.1.3. Diseño del recipiente.**

A partir de las estimaciones realizadas en el apartado anterior, se procede al diseño de la geometría del reactor.

A efectos de diseño, habrá que tener en cuenta que las transiciones entre canales deben ser de tal modo que el flujo sea guiado para evitar en lo posible la aparición de zonas muertas y de cambios de dirección bruscos. Para ello se ha adoptado una transición curva entre canales, en la que se guía al licor mezcla mediante dos paredes semicirculares con una diferencia entre sus radios de 30 cm (igual a la anchura del canal).

Manteniendo aproximadamente las dimensiones estimadas, se establece una geometría de canales como la mostrada en los planos 2 y 6. Dicha geometría permite un volumen de reactor de aproximadamente 950 litros.

Una vez se ha determinado la geometría básica del recipiente, se pasa a diseñar determinados elementos que debe contener el recipiente, dichos elementos se relacionan con los dispositivos que van a situarse en su interior y con la construcción del reactor. Los factores que afectan al diseño son:

- Materiales y construcción del recipiente.
- Fijación de la tajadera y la tapadera.
- Evacuación de licor mezcla.
- Sistema de difusión de aire.

### **Materiales y construcción del recipiente.**

El material escogido para la construcción del recipiente es algún policarbonato como el metacrilato cuya transparencia permite el estudio visual del proceso biológico.

Dado que los policarbonatos suelen presentarse en forma de placas de distintos grosores, la solución constructiva escogida se basa en el montaje de una serie de piezas cuya geometría y dimensiones se muestra en los planos 3, 4 y 5.

La unión de las distintas piezas se realizará mediante el uso de pegamentos especiales para policarbonatos, y el posterior sellado de las juntas mediante algún tipo de sellador como la silicona.

Las distintas piezas que forman el recipiente son las siguientes:

- Base del recipiente (plano 3), se construye a partir de dos placas de dimensiones 180x210x2,5 cm. Sobre la placa se realizarán orificios para insertar los elementos de difusión y para realizar la evacuación del licor mezcla; el número y la posición de dichos orificios se muestran en los planos 7 y 8. Al mismo tiempo, sobre la placa superior se realizarán una serie de hendiduras de 1 cm de ancho y 1 cm de profundidad para mejorar la unión con las piezas estructurales superiores. Por último, se realizará un redondeo de las aristas con 5 cm de radio.
- Pared lateral (pieza 2/plano 4), corresponde a la pared lateral del lado de menor longitud. Se construye a partir de 12 placas de policarbonato de dimensiones 180x38,5x2,5 cm, por cada pared. Sobre todas las placas se realizarán las curvaturas de los canales y sobre las placas superior e inferior los elementos de unión que se introducirán en las ranuras de las piezas superior e inferior. Se construirán dos piezas de este tipo. Se realizará un redondeo de las aristas con 5 cm de radio. El plano 4 muestra el montaje de la pieza.
- Pared lateral (pieza 3/plano 4), corresponde a la pared lateral de mayor longitud. Se construye a partir de dos placas de policarbonato de dimensiones 135x32x2,5 cm. Sobre la pieza se realizarán los elementos de unión con las piezas superior e inferior y las ranuras necesarias para la unión con las piezas del tipo 2. Se construirán dos piezas de este tipo.
- Paredes entre canales (pieza 4/plano4), corresponden a las paredes que separan los canales. Se construirán a partir dos placas de policarbonato de dimensiones 137,5x32x2,5 cm. Sobre la parte inferior y superior de la pieza se realizarán los elementos de unión ya mencionados. En el lateral plano de la pieza se realizará una ranura para unirla a las piezas del tipo 2. Se construirán cuatro piezas de este tipo.
- Pieza superior (plano 5), corresponde a la parte superior del reactor y se construye a partir de dos placas de policarbonato de dimensiones 180x210x2,5 cm. Sobre la placa se realizan una serie de orificios, cuya posición se muestra en el plano 8, destinados a la fijación de elementos auxiliares como la tapadera, la tajadera o los baffles. Se redondearán las aristas con un radio de enlace de 5 cm.

### **Fijación de la tajadera y la tapadera.**

Para la fijación de la tajadera y la tapadera se realizan diversos agujeros en las paredes laterales de los canales, la separación de 15 cm para las posiciones posibles de la tajadera, en el interior de dichos agujeros se introducirán unos casquillos de acero inoxidable con rosca interior M10, los casquillos se pegarán mediante un adhesivo especial. Esta separación entre casquillos permite una sensibilidad absoluta de 13,5 litros respecto al volumen de reactor de ensayo. En los agujeros se atornillan unos espárragos sobre los que se fijará la tajadera. Las posiciones de los casquillos pueden observarse en el plano 8; en el plano 12, se muestra un ejemplo de montaje conjunto de tajadera y tapadera.

### **Evacuación del licor mezcla.**

La evacuación del licor mezcla se realiza a través del rebose de la tajadera, en el interior de la tajadera se situará una tubería vertical de acero inoxidable, dicha tubería permitirá la evacuación del licor mezcla por el fondo del recipiente. Para ello deben realizarse una serie de orificios cilíndricos en el fondo del recipiente, con unas dimensiones tales que permitan la introducción de la tubería de evacuación ( se ha escogido un diámetro de 1,5 cm que permite una tolerancia de aproximadamente 1mm entre la tubería y la pared del orificio). Al mismo tiempo, los orificios tienen un aumento de sección ( 2 cm de diámetro) en la zona final, que permite situar una arandela de goma para conseguir el centrado de la tubería (este detalle puede observarse en el plano 12).

Se dispondrá de un juego de tapones para obturar los orificios que no estén en uso.

### **Sistema de difusión de aire.**

Por otra parte, la difusión del aire se realizará a través de tuberías de plástico con 0,8 mm de diámetro interior como se verá posteriormente. Este tipo de sistema de difusión, exige la ejecución de una serie de taladros en la parte inferior del recipiente. Dichos orificios cilíndricos tienen unas dimensiones de 0,5 cm de diámetro en su parte inferior, y de 1 cm de diámetro en la parte que limita con el licor mezcla, este aumento en las dimensiones del orificio, se debe a la necesidad de situar una junta de goma para asegurar la estanqueidad y eliminar la posibilidad de fugas de licor mezcla a través de dichos orificios; la posición de dichos orificios se muestra en el plano 7.

## **IV.2. Elementos del reactor biológico.**

### **IV.2.1. Diseño de la tajadera.**

La tajadera es el elemento a través del cual se fijará el volumen de reactor.

Los reactores biológicos de las plantas reales suelen evacuar el licor mezcla a través de rebosaderos. Como se muestra en los planos 9 y 10, la tajadera emplea un sistema de rebose que posteriormente vierte el licor mezcla a una tubería que lo lleva al decantador secundario, situado bajo el reactor.

La estanqueidad de la tajadera se consigue mediante un material elastómero, dicho elemento se muestra en el plano 11 bajo la denominación de junta lateral. Dicha junta se

emplea para conseguir una unión estanca entre la tajadera y las paredes y el fondo del reactor.

La fijación de la tajadera se realiza mediante unas palometas M10 que fijan la tajadera a los espárragos enroscados en los casquillos de las paredes laterales del recipiente; los planos 11, 12, 13 y 14 muestran los elementos de fijación y el montaje de los mismos. En la fijación se emplean dos arandelas de goma por tornillo, para asegurar una mejor fijación y un menor daño de los materiales de la tajadera y del reactor.

Además, la tubería de evacuación del licor mezcla, se introduce en el orificio de evacuación del licor mezcla con lo que se consigue la total verticalidad de la tajadera.

En los planos 15 y 16 se muestra el diseño de otra tajadera cuya función es la de fijar un volumen para el caso en el que se ensaye la regeneración del fango. Dicha tajadera evacua el fango regenerado por rebose y tiene un sistema de fijación idéntico al de la tajadera anterior.

#### **IV.2.2. Diseño de los sistemas de estanqueidad al aire.**

Como se deduce de la necesidad de ensayar ambientes en condiciones anóxicas y anaerobias, el diseño de sistemas complementarios que impidan la entrada de aire en las zonas del recipiente destinadas a estos tipos de ambiente es fundamental.

En el caso de la planta piloto que se está diseñando, se optará por un diseño basado en una tapadera que impida la entrada de oxígeno atmosférico en los ambientes anóxico y anaerobio, y por el posicionamiento de una serie de baffles que aislen parcialmente dichas zonas respecto a las zonas aerobias.

El diseño de la tapadera hace necesario la introducción de un tercer elemento, que obstruya la franja longitudinal de la que constará la tapadera.

La estanqueidad a la entrada del aire atmosférico, se completa con una inyección de nitrógeno que será diseñada en capítulos posteriores.

##### **IV.2.2.1. Diseño de la tapadera.**

La tapadera es el elemento mediante el cual se impedirá la entrada de aire en aquellas zonas del reactor en las que se quiera operar bajo condiciones anóxicas o anaerobias.

Dado que las dimensiones de estas zonas pueden necesitar de un amplio rango de volúmenes, se optará por un diseño basado en una tapadera como la mostrada en los planos 17 y 18.

En dichos planos, puede observarse como la tapadera tiene una franja central en la que se fijarán los baffles que servirán de aislamiento a la entrada de aire, por otra parte, la franja permite el paso de aire en aquellas zonas donde sea necesario.



La tapadera tiene una serie de orificios para la introducción de los distintos sensores de medida y de tuberías a través de las cuales se introducirán las recirculaciones externa e interna y el agua residual.

Los orificios de entrada de agua residual se realizan cada 30 cm, tienen un diámetro de 1,5cm en el que se introduce un casquillo plástico con rosca interna que se pega, sobre dicho elemento se enrosca un adaptador de tubería de 1/8" NTF (M). Para los casos en los que no se introduzca agua residual y el orificio se encuentre en una zona anóxica o anaerobia se dispondrá de tapones con la misma medida.

Los orificios de entrada de las recirculaciones interna y externa se realizan cada 30 cm, tienen un diámetro de 3 cm en el que se introduce un casquillo plástico con rosca interna que se pega, sobre dicho elemento se enrosca una T de 3/4" NTF (M). En los casos en los que solamente se introduzca una de las corrientes se dispondrá de un tapón de la misma medida para obturar la otra entrada. Al mismo tiempo para los casos en los que no se introduzca ninguna de las corrientes y el orificio se encuentre en una zona anóxica o anaerobia, se dispondrá de tapones con la misma medida.

Los planos 34 y 35 muestran la instalación de dichos elementos.

Asimismo, existen una serie de elementos para asegurar el buen funcionamiento de la tapadera, como una junta que asegura la estanqueidad lateral al aire, unos tapones de goma para obturar los orificios, unos tornillos para fijar la tapadera al recipiente y una junta superior de goma para proteger el material de la tapadera respecto al roscado de los tornillos.

La tapadera se construirá con material policarbonato o similar.

#### **IV.2.2.2. Diseño de los baffles.**

Los baffles tienen como objetivo, el impedimento del paso de aire por la superficie libre entre la tapadera y la superficie del licor mezcla. Para ello debe asegurarse que dichos elementos se sumergen en el licor mezcla una profundidad del orden de 5 cm.

Los baffles son los elementos transversales que delimitarán las zonas en las que se ensayarán los ambientes anóxico y anaerobio.

La fijación de los baffles, se realizará tal y como se indica en el plano 22, se deberá tener en cuenta además, que dicha fijación debe permitir la instalación de los elementos que cerrarán la franja longitudinal de la tapadera.

Los baffles se construirán con policarbonato o material similar.

#### **IV.2.2.3. Elementos de obstrucción longitudinal.**

Estos elementos tienen como objetivo el impedir que el aire penetre por la franja longitudinal de la tapadera.

Dada la variedad de volúmenes de ensayo que se pretende alcanzar, se optará por un diseño como el mostrado en los planos 23, 24 y 25, que permite un montaje en serie ( plano 26 ) que obstruya la franja central de la tapadera entre los baffles que delimitan las zonas de ambiente anóxico o anaerobio.

Se observa como existen dos tipos de elementos longitudinales:

- El primero, representado en el plano 24, se montará tras el baffle que da comienzo a la zona anóxica o anaerobia. Se caracteriza por una longitud inferior y porque tiene un limitador de presión, cuyo objetivo es que la presión del nitrógeno, que se inyecta en el volumen encerrado por la tapadera y la superficie del licor mezcla, no alcance una presión (1,03 atm) tal que el nivel de licor mezcla en las zonas anóxica o anaerobia descienda por efecto de la diferencia manométrica de presiones.
- El segundo tipo ( plano 25), se situará tras el tipo anterior y cubrirá la zona hasta el baffle que da fin a la zona anaerobia o anóxica. En su diseño se observa un orificio central, que permite la introducción aparatos de medida. Si no es así, el orificio se obstruirá mediante un tapón de goma totalmente estanco.

Los elementos longitudinales estarán contruidos en acero inoxidable y constarán de un juego de juntas de goma con características similares a las mostradas en los planos.

### **IV.3. Sistema de inyección de aire.**

Un buen diseño de los sistemas de inyección de aire es fundamental para el buen funcionamiento de la planta piloto, y por lo tanto, para la validez de los ensayos que se realicen con la misma.

Los sistemas de aireación cumplen tres funciones en el tratamiento biológico:

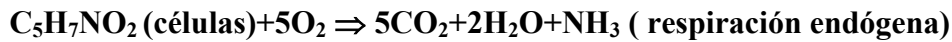
- Aporte del oxígeno necesario para la oxidación de la materia orgánica.
- Agitación del licor mezcla, que favorece la difusión de los sustratos orgánicos hacia el interior de los flóculos.
- Mantenimiento del cultivo en suspensión.

Uno de los factores críticos para el diseño de los sistemas de inyección de aire en la planta piloto, es la altura del reactor. Las alturas habituales en los reactores de las plantas reales oscilan entre 3-6 metros, sin embargo, dadas las características de la planta piloto, la altura que se empleará será del orden de 30 cm. Esto quiere decir que el recorrido ascensional de las burbujas de aire será muy inferior al habitual, y que por lo tanto se necesitarán sistemas que garanticen una velocidad de transferencia de oxígeno elevada, es decir, un tamaño de burbuja lo suficientemente pequeño.

#### **IV.3.1. Estimación del oxígeno necesario.**

El oxígeno teórico necesario puede calcularse a través de la  $DBO_5$  y de la cantidad de microorganismos presentes en el reactor biológico. La cantidad de oxígeno teórico será

igual al necesario para la eliminación de toda la DBO<sub>5</sub> más el necesario para la respiración endógena de los microorganismos:



El método que se empleará para la determinación del oxígeno necesario es el que se aplica habitualmente en los proyectos de plantas reales, dicho método se utiliza en este caso para tener una referencia del orden de magnitud del aire a inyectar:

**Ecuación 6:** 
$$O_t = a \times \text{DBO}_{5 \text{ eliminada}} + b \times [\text{SSLM}] \times V$$

**Ecuación 7<sup>(3)</sup>:** 
$$O_r = \frac{O_t}{K_t}$$

**Ecuación 8:** 
$$K_t = K_1 \times K_2 \times K_3$$

donde,

**O<sub>t</sub>** ≡ Oxígeno teórico ( kg O<sub>2</sub>/d).

**O<sub>r</sub>** ≡ Oxígeno real ( kg O<sub>2</sub>/d).

**a** ≡ Coeficiente de necesidades de oxígeno para la síntesis (kg O<sub>2</sub>/kg DBO<sub>5</sub> eliminada).

**b** ≡ Coeficiente de respiración endógena (kg O<sub>2</sub>/kg SSLM).

**[SSLM]** ≡ Concentración de sólidos en suspensión en el Licor Mezcla (kg/L).

**V** ≡ Volumen del reactor (L).

**K<sub>t</sub>** ≡ Factor de corrección global.

**K<sub>1</sub>** ≡ Relación entre la transferencia de oxígeno en el licor mezcla y en el agua destilada (0,75-0,95).

**K<sub>2</sub>** ≡ Coeficiente que tiene en cuenta el valor de saturación del oxígeno en función de la salinidad, temperatura, presión y oxígeno disuelto.

**K<sub>3</sub>** ≡ Coeficiente que tiene en cuenta el factor de cambio gas-líquido en función de la temperatura del medio (0,5-0,7).

Los valores de los parámetros que se utilizarán en el cálculo del oxígeno teórico y real son los siguientes:

- **Q** ≡ 5-15 L/h.
- **DBO<sub>5</sub>** ≡ 300-800 mg/L.
- **SSLM** ≡ 2500-4000 mg/L.
- **F/M** ≡ 0,05-12 kg DBO<sub>5</sub>/kg SSLM·d.
- **E** ≡ 85-95%. (Eficiencia de eliminación)

Como es habitual, se establecerá el rango de oxígeno teórico mediante la maximización y minimización de las ecuaciones anteriores.

**A) Oxígeno teórico.**

$$\text{Ecuación 6: } O_t = a \times DBO_5 \text{ eliminada} + b \times SSLM$$

La ecuación 6, emplea los valores de la  $DBO_5$  eliminada en un día y de la cantidad total de  $SSLM$  presente en el reactor, dichos valores se calculan a continuación:

$$\text{Ecuación 9: } DBO_5 \text{ eliminada} = [DBO_5] \times Q \times E$$

$$DBO_5 = 300 \text{ mg/L, } Q = 5 \text{ L/h, } E = 0,85 \Rightarrow DBO_5 \text{ eliminada} = 0,031 \text{ kg/d.}$$

$$DBO_5 = 800 \text{ mg/L, } Q = 15 \text{ L/h, } E = 0,95 \Rightarrow DBO_5 \text{ eliminada} = 0,274 \text{ kg/d.}$$

$$SSLM = [SSLM] \times V$$

$$[SSLM] = 2500 \text{ mg/L, } V = 100 \text{ L} \Rightarrow SSLM = 0,25 \text{ kg SSLM.}$$

$$[SSLM] = 4000 \text{ mg/L, } V = 850 \text{ L} \Rightarrow SSLM = 3,4 \text{ kg SSLM.}$$

Los valores de los coeficientes  $a$  y  $b$  se escogen de la Tabla IV.1., que corresponde a valores del CEDEX (Ministerio de Medio Ambiente):

F/M (kg $DBO_5$ /kg $SSLM \cdot d$ .)	a	b
1,0	0,5	0,136
0,7	0,5	0,131
0,5	0,5	0,123
0,4	0,53	0,117
0,3	0,555	0,108
0,2	0,590	0,092
0,1	0,652	0,066
0,05	0,660	0,040

**Tabla IV.1. Valor de los coeficientes a y b.**

Como puede observarse en la tabla, el rango de cargas másicas no alcanza por el extremo superior al rango de operación de la planta piloto. Esto es debido a que el método de estimación empleado, se utiliza en las plantas reales y estas operan con cargas másicas inferiores; sin embargo, el método es perfectamente válido para el caso que se está estudiando.

El valor de los coeficientes para las condiciones de consumo mínimo son los siguientes:

$$F/M = 0,05 \text{ kg } DBO_5/\text{kg } SSLM \cdot d. \quad DBO_5 = 0,031 \text{ kg/d} \quad SSLM = 0,25 \text{ kg}$$

$$a = 0,660 \quad b = 0,040$$

El valor de los coeficientes para el caso de consumo máximo hay que estimarlos, por una parte la evolución del coeficiente  $a$  es exponencial y por lo tanto su valor será 0,5; por otra se tomará un valor de 0,250, por criterios de seguridad, para el caso del coeficiente  $b$ .

$$F/M = 12 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SSLM}\cdot\text{d. DBO}_5 = 0,274 \text{ kg/d SSLM} = 3,4 \text{ kg}$$

$$a = 0,5 \quad b = 0,250$$

Si se sustituyen los valores anteriores en la ecuación 6, se obtiene el rango de oxígeno teórico:

$$O_t \equiv 0,030 - 0,987 \text{ kg O}_2/\text{d}$$

### **B) Oxígeno real.**

El cálculo del oxígeno real se basa en la determinación de tres coeficientes de corrección<sup>(3)</sup> y en su sustitución en las ecuaciones siguientes:

$$\text{Ecuación 7: } O_r = \frac{O_t}{K_t}$$

$$\text{Ecuación 8: } K_t = K_1 \times K_2 \times K_3$$

#### **· K<sub>1</sub>**

Se tomará el valor medio del rango establecido:  $K_1 = 0,85$ .

#### **· K<sub>2</sub>**

La ecuación que determina el coeficiente  $K_2$  es la siguiente:

$$\text{Ecuación 10: } K_2 = \frac{C_{sw} - C_e}{C_s}$$

donde,

$C_{sw}$   $\equiv$  Saturación de  $O_2$  en el Licor Mezcla a las p y T de operación (mg/L).

$C_s$   $\equiv$  Nivel de saturación de oxígeno en agua destilada en condiciones de 20°C y 1 atm (mg/L).

$C_e$   $\equiv$  Contenido de oxígeno disuelto en el reactor (mg/L).

$$C_{sw}$$

$$\text{Ecuación 11: } C_{sw} = \beta \times C_{ss} \times \rho$$

donde,

$\beta$   $\equiv$  relación entre la saturación de  $O_2$  en el licor mezcla y en el agua destilada en condiciones estándar. Corrección del  $O_2$  provocada por la presencia en el licor mezcla de sales, materia particulada y tensioactivos.

$$0,9 \leq \beta \leq 1,0 \Rightarrow \beta = 0,95$$

$C_{ss}$   $\equiv$  Saturación del  $O_2$  en agua destilada a la temperatura del licor mezcla.

Se tomará una temperatura ambiente de  $20^\circ C$ , como la actividad de los microorganismos genera calor, el licor mezcla suele estar a una temperatura de unos  $3-4^\circ C$  superior, por lo tanto se tomará un valor de  $22^\circ C$  en el licor mezcla.

En la bibliografía<sup>(30)</sup> pueden encontrarse los valores de saturación de  $O_2$  en agua destilada, en este caso concreto se obtiene ( $25^\circ C$ , 1 atm):

$$C_{ss} = 8,38 \text{ mg/L}$$

$\rho$   $\equiv$  Relación entre la presión a la altura de la ubicación de la planta piloto, y la presión a nivel del mar.

Se supondrá que los ensayos se producen al nivel del mar  $\rho = 1$

Por lo tanto, sustituyendo los valores anteriores en la Ecuación 11 se obtiene:

$$C_{sw} = 7,96 \text{ mg/L}$$

$C_s$

En la bibliografía<sup>(30)</sup> pueden encontrarse los valores de saturación de  $O_2$  en agua destilada, en este caso concreto se obtiene ( $20^\circ C$ , 1 atm):

$$C_s = 9,17 \text{ mg/L}$$

$C_e$

Se supondrán unos contenidos de oxígeno disuelto de  $0,7 \text{ mg/L}$  para el caso de selectores aerobios o tanques de aireación con bajas cargas másicas, y de  $2,5 \text{ mg/L}$  para el caso de selectores óxicos.

Sustituyendo los valores anteriores en la ecuación 10 se obtiene:

$$K_2 = 0,595 \text{ para el caso de consumo máximo de oxígeno.}$$

$$K_2 = 0,792 \text{ para el caso de consumo mínimo de oxígeno.}$$

$\cdot K_3$

La ecuación que determina el valor de  $K_3$  es la siguiente:

$$\text{Ecuación 12: } K_3 = (1,025)^{T-20}$$

Se toma un valor de  $T=25^{\circ}\text{C}$  y se obtiene el valor:

$$K_3 = 1,13$$

Finalmente, sustituyendo los valores de las constantes en las ecuaciones 7 y 8 se obtiene el rango de oxígeno necesario:

$$O_r \equiv 0,039-1,727 \text{ kg O}_2/\text{d}$$

#### IV.3.2. Análisis de la transferencia de oxígeno.

A continuación, se realizará un análisis de la transferencia de oxígeno en la planta piloto. Dicho análisis está motivado por el hecho de la menor altura del reactor de la planta piloto respecto a las alturas de los tanques de las depuradoras reales. A priori, una menor altura de licor mezcla se traduce en un menor tiempo de residencia de las burbujas en el licor, y por lo tanto en una menor transferencia de oxígeno.

A continuación se realizará un estudio de la transferencia con el objetivo de estudiar este hecho.

#### Transferencia de oxígeno.

Se debe estudiar la evolución de las burbujas de aire a lo largo de su recorrido ascensional en el reactor, y calcular la cantidad de oxígeno que se difunde a través de las paredes de las burbujas.

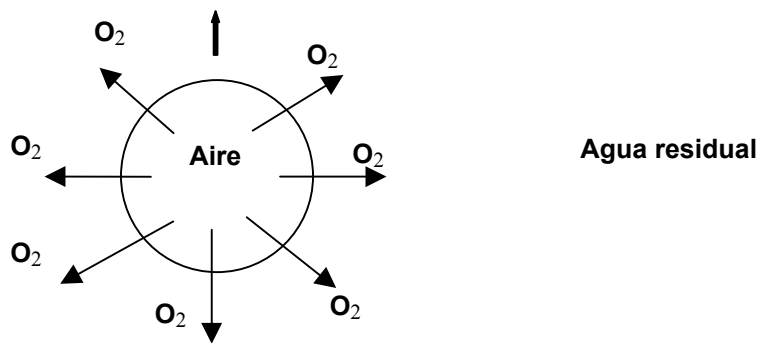


Figura IV.1. Difusión del oxígeno desde la burbuja de aire al licor mezcla.

En primer lugar se calculará el tiempo que tardan las burbujas de aire en recorrer la distancia entre la salida de los difusores y la superficie del licor mezcla del reactor, dicho tiempo es el tiempo durante el que se produce la difusión de oxígeno desde la burbuja de aire al seno del licor mezcla. Para el cálculo del tiempo se realizan las siguientes hipótesis:

- Se toma una densidad de aire de  $1,17 \text{ kg/m}^3$ , que corresponde a un aire a  $30^{\circ}\text{C}$  y  $1,0 \text{ atm}$ .
- Se toma la densidad del licor mezcla igual a la del agua:  $1000 \text{ kg/m}^3$ .

- Se emplea un valor de la viscosidad dinámica del licor mezcla igual a 0,001 kg/m·s.
- Se desprecia la velocidad de arrastre horizontal de las burbujas.
- Se toma como velocidad a lo largo de todo el movimiento, la velocidad inicial de la burbuja.
- Se considera un sistema de aireación basado en la instalación de un difusor cada 5 cm, lo que supone un total de 195 difusores ( el sistema se describirá en apartados posteriores).

### 1) Tiempo de transferencia.

#### 1.1) Tamaño de burbuja.

A continuación se describe un método<sup>(28)</sup> para el cálculo del tamaño de burbuja, basado en la relación entre las fuerzas de flotación y las inerciales, y donde se desprecia el efecto de la viscosidad del licor mezcla:

$$\text{Correlación 1: } d_B = 1,11 \frac{Q^{2/5}}{g^{1/5}} \quad (\text{Correlación de Davidson y Schuler})$$

donde,

$d_B$   $\equiv$  Diámetro de burbuja (m).

$Q$   $\equiv$  Caudal de aire por poro ( $m^3/s$ ).

$g$   $\equiv$  Constante gravitatoria ( $m/s^2$ ).

El cálculo del caudal se realizará a partir del oxígeno calculado anteriormente, y de la hipótesis sobre el número de difusores que se instalarán en la planta:

Caudal de Aire Total:

$$10,362 \text{ kg O}_2/\text{d} \Rightarrow \div 32 \text{ g O}_2/\text{mol O}_2 \Rightarrow 323,8 \text{ mol O}_2/\text{d}$$

$$323,8 \text{ mol O}_2/\text{d} \Rightarrow \times 100 \text{ mol aire}/ 21 \text{ mol O}_2 \Rightarrow 1542,0 \text{ mol aire}/\text{d}$$

$$1542,0 \text{ mol aire}/\text{d} \Rightarrow \times 22,4 \text{ L}/\text{mol aire} \Rightarrow 35,5 \text{ Nm}^3 \text{ aire}/\text{d} \Rightarrow 6,9 \text{ Nm}^3 \text{ aire}/\text{d}\cdot\text{canal}$$

$$35,5 \text{ Nm}^3 \text{ aire}/\text{d} \Rightarrow \div 195 \text{ difusores} \Rightarrow 0,182 \text{ Nm}^3 \text{ aire}/\text{d}\cdot\text{difusor} \Rightarrow 2,1 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s} \cdot \text{difusor}$$

$$Q = 2,1 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s} \Rightarrow \boxed{d_{B0} = 3,8 \text{ mm}}$$

#### 1.2) Velocidad de ascensión:

La velocidad de ascensión depende del diámetro de burbuja según las expresiones<sup>(28)</sup>:

$$\text{Correlación 2: } U_{B0} = \left( \frac{g \rho_L}{18 \mu_L} \right) d_{B0}^2 \quad \text{para } Re_B < 1 \quad (\text{Relación de Stokes})$$

$$U_{B0} = \left( \frac{2\sigma}{\rho_L d_{B0}} - \frac{g d_{B0}}{2} \right)^{0,5} \quad \text{para } Re_B \gg 1 \quad (\text{Relación de Mendelson})$$



$U_{B0}$   $\equiv$  Velocidad inicial de la burbuja (m/s)  
 $\rho_L$   $\equiv$  Densidad del líquido (kg/m<sup>3</sup>).  
 $\mu_L$   $\equiv$  Viscosidad dinámica del líquido (kg/m·s).  
 $d_{B0}$   $\equiv$  Diámetro inicial de burbuja (m).  
 $\sigma$   $\equiv$  Tensión superficial del aire (N/m).  
 $Re_B$   $\equiv$  Número de Reynolds asociado a la burbuja.

Se supone  $Re_B \gg 1$ :

$$\sigma = 72 \cdot 10^{-3} \text{ N/m}; \rho_L = 1000 \text{ kg/m}^3 \Rightarrow \boxed{U_{B0} = 0,14 \text{ m/s}}$$

$$Re_B = \frac{\rho_L U_B d_B}{\mu_L} \Rightarrow Re_B = 527 \Rightarrow \text{El empleo de la relación de Mendelson es correcto.}$$

1.3) Tiempo.

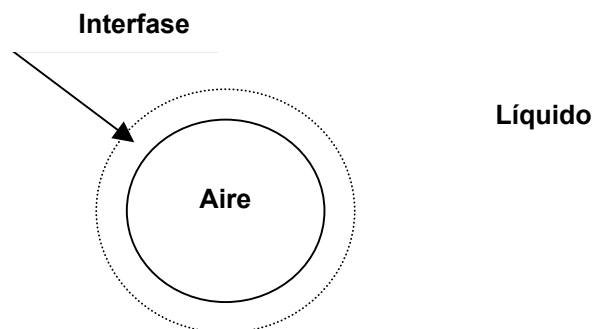
Tomando como velocidad a lo largo del movimiento  $v = U_{B0}$ , se obtiene:

$$t = \frac{h}{v} \Rightarrow t = 2,14 \text{ s.}$$

***Tiempo de transferencia: 2,14 segundos***

2) Transferencia de oxígeno.

Una vez se ha determinado el tiempo medio de residencia de las burbujas en el seno del licor mezcla, se calculará la cantidad de oxígeno que se difunde hacia el líquido a través de las paredes de la burbuja. Para ello se empleará la teoría de la capa interfásica (Figura IV.2).



**Figura IV.2. Transferencia de oxígeno a través de la capa interfásica.**

2.1) Flujo difusivo másico.

La transferencia de oxígeno en el licor mezcla, puede estimarse a través del flujo difusivo másico<sup>(29)</sup>:

$$\text{Ecuación 13: } J_O = -D_{OL} c \frac{dx_O}{dr}$$

$J_O$  ≡ Flujo difusivo másico (mol/cm<sup>2</sup>·s).

$D_{OL}$  ≡ Coeficiente de difusividad del oxígeno en el licor mezcla (cm<sup>2</sup>/s).

$c$  ≡ Concentración de oxígeno en el licor mezcla (mol/cm<sup>3</sup>).

$x_O$  ≡ Fracción másica de oxígeno.

$r$  ≡ Distancia al centro de la burbuja (cm).

Para el cálculo del flujo másico, se empleará la teoría de difusión a través de la película de transferencia, dicha teoría<sup>(30)</sup> establece un modelo matemático suponiendo la existencia de una película de transferencia en la que el oxígeno se difunde desde la interfase aire-licor mezcla hasta el seno del licor mezcla. El modelo conlleva el cálculo de un coeficiente de transferencia:

$$\text{Ecuación 14: } J_A = k_C (c_{Ai} - c_A)$$

$$\text{Correlación 3: } k_C = 1,13 \sqrt{\frac{D_{AL}}{t}} \quad (\text{Correlación de Higbie})$$

$$\text{Correlación 4: } D_{AL} = \frac{7,4 \cdot 10^{-8} (\Phi_L M_L)^{0,5} T}{\mu_L V_A^{0,6}} \quad (\text{Correlación de Wilke y Chang})$$

$k_C$  ≡ Coeficiente de transferencia (cm/s).

$c_{oi}$  ≡ Concentración de oxígeno en la interfase (mol/cm<sup>3</sup>).

$c_O$  ≡ Concentración de oxígeno en el licor mezcla (mol/cm<sup>3</sup>).

$t$  ≡ Tiempo de transferencia (s).

$\Phi_L$  ≡ Factor de asociación del disolvente (2,6 para el agua).

$M_L$  ≡ Masa molar del disolvente (g/mol).

$T$  ≡ Temperatura del licor (K).

$V_O$  ≡ Volumen molar del oxígeno en el punto de ebullición normal (cm<sup>3</sup>/mol).

$\mu_L$  ≡ Viscosidad dinámica del líquido (cP).

En primer lugar se calcula el coeficiente de difusividad a partir de la correlación de Wilke y Chang:

$$\Phi_L = 2,6; M_L = 18 \text{ g/mol}; T = 298 \text{ K}; \mu_L = 1 \text{ cP}; V_O = 29,9 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

$$\Rightarrow \boxed{D_{OL} = 1,96 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}}$$

A partir del tiempo de residencia de la burbuja y el coeficiente de difusividad se obtiene el coeficiente de transferencia mediante la correlación de Higbie:

$$t = 2,14 \text{ s}; D_{OL} = 1,96 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$\Rightarrow \boxed{k_C = 6 \cdot 10^{-3} \text{ cm/s}}$$

Por último, sustituyendo los valores anteriores en la ecuación 14:

$$C_{O_i} \equiv (C_{sw} = 7,96 \text{ mg/l}) = 0,27 \cdot 10^{-3} \text{ mol/L}; c_A \equiv (C_e = 2 \text{ mg/l}) = 0,07 \cdot 10^{-3} \text{ mol/L} \Rightarrow$$

$$\boxed{J_O = 1,2 \cdot 10^{-9} \text{ mol/cm}^2 \cdot \text{s}}$$

2.2) Oxígeno transferido por una burbuja.

**Ecuación 15:**  $O_{\text{transferido}} = S_B t J_A = 4\pi d_B^2 t J_A$

$$\boxed{O_{\text{transferido}} = 4,7 \cdot 10^{-9} \text{ mol O}_2/\text{burbuja}}$$

2.3) Eficiencia de transferencia.

La eficiencia de transferencia será la relación entre el oxígeno aportado a través de los difusores y el oxígeno transferido al licor mezcla:

**Ecuación 16:**  $\eta_t = \frac{O_{\text{transferido}}}{O_{\text{burbuja}}}$

**Ecuación 17:**  $O_{\text{burbuja}} = \frac{V_B \rho_a}{M_a} = \frac{\pi d_B^3 \rho_a}{6 M_a} \times 0,21$

$$\boxed{O_{\text{burbuja}} = 2,4 \cdot 10^{-7} \text{ mol O}_2/\text{burbuja}}$$

Por lo tanto sustituyendo en la ecuación 16, resulta una eficiencia de transferencia de:

$$\boxed{\eta_t \sim 2\%}$$

Si se compara este dato con las eficiencias con las que se trabaja en las plantas reales, y para las que son válidos los cálculos de oxígeno necesario efectuados en el capítulo anterior, se observa como frente al 2% de eficiencia estimada en un reactor de las características de la planta piloto las plantas que operan con difusores plásticos tienen eficiencias<sup>(3)</sup> del orden del 13%, por lo tanto, es necesario inyectar una mayor cantidad de aire al licor mezcla para obtener la misma cantidad de oxígeno transferido.

De las conclusiones y resultados obtenidos del estudio anterior, parece necesario aplicar un factor de corrección a las necesidades de oxígeno calculadas en el apartado anterior. Dicho factor de corrección debe estar relacionado con la diferencia de las eficiencias de transferencia de oxígeno, por lo tanto se toma un valor de 6 para dicho factor, pues ese es el valor aproximado de la relación entre ambas.

Una vez aplicado el factor de corrección se obtiene un rango final de:

$$\boxed{O_r \equiv 0,234-10,362 \text{ kg O}_2/\text{d}}$$

Por último, la validez del rango de oxígeno anterior debe comprobarse mediante la determinación del volumen que ocupa el aire dentro del reactor, dado que una cantidad relativa de aire elevada en el reactor podría falsear los resultados obtenidos en un ensayo concreto.

La comprobación de este hecho se realizará a través de una serie de datos que serán obtenidos posteriormente en el diseño del sistema de difusión.

Como se verá posteriormente, el sistema difusor se compone de una serie de difusores situados cada 5 cm, el caudal de aire máximo calculado para un difusor es de 182 L/d. Por lo tanto se realizará la estimación del volumen de aire en condiciones de máximo caudal:

- 1) El tiempo de residencia de las burbujas en el reactor es del orden de 2 segundos, por lo tanto el difusor inyecta en este tiempo una cantidad de 4,5 mL de aire. Esta es la cantidad de aire que habrá en el reactor por cada difusor.
- 2) Los difusores se sitúan cada 5 cm por lo que tienen un volumen de reactor asociado de 4,5 L por difusor.
- 3) Por lo tanto el volumen de aire máximo en el reactor supone un 0,1% del volumen total.

Este dato confirma la validez del rango de oxígeno necesario.

#### **IV.3.3. Tipos de sistemas de inyección de aire.**

Los métodos habituales para airear el agua residual de los reactores biológicos son:

- Agitación mecánica del agua residual para facilitar la disolución en el agua del aire atmosférico.
- Introducción de aire por medio de difusores porosos sumergidos o boquillas.

Existen métodos de depuración basados en la introducción de oxígeno puro, a pesar de la fácil incorporación de este método a la planta piloto, no se tendrá en cuenta este sistema debido a su poca aplicabilidad en las plantas reales por motivos de la elevación de los costes de operación.

Los sistemas de agitación mecánica, también conocidos como sistemas de aireación superficial, basan su efecto en la agitación de unas paletas que arrastran el aire hacia el interior del licor mezcla, forman gotas de licor mezcla y crean olas en el reactor que aumentan la captación de aire.

Aunque los sistemas de aireación superficial son ampliamente utilizados en las depuradoras reales, su peso y tamaño obligarían a realizar un diseño de estos sistemas teniendo en cuenta una serie de factores de escala. Dado que el objetivo de la planta piloto es el estudio del comportamiento de los microorganismos, y no de los diferentes tipos de sistemas de aireación, tampoco se incorporarán a esta planta sistemas de este tipo.

Los sistemas de inyección de aire a través de difusores o boquillas también son ampliamente utilizados en las plantas reales, los difusores se diseñan de tal modo que produzcan burbujas finas, medias o gruesas. Dadas las limitaciones de altura de la planta piloto, se buscarán sistemas que produzcan burbuja fina, de manera que debido a la mayor superficie específica el rendimiento en la transferencia de oxígeno en el licor mezcla sea mayor.

Los sistemas de difusores y boquillas más empleados son los siguientes:

- Difusores de disco.
- Difusores Helixor.
- Difusores tubulares.

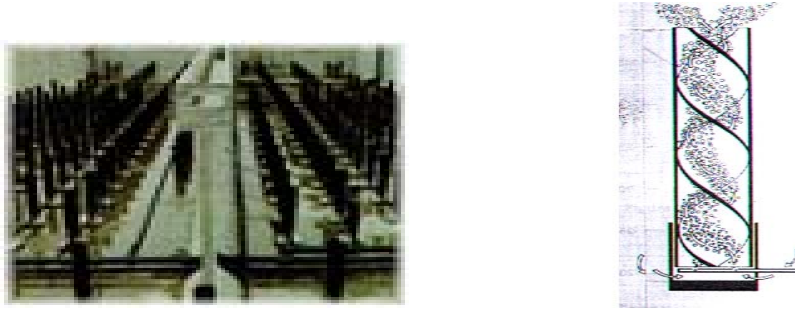
Los difusores de disco se fabrican en distintos tipos de material, si bien los más utilizados corresponden a aquellos que emplean materiales cerámicos. El elemento fundamental de estos dispositivos es un disco poroso que permite el paso de aire y la creación de burbujas.

Los tamaños habituales de estos difusores son del orden de 20 cm de diámetro, dicho tamaño imposibilita su adaptación a la planta piloto que se está diseñando.



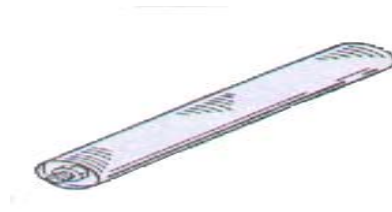
**Figura IV.3. Difusores de disco.**

Los difusores “Helixor” permiten un contacto prolongado entre aire y agua, al mismo tiempo que provocan un flujo turbulento que junto al pequeño tamaño de la burbuja que producen favorecen un mayor intercambio de oxígeno. Sin embargo, el tamaño de dichos difusores ( $\Phi \sim 30$  cm,  $H \sim 1$  m), no hace posible la incorporación de dichos difusores a la planta piloto.



**Figura IV.4. Difusores HELIXOR.**

Los difusores tubulares de burbuja fina, son tubos construidos con granos de óxidos de silicio o aluminio pegados con una pasta de tipo cerámico para formar una masa porosa. También suelen emplearse tubos de acero inoxidable coarrugado cubiertos por un elastómero como Saran, o tubos de teflón perforados.



**Figura IV.5. Tubos de envoltura Saran.**

Las ventajas del empleo de tubos cerámicos o perforados respecto a tubos de elastómero se muestran a continuación:

- Los tubos de elastómero que pueden encontrarse en el mercado actual, tienen entre 12-15 perforaciones/cm<sup>2</sup>, sin embargo, en los tubos cerámicos el número de perforaciones es dos órdenes de magnitud superior. Esta diferencia en la porosidad supone una mayor superficie de contacto entre el aire y el agua.
- Por otra parte, la flexibilidad a la hora de operar con variaciones de caudales de aire en los tubos cerámicos y en los perforados es mayor; debido a que el tamaño de poro no varía en el caso de los cerámicos mientras que en el caso de los elastómeros el tamaño de poro varía en función del caudal, lo que se traduce en una variación del tamaño de la burbuja y por lo tanto en una disminución de la transferencia de oxígeno y en la posibilidad de que se produzca la coalescencia de las burbujas.
- Los tubos de elastómero están contraindicados para su empleo en aguas que contengan grasas vegetales o hidrocarburos.

- La vida útil de los elementos comerciales construidos con elastómero es de 3-4 años, debido a la disminución progresiva de la transferencia de oxígeno que comienza a ser apreciable a partir del primer año de uso. Sin embargo, los elementos cerámicos tienen vidas útiles entre 4 y 5 veces superiores a las de los elastómeros
- Los elementos cerámicos pueden estar expuestos al sol, mientras que los elastómeros se degradan inmediatamente tras su exposición.

Las ventajas del empleo del elastómero frente al empleo de los tubos cerámicos se exponen a continuación:

- Los tubos cerámicos están expuestos a la posibilidad de que se produzca la colmatación durante las paradas o las zonas anóxicas y anaerobias de la planta. Sin embargo, existe una patente española de una válvula de retención anticolmatado que elimina dicha desventaja de los tubos cerámicos.
- La limpieza de los difusores cubiertos de elastómero suele ser más sencilla que la de los tubos cerámicos.

Las características de la planta piloto impiden el empleo de difusores tubulares debido a que los pequeños caudales, en relación con los caudales de las plantas reales, exigirían diámetros de tubo del orden de 3 mm, lo cual dificulta su perforación y diseño.

$$\text{Diámetro de tubo: } Q = v \times \frac{\pi}{4} \phi_t^2 \Rightarrow \phi_t = \sqrt{\frac{4Q}{v\pi}} \Rightarrow \phi_t = 3,2 \text{ mm.}$$

Donde se ha tomado una velocidad de gas de 10 m/s.

Se optará, por lo tanto, por el diseño de un sistema de aireación diferente a los sistemas empleados habitualmente en las plantas reales. Esto no implicará la invalidez de los ensayos siempre que el sistema consiga transferir el oxígeno necesario, al mismo tiempo que consiga producir la turbulencia necesaria.

El sistema se basará en la difusión de aire a través de pequeños tubos que se introducirán por la parte inferior del reactor.

Las dimensiones del difusor se establecerán en función del caudal de aire máximo que debe aportar cada difusor, en condiciones de caudal máximo se establece una velocidad de paso de 20 m/s:

$$Q_d = v \times \frac{\pi}{4} \phi_d^2 \Rightarrow \phi_d = \sqrt{\frac{4Q_d}{v\pi}}$$

$Q_d \equiv$  Caudal de aire en el difusor ( $\text{Nm}^3/\text{s}$ )

$\phi_d \equiv$  Diámetro del difusor(m).

$$6,9 \text{ Nm}^3/\text{d}\cdot\text{canal} \Rightarrow \sim 38 \text{ difusores/canal} \Rightarrow 0,182 \text{ Nm}^3/\text{d}\cdot\text{difusor} \Rightarrow 2,1 \cdot 10^{-6} \text{ Nm}^3/\text{s}\cdot\text{difusor}$$

$$\Rightarrow \phi_d = 0,5 \text{ mm}$$

El diámetro de difusor no es admisible dado que los diámetros mínimos para los tubos plásticos están en el rango de 0,6-0,8 mm. Por lo tanto, debemos imponer un diámetro de poro de **0,8mm** aunque la velocidad de paso del aire a lo largo del mismo sea inferior al rango de 5-20 m/s que suele establecerse en los manuales de circulación de fluidos. En concreto la velocidad de paso será de:

$$v = 4,2 \text{ m/s.}$$

Por lo tanto, el sistema de aireación tendrá las características mostradas a continuación:

***N° de Difusores: 195***  
***Diámetro de difusor: 0,8 mm***  
***Caudal máximo: 182 L/d·difusor***

#### **IV.3.4. Diseño del sistema de difusión.**

Los difusores se introducirán por la parte inferior del recipiente, dada la necesidad de un diámetro de difusor de 0,8 mm, se escogerá un tubo difusor plástico, en concreto un tubo flexible de resina FDA, caracterizado por una baja permeabilidad a los gases y una elevada vida útil.

Los tubos difusores se conectarán en su parte inferior a los colectores de aire. La estimación de las dimensiones de las tuberías del sistema de difusión de aire, se realiza a continuación:

##### **1) Vía general de aire.**

La vía general de aire abastece a todos los difusores del sistema, por lo tanto, el caudal máximo esperado en esta tubería es:

$$195 \text{ difusores} \Rightarrow (182 \text{ L/d} \cdot \text{difusor}) \Rightarrow 4,11 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

Tomando una velocidad máxima de 20 m/s para las condiciones de caudal máximo se obtiene un diámetro de tubería:

$$\phi = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \Rightarrow \phi = 5,11 \text{ mm.}$$

##### **2) Colectores principales.**

Los colectores principales de aire abastecen a la mitad de los difusores del sistema, por lo tanto, el caudal máximo esperado en esta tubería es:

$$98 \text{ difusores} \Rightarrow (182 \text{ L/d} \cdot \text{difusor}) \Rightarrow 2,06 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$



Tomando una velocidad máxima de 20 m/s para las condiciones de caudal máximo se obtiene un diámetro de tubería:

$$\phi = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \Rightarrow \phi = 3,6 \text{ mm.}$$

### 3) Colectores secundarios.

Los colectores secundarios de aire abastecen a los difusores de medio canal, por lo tanto, el caudal máximo esperado en esta tubería es:

$$20 \text{ difusores} \Rightarrow (182 \text{ L/d}\cdot\text{difusor}) \Rightarrow 4,21 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Tomando una velocidad máxima de 20 m/s para las condiciones de caudal máximo se obtiene un diámetro de tubería:

$$\phi = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \Rightarrow \phi = 1,7 \text{ mm.}$$

A partir de dicha estimación se establecen las dimensiones siguientes para las distintas tuberías, de acuerdo con las dimensiones comerciales:

***Vía General*  $\equiv \phi_{int} = 6,4 \text{ mm}$**   
***Colectores principales*  $\equiv \phi_{int} = 4,0 \text{ mm}$**   
***Colectores secundarios*  $\equiv \phi_{int} = 1,6 \text{ mm}$**

Estas tuberías de resina de vinilo transparente, debido a que deben soportar mayores presiones que los tubos difusores.

La vía general de aire llevará el fluido desde el compresor a los colectores principales, la unión a dichos colectores se realizará a través de una T seguida de un reductor de sección, antes de la reducción de sección se situarán dos válvulas de solenoide para controlar la cantidad de aire que se introduce en cada colector principal.

Los colectores principales se unirán a los secundarios mediante el mismo sistema de T y reductor.

Tras la unión entre colectores principales y secundarios se instalará una válvula de solenoide, para controlar el caudal de aire aportado a cada colector. Los colectores secundarios se unirán a los tubos difusores mediante una T seguida de un reductor de sección. A este reductor se conectará un tubo de silicona de 0,8 mm de diámetro interior, que forma parte de una válvula de solenoide.

Por último, se instalará una válvula de solenoide para el control del aire aportado por cada cinco difusores. Este sistema permite un menor gasto en válvulas que si se instala una por cada difusor, en el caso de que sea necesario cortar el paso de aire por alguno de los difusores a los que abastece una válvula, se instalarán unos clips como los mostrados en la

Figura IV.8 que permiten obturar el tubo difusor. La conexión de dicha válvula a los cinco difusores correspondientes, se realiza mediante la instalación de cuatro T y dos codos.



**Figura IV.6. Clips de obstrucción de flujo.**

El tubo difusor se introducirá por los taladros realizados sobre el fondo del recipiente, en la parte superior se situará una junta de goma para evitar las fugas de licor mezcla, tal y como se muestra en el plano 28.

El sistema contiene también un medidor de flujo en cada colector secundario, esta medida del caudal de aire, permitirá el conocimiento del aire aportado a cada canal.

Por último, el sistema de difusión de aire se completa con un compresor que debe cumplir las especificaciones técnicas siguientes:

- Tener la capacidad de dar un flujo máximo superior a 12,5 L/min.
- Operar con presiones de entre 2 y 3 atmósferas.
- No debe contaminar el aire con productos como el aceite, que pudieran interferir en los ensayos.
- Debe contener un filtro que asegure una buena calidad de aire.

El esquema general del sistema de difusión se muestra en el plano 27.

#### **IV.4. Sistemas de mezclado y propulsión.**

El mezclado constante del licor mezcla es una operación fundamental para el buen funcionamiento del reactor biológico. El mezclado es necesario para aumentar la velocidad de asimilación de los sustratos orgánicos en el interior de los flóculos y para mantener a los flóculos en suspensión a lo largo de todo el reactor.

La aireación del licor mezcla cumple parte de esta operación de mezclado, se estima<sup>(1)</sup> que la cantidad de aire, aportada por los sistemas de difusión de aire, necesaria para asegurar un mezclado adecuado es de 20-30 Nm<sup>3</sup>/min por cada 1000m<sup>3</sup> de volumen de reactor.

Las tendencias en el diseño de los reactores biológicos pasan por la separación entre las operaciones de mezclado y puesta en suspensión de los flóculos por un lado, y la aportación de aire por otro. De esta forma, puede optimizarse la aportación de aire al reactor sin tener en cuenta las necesidades de mezclado, que obligan a mantener un caudal mínimo de aire.

El caso concreto de la planta piloto que se está diseñando exige sistemas de mezclado complementarios a los sistemas de difusión de aire, esta exigencia está basada en la posibilidad de operar bajo condiciones en las que no existe aportación de aire (zonas anóxicas y anaerobias).

En algunas plantas reales, se emplean sistemas de agitación sumergida para conseguir un mezclado óptimo. Estos sistemas de agitación se diseñan para que operen a bajo número de revoluciones 20-30 r.p.m., de forma que los flóculos no se rompan por estar sometidos a grandes aceleraciones.

Los sistemas de agitación habituales son los siguientes:

- Turbinas de eje horizontal, que favorecen la circulación lenta del licor mezcla a lo largo del reactor.
- Agitadores de eje vertical, que favorecen la agitación del licor y elevan el fango sedimentado en el fondo del reactor.

#### IV.4.1. Mezclado basado en los sistemas de difusión.

Como ya se ha mencionado, algunos autores estiman que la operación de los sistemas de difusión bajo unas condiciones que aseguren la aportación de 0,02-0,03 L aire/min·L reactor, permite satisfacer las necesidades de mezclado en el reactor biológico. En este apartado se estudiará la posibilidad de emplear los difusores de aireación como único sistema de mezclado en el reactor biológico.

En primer lugar se debe estimar la cantidad específica de aire que aportan los difusores bajo condiciones de aporte máximo y mínimo de oxígeno.

1) Condiciones de operación máximas.

Se calculará la aportación de aire de un difusor:

Caudal de aire aportado por cada difusor:  $2,1 \cdot 10^{-6} \text{ Nm}^3/\text{s} \Rightarrow 1,26 \cdot 10^{-4} \text{ Nm}^3/\text{min}$   
 Volumen asociado al difusor:  $30 \text{ cm} \times 30 \text{ cm} \times 5 \text{ cm} = 4,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$

Factor de mezcla:

$$\frac{1,26 \cdot 10^{-4} \text{ Nm}^3/\text{min}}{4,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ reactor}} = 0,028 \frac{\text{Nm}^3 \text{ aire}}{\text{min} \cdot \text{m}^3 \text{ reactor}} = 28 \frac{\text{Nm}^3 \text{ aire}}{\text{min} \cdot 1000 \text{ m}^3 \text{ reactor}}$$

2) Condiciones de operación mínimas:

Las condiciones de operación mínimas corresponden según lo calculado a un aporte de oxígeno de 0,234 kg O<sub>2</sub>/d en 100 litros de reactor, a continuación se calcula el caudal de aire que aporta un difusor bajo estas condiciones de operación:

$0,234 \text{ kg O}_2/\text{d} \Rightarrow \div 32 \text{ g O}_2/\text{mol O}_2 \Rightarrow 7,31 \text{ mol O}_2/\text{d}$

$7,31 \text{ mol O}_2/\text{d} \Rightarrow \times 100 \text{ mol aire} / 21 \text{ mol O}_2 \Rightarrow 34,82 \text{ mol aire/d}$   
 $34,82 \text{ mol aire/d} \Rightarrow \times 22,4 \text{ L/mol aire} \Rightarrow 780 \text{ L aire/d}$   
 $780 \text{ L aire/d} \Rightarrow (100 \text{ litros de reactor} \equiv 22 \text{ difusores}) \Rightarrow 35,5 \text{ L aire/d} \cdot \text{difusor}$   
 $35,5 \text{ L aire/d} \cdot \text{difusor} \Rightarrow 2,5 \cdot 10^{-5} \text{ Nm}^3/\text{min} \cdot \text{difusor}$

Factor de mezcla:

$$\frac{2,5 \cdot 10^{-5} \text{ Nm}^3/\text{min}}{4,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ reactor}} = 0,006 \frac{\text{Nm}^3 \text{ aire}}{\text{min} \cdot \text{m}^3 \text{ reactor}} = 6 \frac{\text{Nm}^3 \text{ aire}}{\text{min} \cdot 1000 \text{ m}^3 \text{ reactor}}$$

Los cálculos muestran un factor de mezclado de **0,028 L aire/min·L reactor**, para las condiciones de difusión máxima de aire, valor que se encuentra dentro del rango para conseguir un mezclado adecuado. Por otra parte, el valor del factor de mezcla para las condiciones de difusión mínima de oxígeno, **0,006 L aire/min·L reactor**, es insuficiente para conseguir una mezcla óptima.

En este último caso, habrá que tener en cuenta que el sistema de impulsión del licor mezcla unido a la difusión de nitrógeno en las zonas anóxicas y anaerobias, serán suficientes para alcanzar el mezclado deseado.

#### IV.4.2. Sistemas de propulsión.

Dadas las necesidades de impulsión del licor mezcla, deben considerarse las hélices de eje horizontal como un elemento más de mezclado.

Este tipo de dispositivos, se diseñan para favorecer la circulación del licor mezcla a lo largo del reactor y destruir la formación de zonas muertas en el reactor biológico.

Los sistemas empleados habitualmente son turbinas de agitación sumergidas, se diseñan para que operen a una velocidad de 20-30 r.p.m., de manera que a estas velocidades no se vea alterada la estructura de los flóculos. Se establece<sup>(3)</sup> que un propulsor bien diseñado debe aportar al fluido una potencia específica de  $2 \text{ W/m}^3$ .

Dadas las dimensiones de la planta piloto, es necesario realizar un estudio sobre de semejanza entre las turbinas reales y las turbinas con un tamaño apropiado para la planta piloto.

Las turbinas reales suelen tener un diámetro del orden de 1,5 metros, instaladas sobre canales de aproximadamente 3x3 metros de anchura x profundidad. Por lo tanto, la hélice de la planta piloto deberá tener un diámetro aproximado de 15 cm, si se quiere mantener la proporción dimensional.

Se realizará una estimación de las dimensiones de la turbina piloto, a partir del dato de potencia específica obtenido del diseño de plantas reales y de un caso particular de una turbina instalada en una planta real. Para ello, se empleará la relación de semejanza de las máquinas hidráulicas:

$$\text{Relación de semejanza 1: } \frac{P_1}{\rho_1 \omega_1^3 D_1^5} = \frac{P_2}{\rho_2 \omega_2^3 D_2^5}$$

donde,

$P_i$  ≡ Potencia aportada (W).

$\omega_i$  ≡ Velocidad de giro (rad/s).

$\rho_i$  ≡ Densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>).

$D_i$  ≡ Diámetro de hélice (m).

Los valores del caso particular de estudio<sup>(24)</sup> son los siguientes:

$$P_1 = 7000 \text{ W}$$

$$\omega_1 = 2,1 \text{ rad/s.}$$

$$D_1 = 1,5 \text{ m.}$$

Teniendo en cuenta, que se pretende instalar una turbina por canal y que cada canal tiene un volumen de 0,19 m<sup>3</sup>; la potencia que debería tener la turbina de la planta piloto será:

$$2 \text{ W/m}^3; 0,19 \text{ m}^3 \Rightarrow P_2 = 0,38 \text{ W}$$

Si se supone la igualdad de velocidades de giro y densidades, el diámetro de turbina necesario resultante es:

$$D_2 = D_1 \sqrt[5]{\frac{P_2}{P_1}} \Rightarrow D_2 \approx 20 \text{ cm}$$

A falta de realizar un diseño de la geometría de las hélices y unos ensayos posteriores que determinen la potencia aportada al fluido, se puede afirmar que la propulsión del licor mezcla a lo largo de todo el reactor podrá realizarse con una hélice aproximadamente 20 cm de diámetro instalada en cada canal.

Dado que los rendimientos globales de estos elementos están en el entorno del 40%, se necesitarán motores de velocidad variable capaces de dar a la hélice potencias del orden de 1 W.

Por lo tanto, el reactor necesitará cinco turbinas con sus respectivos motores de velocidad variable, que operen en el rango de 20-30 r.p.m.

#### IV.5. Decantador Secundario.

El diseño adecuado del decantador secundario es un parámetro crítico del diseño global de la planta piloto, pues es la zona donde se producen los efectos negativos del fenómeno del esponjamiento filamentoso.

En este apartado se realizará una estimación del rango de volúmenes del decantador, así como de los tiempos de residencia necesarios para las condiciones de operación de la planta piloto.

Para ello se determinará en primer lugar, la velocidad de sedimentación de los flóculos, dicha velocidad depende de la densidad de los flóculos a través del I.V.F., en la bibliografía pueden encontrarse algunas correlaciones del tipo:

**Ecuación 18:**  $v_s = v_0 \times e^{-k \times (SSLM)}$

donde,

$v_s$  ≡ Velocidad de sedimentación (m/h).

$v_0$  ≡ Constante de velocidad función del I.V.F.

$k$  ≡ Función del I.V.F.

**SSLM** ≡ Concentración de sólidos en suspensión ( g SSLM/L).

Las correlaciones de este tipo, se ajustan en función del tipo de flóculo, ya que la estructura y composición del flóculo condiciona el valor del I.V.F., al tratarse de una simple estimación de volumen y altura del decantador, se empleará un caso particular a efectos de cálculo; los valores de los parámetros que se utilizarán en el cálculo se muestran a continuación:

$v_0 = 7,8 \text{ m/h}$

$k = (0,148 + 0,0021 \cdot \text{I.V.F.})$

**I.V.F** ≡ 50-400 mL/g

**SSLM** ≡ 2500-4000 mg/L

SSLM = 4000 mg/L; I.V.F. = 400 mL/g  $\Rightarrow v_{s\text{min}} = 7,77 \text{ m/h}$

SSLM = 2500 mg/L; I.V.F. = 50 mL/g  $\Rightarrow v_{s\text{máx}} = 7,80 \text{ m/h}$

Una vez calculadas las velocidades de sedimentación, se calculará el rango de caudales con los que se alimentará al decantador secundario, en el cálculo de este caudal solamente se tendrán en cuenta los rangos de caudal de agua residual y los de recirculación externa, ya que la recirculación interna se extrae antes del decantador secundario. Dicho caudal, condicionará el volumen de decantador secundario necesario:

***Caudal al decantador ( $Q_d$ ) : 7,5-37,5 L/h (180-900 L/d).***

A continuación se calculará el volumen de decantador y la sección, a partir de los dos parámetros que habitualmente se emplean en el diseño de los decantadores secundarios de las plantas reales, según la Tabla IV.2.:

- Carga hidráulica ( $Q_h$ ).
- Tiempo de residencia ( $t_r$ ).

SSLM	Porcentaje de Recirculación	
	25 %	50 %
500	2,38	2,38
1000	2,38	2,38
1500	2,00	2,00
2000	2,00	2,00
2500	1,95	1,63
3000	1,63	1,36
3500	1,40	1,16

**Tabla IV.2. Cargas de Superficie ( $\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$ ) recomendadas para el diseño de decantadores secundarios <sup>(1)</sup>.**

Dado que los ensayos se realizarán en unas condiciones de contenido de sólidos en suspensión en el licor mezcla de 2500-4000 mg SSLM/L, se establece el siguiente rango de cargas hidráulicas o de superficie:

$$Q_h \equiv 1-2 \text{ m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$$

Al mismo tiempo, habrá que tener en cuenta que los tiempos de residencia habituales en los decantadores secundarios oscilan entre 1 y 2 horas.

A partir de la Ecuación 19 se obtendrá el rango de secciones del decantador de la planta piloto:

$$\text{Ecuación 19: } S = \frac{Q_d}{Q_h}$$

$$Q_d = 7,5 \text{ L/h; } Q_h = 2 \text{ m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2 \Rightarrow S)_{\min} = 37,5 \text{ cm}^2$$

$$Q_d = 37,5 \text{ L/h; } Q_h = 1 \text{ m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2 \Rightarrow S)_{\max} = 375 \text{ cm}^2$$

Dado que el decantador tendrá sección circular, el rango de diámetros será:

$$\text{Ecuación 20: } \phi_d = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} \Rightarrow 7 \text{ cm} < \phi_d < 22 \text{ cm}$$

Los resultados muestran un diámetro mínimo excesivamente bajo, ya que la sedimentación en el reactor podría verse afectada por los efectos de pared. A falta de una sedimentación experimental que arroje conclusiones sobre la validez de operar con estas dimensiones, se supondrá un diámetro de decantador de 25 cm, si bien es necesario decir que en condiciones de caudal mínimo las cargas hidráulicas de ensayo serán inferiores a las habituales.

Por otra parte, las velocidades de sedimentación de los flóculos en la planta piloto, no variarán demasiado respecto a las de las plantas de depuración reales. Esto indica que la

altura del decantador secundario debe ser del orden de 1,5 m; si bien, en su diseño, debe permitirse una pequeña variación de alturas.

En el plano 30 se muestran las distintas partes de las que se compone el decantador.

- Cilindro de decantación, dicho elemento consta de un volumen en el que se produce la sedimentación de los flocos biológicos. En su parte superior, tiene una abertura por la que saldrá el agua depurada. El cilindro se construirá en policarbonato.
- Cono de salida de fangos, este elemento se situará en la parte inferior del cilindro, consta de una junta de goma de apriete que permite modificar la altura de sedimentación. En la parte inferior de esta pieza se realiza un orificio cilíndrico en el que se introduce un casquillo con rosca interior  $\frac{3}{4}$ " NTF(M). En este casquillo se introduce un adaptador para la tubería de recirculación externa y purga. La pieza se construirá en policarbonato.
- Pieza de evacuación, se pega en la abertura del cilindro y tiene una salida cilíndrica en la que se introduce un tubo de plástico. En el orificio se pegará un casquillo de policarbonato con rosca interior  $\frac{1}{8}$ " NTF(M), en este casquillo se enroscará un adaptador a la tubería de evacuación. La pieza se construirá en policarbonato y se pegará al cilindro con un pegamento adecuado.

La alimentación al decantador se realiza mediante una tubería de 12,8 mm de diámetro interior, que se une a la tubería de salida del reactor. Mediante una bomba peristáltica, se eleva el licor mezcla hasta la parte superior del decantador, en este punto se extrae la recirculación interna a través de una válvula de tres vías. Tras la válvula se instala una tubería flexible que se une a un tubo rígido a través del cual se alimenta al decantador. La posición del tubo es variable para poder alimentar al decantador a distintas alturas. El plano 33 muestra el diagrama general de este sistema.

La bomba peristáltica mencionada en el párrafo anterior, debe elevar hasta la parte superior del decantador un caudal de 7,5-52,5 L/h, dicho caudal es la suma de todos los caudales que se introducen en el reactor.

El decantador se completa con la estructura mostrada en el plano 29. En la parte superior de dicha estructura, se sitúan los elementos que permiten modificar la posición de la tubería que alimenta al decantador.

#### **IV.6. Alimentación del agua residual.**

La elección del rango de caudales de aguas residuales, provenientes del tratamiento primario, se realizará entorno a dos criterios básicos:

- En primer lugar, los caudales deben ser lo suficientemente pequeños como para que los volúmenes de reactor necesarios no sean relativamente elevados. Debe tenerse en cuenta, que la planta piloto ha de ser transportable, y por lo tanto se debe limitar el volumen máximo de reactor para poder emplear medios de transporte comunes.



· En segundo lugar, la planta piloto de tratamiento biológico que se está diseñando, forma parte de un proyecto más amplio que incluye otra planta piloto de tratamiento físico-químico.

Dicha planta corresponde al proyecto: “ Diseño de una planta piloto modular para el tratamiento físico-químico de aguas residuales industriales”, diseñada en el Departamento de Ingeniería Química Ambiental de la Escuela Superior de Ingenieros de Sevilla.

La planta piloto de referencia opera con un caudal nominal de 10 L/h.

Por lo tanto, la planta piloto de tratamiento biológico, debe operar con un caudal entorno a 10L/h, para permitir su acoplamiento a la planta piloto de tratamiento físico-químico.

Dada la necesidad de variación de las condiciones de operación durante el estudio de un sistema concreto, y la posibilidad de modificar dichos parámetros de operación mediante la variación del caudal de entrada, se escogerá en principio un rango de caudales de 5-15 L/h. La validez de dicho rango queda confirmada por los volúmenes de reactor indicados en el Apéndice A.

***Caudal de aguas residuales (Q): 5-15 L/h (120-360 L/d).***

#### **IV.6.1. Diseño del sistema de alimentación de agua residual.**

Según se ha expuesto en el capítulo III de este documento, el diseño de la planta debe ser tal que permita la alimentación de agua residual en cualquier punto de la misma.

El abastecimiento de agua residual podrá realizarse desde la corriente de agua residual que va al tratamiento biológico de la planta real sobre la que se esté realizando el estudio, en el caso de llevar la planta piloto una depuradora real; o mediante su almacenamiento en tanques, en el caso de operar con la planta en un laboratorio.

El tamaño de la tubería de alimentación, se calcula a partir de la Ecuación 21 y suponiendo una velocidad de circulación del agua de 1,5 m/s para el caudal máximo:

**Ecuación 21:** 
$$\phi = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \Rightarrow \phi = 1,9 \text{ mm}$$

El sistema de alimentación de agua residual se basa en la instalación de una red de tuberías y válvulas cuyo esquema general se muestra en el plano 31. Dicha red se instala sobre una estructura elevada 15 cm sobre la superficie del recipiente del reactor.

La alimentación en un punto concreto del reactor, se realiza mediante la instalación de una tubería desde el punto de salida de la red deseado, hasta el adaptador instalado en la tapadera del reactor, tal y como se muestra en el plano 32.

El sistema consta de una tubería principal con un diámetro interno de 1,6 mm, que se une a las tuberías de distribución mediante crucetas o T, según el caso. Dichas tuberías tienen

una salida cada 30 cm sobre la que se instalará una válvula manual. Cada una de las tuberías de distribución, tienen una válvula manual en su conexión con la tubería principal.

Al mismo tiempo, el sistema consta de una bomba peristáltica que impulsa el agua residual, empleándose una tubería Norprene<sup>®</sup> con las mismas características que la tubería principal e indicada para su uso en bombas peristálticas.

La elección de una bomba peristáltica se debe a los pequeños caudales empleados en los ensayos, y a que su funcionamiento impide la contaminación del agua residual. El equipo de impulsión se completa con un motor con velocidad de rotación variable, para obtener el caudal deseado.

Por último, el sistema se completa con una rotámetro situado tras la bomba peristáltica, a través del cual se conocerá en cada momento el caudal de entrada al reactor.

#### **IV.7. Recirculación y purga.**

Como ya se ha estudiado en apartados anteriores, los tratamientos biológicos operan habitualmente con recirculaciones. Los tipos de recirculaciones empleados son:

- Recirculación externa ( $Q_r$ ), que es la recirculación más habitual y se emplea para llevar a cabeza del sistema los microorganismos sedimentados en el decantador secundario.
- Recirculación interna ( $Q_{ri}$ ), que suele emplearse para ajustar determinados parámetros de operación como el contenido de nitratos o la carga orgánica del reactor. Dicha recirculación suele extraerse de la corriente enviada al decantador secundario.

Los rangos de operación de las corrientes de recirculación dependen del caudal de aguas residuales introducido en el sistema, y sus valores habituales son:

- $Q_r/Q \equiv 0,5-1,5$ .
- $Q_{ri}/Q \equiv 0,5-1,0$ .

Por lo tanto, simplemente con la sustitución de los caudales de aguas residuales empleados en el proceso, se obtendrán los rangos de los caudales de recirculación siguientes:

***Caudal de recirculación externa ( $Q_r$ ) : 2,5-22,5 L/h (60-540 L/d).***  
***Caudal de recirculación interna ( $Q_{ri}$ ) : 2,5-15,0 L/h (60-360 L/d)***

##### **IV.7.1. Diseño del sistema de recirculación externa.**

Como se ha expresado en el alcance del proyecto, el sistema de recirculación externa debe diseñarse de forma que dicha corriente pueda introducirse en cualquier zona del reactor.

El tamaño de tubería estimado para una velocidad de paso de 1,5 m/s en condiciones de caudal máximo sería:

**Ecuación 21:** 
$$\phi = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \Rightarrow \phi = 2,3 \text{ mm}$$

Sin embargo, este diámetro es en principio inaceptable debido a que los flóculos biológicos pueden tener un tamaño de hasta 1 mm, y en este caso podrían encontrarse modificaciones en la estructura por efectos de rozamiento con las paredes.

Se impondrá por lo tanto, un diámetro de tubería de al menos un orden de magnitud superior al tamaño máximo de los flóculos.

El sistema que se describe a continuación, parte de la salida del decantador.

En primer lugar se une una tubería de 12,8 mm de diámetro interno al orificio de evacuación del decantador, mediante el adaptador de teflón roscado en dicha salida. Esta tubería se lleva a la bomba peristáltica que impulsará dicha corriente hacia el sistema de alimentación. Antes de la bomba, se instalará una válvula de tres vías donde se extraerá la purga de fangos.

El sistema de alimentación de recirculación externa se basa en la instalación de una red de tuberías y válvulas cuyo esquema general se muestra en el plano 34. Dicha red se instala sobre una estructura elevada 15 cm sobre la superficie del recipiente del reactor.

La alimentación en un punto concreto del reactor, se realiza mediante la instalación de una tubería desde el punto de salida de la red deseado, hasta la T instalada en la tapadera del reactor, tal y como se muestra en el plano 36.

El sistema consta de una tubería principal con un diámetro interno de 12,8, que se une a las tuberías de distribución mediante crucetas o T, según el caso. Dichas tuberías tienen una salida cada 30 cm sobre la que se instalará una válvula manual. Cada una de las tuberías de distribución, tienen una válvula manual en su conexión con la tubería principal.

Al mismo tiempo, el sistema consta de una bomba peristáltica que impulsa el agua residual, se emplea una tubería Norprene<sup>®</sup> con las mismas características que la tubería principal e indicada para su uso en bombas peristálticas.

La elección de una bomba peristáltica se debe a los pequeños caudales empleados en los ensayos, y a que su funcionamiento impide la contaminación del agua residual. El equipo de impulsión se completa con un sistema de variación de la velocidad de rotación de la bomba, para obtener el caudal deseado.

Por último, el sistema se completa con una rotámetro situado tras la bomba peristáltica, a través del cual se conocerá en cada momento el caudal de entrada al reactor.

#### IV.7.2. Diseño del sistema de recirculación interna.

El sistema de recirculación interna, debe contemplar del mismo modo la posibilidad de introducirla en cualquier punto del reactor.

El tamaño de tubería estimado para una velocidad de paso de 1,5 m/s en condiciones de caudal máximo sería:

**Ecuación 21:** 
$$\phi = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \Rightarrow \phi = 1,9 \text{ mm}$$

Por los mismos motivos expuestos en el sistema de recirculación externa, este diámetro es inadmisibles, y por lo tanto se tomará un diámetro de tubería igual al sistema mencionado.

El sistema se inicia en la válvula de dos vías que alimenta al decantador secundario, y su descripción es la siguiente.

El sistema de alimentación de recirculación interna se basa en la instalación de una red de tuberías y válvulas cuyo esquema general se muestra en el plano 35. Dicha red se instala sobre una estructura elevada 30 cm sobre la superficie del recipiente del reactor.

La alimentación en un punto concreto del reactor, se realiza mediante la instalación de una tubería desde el punto de salida de la red deseado, hasta la T instalada en la tapadera del reactor, tal y como se muestra en el plano 36.

El sistema consta de una tubería principal con un diámetro interno de 12,8 mm, que se une a las tuberías de distribución mediante crucetas o T, según el caso. Dichas tuberías tienen una salida cada 30 cm sobre la que se instalará una válvula manual. Cada una de las tuberías de distribución, tienen una válvula manual en su conexión con la tubería principal.

En este caso no es necesario incorporar una bomba peristáltica para la impulsión de la corriente de recirculación por el sistema, dado que se aprovecha la bomba de alimentación del decantador secundario.

Por último, el sistema se completa con una rotámetro situado tras la bomba peristáltica, a través del cual se conocerá en cada momento el caudal de entrada al reactor.

#### IV.7.3. Caudal de purga.

Como ya se vio en capítulos anteriores, tras el decantador secundario se realiza una purga del fango activo; dicha purga tiene la finalidad de mantener la edad de fango bajo las condiciones deseadas, al mismo tiempo que se controlan otros parámetros como la concentración de sólidos en suspensión en el reactor, la carga másica o el lecho de fango en el decantador.

Para calcular el rango de caudales de purga que se va a utilizar en nuestra planta piloto, se emplea la edad de fango como parámetro fundamental de determinación, y se basará el cálculo<sup>(1)</sup> en la determinación del fango que se produce diariamente. En la estimación del caudal de purga, se emplearán los parámetros y ecuaciones siguientes:

**Ecuación 22:**  $P_x = Y_{obs} \times Q \times (S_0 - S) \times (10^3 \text{ g/kg})^{-1}$

**Ecuación 23:**  $Y_{obs} = \frac{Y}{(1 + k_d \times \theta_c)}$

**Ecuación 24:**  $P_x = Q_p \times X_r \times (10^3 \text{ g/kg})^{-1}$

donde,

$P_x$   $\equiv$  Peso neto de fango en exceso producido diariamente ( kg SSLM/d).

$Y_{obs}$   $\equiv$  Producción observada (g/g).

$Q$   $\equiv$  Caudales internos (L/d).

$Q_p$   $\equiv$  Caudal de purga (L/d).

$S_0$   $\equiv$  Contenido en materia orgánica a la entrada (g DBO<sub>5</sub>/L).

$S$   $\equiv$  Contenido en materia orgánica a la salida (g DBO<sub>5</sub>/L).

$k_d$   $\equiv$  Constante de respiración endógena (mg/mg·d).

$Y$   $\equiv$  Factor de crecimiento (mg/mg).

$\theta_c$   $\equiv$  Edad de fango (días).

$X$   $\equiv$  Concentración de sólidos en suspensión en el tanque (mg SSLM/L).

$X_r$   $\equiv$  Concentración de sólidos en suspensión en la recirculación (mg SSLM/L).

A continuación, se estimarán los caudales de purga de fangos, para ello se tomarán los siguientes valores de los parámetros en el cálculo:

- $X$   $\equiv$  2500-4000 mg SSLM/L.
- $X_r$   $\equiv$  8000-12000 mg SSLM/L.
- $\theta_c$   $\equiv$  6-15 días.
- $Q$   $\equiv$  180-1260 L/d.
- $S_0$   $\equiv$  300-800 mg DBO<sub>5</sub>/L.
- $E$   $\equiv$  85-95%
- $k_d$   $\equiv$  0,04-0,06 mg/mg·d.
- $Y$   $\equiv$  0,4-0,7 mg/mg.

· En primer lugar se estima la producción de fangos observada ( $Y_{obs}$ ) mediante la segunda ecuación. Esta ecuación utiliza tres parámetros: la  $Y$  (factor de crecimiento) representa la cantidad específica de fangos que se produce por la actividad de los microorganismos, dicha producción es corregida mediante  $k_d$  (constante de respiración endógena) que representa la eliminación de fangos por respiración endógena, dicha eliminación de fangos es proporcional a  $\theta_c$  (edad de fangos).

El rango estimado para la variable  $Y_{obs}$  se obtiene mediante la sustitución en la ecuación, de aquellos valores de estos parámetros que la maximizan o minimizan.

$$Y = 0,7 \text{ mg/mg}; k_d = 0,04 \text{ mg/mg}\cdot\text{d}; \theta_c = 6 \text{ días} \Rightarrow Y_{obs})_{\text{máx}} = 0,56 \text{ g/g}$$

$$Y = 0,4 \text{ mg/mg}; k_d = 0,06 \text{ mg/mg}\cdot\text{d}; \theta_c = 15 \text{ días} \Rightarrow Y_{\text{obs})\text{mín}} = 0,21 \text{ g/g}$$

· A continuación se calcula la producción diaria de fangos ( $P_x$ ) mediante la ecuación 22. En la determinación de dicha variable son necesarios los valores del contenido de materia orgánica a la salida, para su cálculo se ha empleado el concepto de eficiencia de eliminación de DBO ( $E$ ), cuyos valores habituales en las plantas reales son del 85-95% y cuya expresión es:

$$\begin{aligned} P_x)_{\text{máx}} &= 201,1 \text{ g/d} \\ P_x)_{\text{mín}} &= 25,7 \text{ g/d} \end{aligned}$$

· Una vez conocido el rango de producción diaria de fangos, se calcula el caudal de purga según la Ecuación 24, mediante el conocimiento de la concentración de sólidos de la purga, que es la misma que la concentración en la recirculación externa del fango.

De los cálculos se obtiene el rango siguiente para los caudales de purga:

<b><i>Caudal de purga (<math>Q_p</math>) : 3,2– 16,8 L/d</i></b>
--

La purga se extraerá de la corriente de recirculación externa, a través de la válvula previa a la bomba peristáltica que impulsa dicha corriente al reactor, tal y como se muestra en el plano 36.

#### **IV.8. Sistemas de adición de aditivos químicos.**

$$E = \frac{(S_0 - S)}{S_0} \times 100$$

Como se expuso en el capítulo 2, una de las prácticas habituales para la solución de problemas puntuales de esponjamiento filamentoso es la adición de determinados agentes químicos.

En el caso de la planta piloto, se tendrá en cuenta la adición de hipoclorito sódico en la corriente de recirculación externa del sistema. Aunque este punto puede emplearse para la adición de otros aditivos, se dimensionará en función de las necesidades que genera el hipoclorito sódico.

Según la bibliografía<sup>(26)</sup> consultada, el hipoclorito sódico se añade en cantidades de 5-10 kg  $\text{Cl}_2/\text{t}$  SSLM. Por lo tanto, las cantidades diarias de hipoclorito sódico a añadir en un ensayo de la planta piloto, estarán en el rango:

**Ecuación 25:**  $Q_{\text{SSLM}} = Q_r \cdot [\text{SSLM}]$

donde,

$Q_{SSLM}$   $\equiv$  Caudal de sólidos en suspensión (g/h).

$Q_r$   $\equiv$  Caudal de recirculación externa (L/h).

$[SSLM]$   $\equiv$  Concentración de sólidos en suspensión en la recirculación externa (g/L).

$[SSLM]= 8 \text{ g/L}; Q_r = 2,5 \text{ L/h} \Rightarrow Q_{SSLM} = 20 \text{ g/h} \Rightarrow Q_{Cl_2} = 0,1 \text{ mg/h}$

$[SSLM]= 12 \text{ g/L}; Q_r = 22,5 \text{ L/h} \Rightarrow Q_{SSLM} = 270 \text{ g/h} \Rightarrow Q_{Cl_2} = 2,7 \text{ mg/h}$

El hipoclorito sódico empleado en las plantas de depuración biológica, se presenta en forma de disolución acuosa con concentraciones del orden de 145 g  $Cl_2$  activo/L. Por lo tanto, el rango de caudales de inyección será:

***Caudal de inyección de hipoclorito  $\equiv 0,7-18,7 \text{ mL/h}$***

La inyección de hipoclorito se realizará mediante una bomba dosificadora capaz de operar a distintas revoluciones por minuto, la corriente de salida de dicha bomba se introducirá en la recirculación externa a través de una T.

El esquema general se muestra en el plano 33.

#### **IV.9. Inyección de nitrógeno.**

Como ya se ha visto a lo largo de este capítulo, la obtención de etapas anóxicas y anaerobias se basa en impedir el contacto del oxígeno atmosférico con el licor mezcla. Para ello se han diseñado una serie de elementos (tapadera, bafles,...), que consiguen parcialmente este objetivo.

El sistema de estanqueidad al aire atmosférico, se completa con una inyección de nitrógeno, de forma que dicho gas ocupará la cámara existente entre la superficie del licor mezcla y la tapadera. La presión de nitrógeno en dicha cámara deberá ser ligeramente superior a la atmosférica para impedir así la entrada de aire, aunque esta presión debe limitarse ya que una presión muy elevada provocaría un descenso del nivel de licor mezcla en estos tipos de ambiente.

Además del sellado de estas etapas a la entrada de aire atmosférico, el nitrógeno cumple otra función en el caso de ser inyectado por la parte inferior del reactor. Dicha función es el arrastre del oxígeno disuelto que contiene el licor mezcla a la entrada de la etapa anóxica o anaerobia.

Debe tenerse en cuenta que a la entrada del volumen en el que se pretende generar un ambiente anóxico o anaerobio, el licor mezcla contiene una cantidad de oxígeno disuelto suficiente para que las funciones biológicas en estas etapas se ralenticen. De manera que hasta que dicho oxígeno no se consume, no comienza la etapa anóxica o anaerobia. La inyección de nitrógeno y en consecuencia, el arrastre de oxígeno disuelto permiten alcanzar antes dichas etapas.

Una vez se han expuesto cuales son los objetivos de la inyección de nitrógeno, se procede al diseño del sistema de inyección.

En primer lugar se estimará el caudal de nitrógeno que debe inyectarse. A falta de realizar un estudio sobre la posible saturación del licor mezcla con el nitrógeno inyectado, se supondrá un caudal de nitrógeno igual al necesario para establecer un factor de mezclado óptimo. Como se vio en apartados anteriores el factor de mezclado relacionado con la inyección de gases en el reactor debe ser 0,02-0,03 L gas/min·L; por lo tanto, teniendo en cuenta que un difusor tiene un volumen de reactor asociado de 4,5L:

$$0,02 \text{ L N}_2/\text{min}\cdot\text{L}; 4,5 \text{ L} \Rightarrow Q_{\text{N}_2} = 0,09 \text{ L N}_2/\text{min} \Rightarrow Q_{\text{N}_2} = 9 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{min}$$

Una vez establecido el caudal de nitrógeno, se debe estudiar la posibilidad de que el nitrógeno sature el licor mezcla. Si se produce la saturación del licor mezcla, la solución no sería válida, ya que debe tenerse en cuenta que en los ambientes anóxicos las bacterias oxidan la materia orgánica utilizando nitratos y nitritos, y como consecuencia se libera  $\text{N}_2$ . Si el licor mezcla se saturara de nitrógeno esta liberación de  $\text{N}_2$  que realizan las bacterias se realizaría con dificultad y no se conseguiría un ambiente selector adecuado.

Se considerarán dos vías por las que el nitrógeno se difundirá al licor mezcla:

- Por la difusión directa desde las burbujas de nitrógeno.
- Por la difusión desde el volumen de nitrógeno encerrado entre la tapadera y el licor mezcla.
- Difusión desde las burbujas.

En este cálculo se empleará el mismo método que se utilizó en la determinación de la eficiencia de transferencia del oxígeno<sup>(28)</sup>:

$$\text{Factor de mezcla: } 20 \frac{\text{m}^3 \text{N}_2}{\text{min} \cdot 1000 \text{m}^3 \text{ reactor}}$$

$$\text{Caudal de N}_2: Q_{\text{N}_2} = 9 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{min} \Rightarrow Q_{\text{N}_2} = 1,5 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$$

1) Tiempo de transferencia.

1.1) Tamaño de burbuja.

$$\text{Correlación 1: } d_B = 1,11 \frac{Q^{2/5}}{g^{1/5}} \text{ (Correlación de Davidson y Schuler)}$$

donde,

$d_B$  ≡ Diámetro de burbuja (m).

$Q$  ≡ Caudal de aire por poro ( $\text{m}^3/\text{s}$ ).

$g$  ≡ Constante gravitatoria ( $\text{m}/\text{s}^2$ )

$$Q_{\text{N}_2} = 1,5 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s} \Rightarrow \boxed{d_{B0} = 3,3 \text{ mm}}$$



## 1.2) Velocidad de ascensión:

La velocidad de ascensión depende del diámetro de burbuja según las expresiones<sup>(28)</sup>:

**Correlación 2:**  $U_{B0} = \left(\frac{g \rho_L}{18 \mu_L}\right) d_{B0}^2$  para  $Re_B < 1$  (Relación de Stokes)

$$U_{B0} = \left(\frac{2\sigma}{\rho_L d_{B0}} - \frac{g d_{B0}}{2}\right)^{0,5} \text{ para } Re_B \gg 1 \text{ (Relación de Mendelson)}$$

$U_{B0}$   $\equiv$  Velocidad inicial de la burbuja (m/s)

$\rho_L$   $\equiv$  Densidad del líquido (kg/m<sup>3</sup>).

$\mu_L$   $\equiv$  Viscosidad dinámica del líquido (kg/m·s).

$d_{B0}$   $\equiv$  Diámetro inicial de burbuja (m).

$\sigma$   $\equiv$  Tensión superficial del aire (N/m).

$Re_B$   $\equiv$  Número de Reynolds asociado a la burbuja.

Se supone  $Re_B \gg 1$  y una tensión superficial del nitrógeno igual a la del aire:

$$\sigma = 72 \cdot 10^{-3} \text{ N/m}; \rho_L = 1000 \text{ kg/m}^3 \Rightarrow \boxed{U_{B0} = 0,17 \text{ m/s}}$$

$$Re_B = \frac{\rho_L U_B d_B}{\mu_L} \Rightarrow Re_B = 556 \Rightarrow \text{El empleo de la relación de Mendelson es correcto.}$$

## 1.3) Tiempo.

Tomando como velocidad a lo largo del movimiento  $v = U_{B0}$ , se obtiene:

$$t = \frac{h}{v} \Rightarrow t = 1,76 \text{ s.}$$

## 2) Transferencia de nitrógeno.

## 2.1) Flujo difusivo másico.

La transferencia de nitrógeno en el licor mezcla, puede estimarse a través del flujo difusivo másico<sup>(29)</sup>:

**Ecuación 26:**  $J_N = -D_{NL} c \frac{d x_N}{dr}$

$J_N$   $\equiv$  Flujo difusivo másico (mol/cm<sup>2</sup>·s).

$D_{NL}$   $\equiv$  Coeficiente de difusividad del nitrógeno en el licor mezcla (cm<sup>2</sup>/s).

$c$   $\equiv$  Concentración de nitrógeno en el licor mezcla (mol/cm<sup>3</sup>)

$x_N$   $\equiv$  Fracción másica de nitrógeno.

$r$   $\equiv$  Distancia al centro de la burbuja (cm)

**Ecuación 27:**  $J_N = k_C (c_{Ni} - c_N)$

**Correlación 5:**  $k_C = 1,13 \sqrt{\frac{D_{NL}}{t}}$  (Correlación de Higbie)

**Correlación 6:**  $D_{NL} = \frac{7,4 \cdot 10^{-8} (\Phi_L M_L)^{0,5} T}{\mu_L V_N^{0,6}}$  (Correlación de Wilke y Chang)

$k_C$   $\equiv$  Coeficiente de transferencia (cm/s).

$c_{Ni}$   $\equiv$  Concentración de nitrógeno en la interfase (mol/cm<sup>3</sup>).

$c_N$   $\equiv$  Concentración de nitrógeno en el licor mezcla (mol/cm<sup>3</sup>).

$t$   $\equiv$  Tiempo de transferencia (s).

$\Phi_L$   $\equiv$  Factor de asociación del disolvente (2,6 para el agua).

$M_L$   $\equiv$  Masa molar del disolvente (g/mol).

$T$   $\equiv$  Temperatura del licor (K).

$V_N$   $\equiv$  Volumen molar del nitrógeno en el punto de ebullición normal (cm<sup>3</sup>/mol)

$\mu_L$   $\equiv$  Viscosidad dinámica del líquido (cP).

En primer lugar se calcula el coeficiente de difusividad a partir de la correlación de Wilke y Chang:

$$\Phi_L = 2,6; M_L = 18 \text{ g/mol}; T = 298 \text{ K}; \mu_L = 1 \text{ cP}; V_N = 31,2 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

$$\Rightarrow \boxed{D_{NL} = 1,91 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}}$$

A partir del tiempo de residencia de la burbuja y el coeficiente de difusividad se obtiene el coeficiente de transferencia mediante la correlación de Higbie:

$$t = 1,76 \text{ s}; D_{NL} = 1,91 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s} \Rightarrow \boxed{k_C = 3,7 \cdot 10^{-3} \text{ cm/s}}$$

La concentración de la interfase corresponde a la concentración de saturación del nitrógeno, que es del orden de 7,3 mg/L, por otra parte, si se supone una concentración de 3 mg/L en el licor mezcla, resulta:

$$C_{Ni} \equiv (C_{sw} = 7,3 \text{ mg/L}) = 2,6 \cdot 10^{-4} \text{ mol/L}; C_N = 1,1 \cdot 10^{-4} \text{ mol/L}$$

$$\boxed{J_N = 5,6 \cdot 10^{-10} \text{ mol/cm}^2 \cdot \text{s}}$$

2.2) Nitrógeno transferido por una burbuja.

**Ecuación 28:**  $N_{\text{transferido}} = S_B t J_N = 4\pi d_B^2 t J_N$

$$\boxed{N_{\text{transferido}} = 1,3 \cdot 10^{-9} \text{ mol N}_2/\text{burbuja}}$$

2.3) Eficiencia de transferencia.

La eficiencia de transferencia será la relación entre el nitrógeno aportado a través de los difusores y el nitrógeno transferido al licor mezcla:

$$\text{Ecuación 29: } \eta_t = \frac{N_{\text{transferido}}}{N_{\text{burbuja}}}$$

$$\text{Ecuación 30: } N_{\text{burbuja}} = \frac{V_B \rho_{N_2}}{M_{N_2}} = \frac{\pi d_B^3 \rho_{N_2}}{6 M_{N_2}}$$

Se supone una densidad del nitrógeno de  $1,13 \text{ kg/m}^3$  (1 atm,  $30^\circ\text{C}$ ):

$$N_{\text{burbuja}} = 7,6 \cdot 10^{-7} \text{ mol N}_2/\text{burbuja}$$

Por lo tanto sustituyendo en la ecuación 29, resulta una eficiencia de transferencia de:

$$\eta_t \sim 0,17\%$$

Para completar el estudio se supone un selector anóxico con unas condiciones de operación medias:

$$t_r = 1 \text{ h}; V = 50 \text{ L}$$

$\Rightarrow$  N° de difusores:  $\sim 11$

$\Rightarrow$  Caudal de nitrógeno:  $1,5 \cdot 10^{-6} \times 11 = 1,65 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

$\Rightarrow$  Nitrógeno transferido (0,17%) =  $2,8 \cdot 10^{-8} \text{ m}^3/\text{s} \Rightarrow 3,17 \cdot 10^{-5} \text{ g/s}$ .

$\Rightarrow$  Total Nitrógeno transferido:  $3,17 \cdot 10^{-5} \text{ g/s} (\times 3600 \text{ s/h}) = 0,11 \text{ g N}_2/50 \text{ litros de reactor}$

$$\Rightarrow \boxed{2,3 \text{ mg N}_2/\text{L}}$$

Se observa como la cantidad de nitrógeno transferido no alcanza a saturar el licor mezcla.

· Difusión desde la cámara de nitrógeno.

El cálculo del nitrógeno transferido desde la cámara, se realizará también a través del cálculo del flujo difusivo, y se considerarán las mismas condiciones de operación para el selector anóxico que en el caso anterior:

De la correlación 5 se obtiene:

$$t_r = 3600 \text{ s}; D_{NL} = 1,91 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s} \Rightarrow \boxed{k_c = 8,23 \cdot 10^{-5} \text{ cm/s}}$$

La concentración de la interfase corresponde a la concentración de saturación del nitrógeno, que es del orden de  $7,3 \text{ mg/L}$ , por otra parte, si se supone una concentración de  $3 \text{ mg/L}$  en el licor mezcla, resulta:

$$C_{Ni} \equiv (C_{sw} = 7,3 \text{ mg/L}) = 2,6 \cdot 10^{-4} \text{ mol/L}; C_N = 1,1 \cdot 10^{-4} \text{ mol/L}$$

De la ecuación 27 se obtiene:

$$J_N = 1,2 \cdot 10^{-11} \text{ mol/cm}^2 \cdot \text{s}$$

El nitrógeno total transferido se obtiene de la Ecuación 28:

$$\text{Ecuación 31: } N_{\text{transferido}} = S \cdot t_r \cdot J_N$$

Siendo S la superficie de contacto entre la cámara de nitrógeno y el licor mezcla, que en el en este caso es  $1100 \text{ cm}^2$ .

Por lo tanto:

$$N_2 \text{ transferido} = 1,3 \text{ mg N}_2/\text{L}$$

Cantidad que sumada a la anterior no alcanza a saturar el licor mezcla.

Por lo tanto, en lo que a la posibilidad de saturar el licor mezcla con nitrógeno se refiere, el sistema de inyección de nitrógeno y el caudal de inyección establecido es válido.

#### IV.9.1. Diseño del sistema de inyección de nitrógeno.

En el apartado anterior se han establecido los criterios básicos de diseño del sistema de inyección de nitrógeno.

Por una parte se ha determinado el caudal de nitrógeno que se aportará al reactor, y por otra se ha establecido que dicha aportación se realizará a través de difusores situados en el fondo del reactor. Esto indica que el nitrógeno debe inyectarse a través de tubos con las mismas dimensiones que la de los difusores de aire, ya que el modo de operar será extraer los tubos de aire e introducir los difusores de nitrógeno correspondientes.

Teniendo en cuenta que los tiempos de residencia del licor mezcla en las zonas anóxicas y anaerobias se establecen en el rango de 20 a 50 minutos, el número máximo de difusores en un selector será 10. Por otra parte, dado que en el capítulo 3 se estableció que el número máximo de selectores en serie serán 5, el sistema de inyección de nitrógeno será como se describe a continuación.

En primer lugar, se partirá de una bombona de nitrógeno con una presión de aproximadamente 20 bar, por lo que será necesario un manorreductor que limite la presión de salida a 2 atm aproximadamente.

A partir del manorreductor, se instalará una tubería que se dimensionará a partir del caudal máximo de nitrógeno:

$$Q_{\text{máx}} = 1,5 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{difusor} \cdot \text{s} \times 50 \text{ difusores} = 7,5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Suponiendo una velocidad de paso de 10 m/s resulta una sección de tubería:

$$\phi = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \Rightarrow \phi = 3,1 \text{ mm}$$

Esta tubería se conectará a cinco tuberías, una por cada selector, que deben tener una longitud suficiente para alcanzar cualquier parte del reactor. El diámetro de tubería debe ser:

$$Q_{\text{máx}} = 1,5 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{difusor} \cdot \text{s} \times 10 \text{ difusores} = 1,5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Suponiendo una velocidad de paso de 10 m/s resulta una sección de tubería:

$$\phi = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \Rightarrow \phi = 1,4 \text{ mm}$$

Por último esta tubería alimentará a un mínimo de diez difusores, que tienen las mismas características que los difusores de aire.

A partir de los diámetros de tubería estimados, se escogen las dimensiones de tubo siguientes:

- Tubería general:  $\phi_{\text{int}} = 3,2 \text{ mm}$   $\phi_{\text{ext}} = 6,4 \text{ mm}$
- Tuberías de distribución:  $\phi_{\text{int}} = 1,6 \text{ mm}$   $\phi_{\text{ext}} = 3,2 \text{ mm}$
- Difusores:  $\phi_{\text{int}} = 0,8 \text{ mm}$   $\phi_{\text{ext}} = 2,4 \text{ mm}$

La conexión de la tubería principal con las de distribución se realizará mediante un adaptador de seis puertos.

A continuación se instalará una válvula manual en cada una de las tuberías de distribución con el objeto de manipular el caudal de entrada a cada selector.

Por último se dispondrá de una T y un adaptador de sección para el paso de las tuberías de distribución a los difusores.

En la tubería general se instalará un caudalímetro para conocer la cantidad total de nitrógeno que se inyecta al reactor.

En el plano 37 se muestra el esquema general del proceso.

#### **IV.10. Sistemas de control y medida.**

Dado el carácter experimental de la planta piloto, la elección de los dispositivos de control y medida resulta ser un parámetro fundamental.

A lo largo del diseño de los distintos sistemas de alimentación de aire y líquidos, se han determinado las especificaciones técnicas necesarias para distintos elementos de medida y control como válvulas y caudalímetros.

En este apartado, se establecerán el resto de los elementos de medida y control necesarios para el buen funcionamiento de la planta y la validez de los ensayos realizados en la misma. Para ello, se realizará un análisis de los sistemas de medida de dos de los parámetros fundamentales del proceso (materia orgánica y consumo de oxígeno) con el

objetivo de evaluar que tipos de sistemas se adaptan mejor a las necesidades de los ensayos que se realizarán en la planta piloto.

#### **IV.10.1. Parámetros de medida.**

El carácter experimental de la planta piloto que se diseña exige el seguimiento de una serie de parámetros importantes para una completa definición de los procesos biológicos y físico-químicos que se producen en los ensayos.

Los parámetros de estudio de la planta piloto se clasifican en dos grandes grupos:

##### **• Medidas ex situ.**

Son aquellos análisis que se realizarán en laboratorios y que necesitan de personal especializado para su ejecución. Este tipo de análisis se realizará periódicamente e incluyen aspectos como:

- Análisis completos de los componentes del agua residual.
- Clasificación de la materia orgánica.
- Análisis microscópicos para la identificación de los microorganismos presentes en el proceso.
- Características sedimentables del fango.

Estas medidas se realizarán a través de una serie de tomas de muestra que deberán cumplir los criterios de calidad establecidos para cada uno de los análisis.

##### **• Medidas in situ.**

Son aquellos análisis que se realizarán en la propia planta piloto, para ello se equipará a la planta de una serie de sistemas y aparatos de medida. Los parámetros a los que se realizará un seguimiento sobre la planta piloto serán:

- Contenido en materia orgánica.
- Oxígeno disuelto.
- Contenido en sólidos en suspensión.
- Variaciones en la concentración de nitratos.
- Tasas de consumo de oxígeno (OUR).
- Contenido en cloro.
- Medidas complementarias: pH y temperatura.

#### **IV.10.2. Medida de la DBO.**

Dada la importancia de este parámetro en el análisis de la eficiencia de un ensayo y en el entendimiento de los procesos biológicos que se producen, es necesario realizar un análisis sobre las distintas opciones a la hora de determinar dicho parámetro.

El método clásico de determinación de la DBO se basa en los estudios realizados por Sierp en 1927. Dichos estudios indican que, en la mayoría de los casos, la degradación de la materia orgánica se completa mediante una incubación durante 5 días a 20°C. El resultado

de dicha incubación se denomina  $DBO_5$  y es tal su importancia que a partir de 1936, la normativa referente a aguas residuales está basada en el valor de la  $DBO_5$ .

Sin embargo, el ensayo de  $DBO_5$  es demasiado largo para poder ser útil en un estudio sobre un proceso biológico concreto, ya que ante un cambio en los parámetros de operación no se obtendrían resultados hasta cinco días después.

Es necesario, por lo tanto, contemplar la posibilidad de obtener el parámetro de DBO en un tiempo menor. A continuación se expondrán una serie de métodos alternativos al ensayo clásico que permiten estimar el valor de la  $DBO_5$ .

Los métodos de estimación de la  $DBO_5$  se clasifican en dos grupos:

- Métodos Químicos.
- Métodos Biológicos.

### **Métodos Químicos.**

Los métodos químicos son:

- **C.O.T.** ( Carbono Orgánico Total), surgió en la década de los 70 como alternativa a los métodos clásicos de medida ( $D.B.O_5$  y  $D.Q.O.$ ). Se basa en la combustión de la muestra a  $900^\circ\text{C}$  y en la medida posterior del  $\text{CO}_2$  producido mediante detectores de infrarrojos. Sus ventajas principales son el bajo tiempo de análisis y la no interferencia de sustancias como sulfuros y nitratos.
- **D.Q.O.** ( Demanda Química de Oxígeno), los valores de DQO son mayores que los de  $DBO_5$  debido a que se realiza una oxidación más rigurosa. El análisis se basa en el reflujó de una muestra con un excedente de dicromato potásico y en la posterior determinación del dicromato potásico no reducido.

Ambos métodos ofrecen resultados en pocos minutos, pero sus respectivas correlaciones con la DBO son complejas.

### **Métodos Biológicos.**

Los métodos biológicos se basan en determinar el consumo de  $\text{O}_2$  producido por la actividad de las bacterias. Algunos ejemplos de este tipo de métodos son:

#### **· Demanda de oxígeno de una biomasa inmovilizada.**

El método requiere en primer lugar la obtención de una biomasa constante, para ello se bombea agua residual a un reactor aireado de 3-5 litros, que contiene una serie de anillos sobre los que se adhieren las bacterias, al cabo de unos días se consigue una biomasa constante en los anillos.

Una vez estabilizada la biomasa en los anillos, se bombea el agua residual al reactor diluida con agua limpia, y se mide la DBO a través de la diferencia de oxígeno medida en la entrada y en la salida del reactor.

Este método tiene varias desventajas como:

- La biomasa del reactor no es representativa del fango que opera en el proceso, ya que la dilución del agua puede provocar el crecimiento de especies típicas de ambientes pobres en nutrientes o de bacterias nitrificantes. Dichas especies metabolizan la materia orgánica de distinta forma y pueden dar resultados erróneos.
- El método no distingue entre cambios en la carga de materia orgánica y cambios en la biodegradabilidad de la misma.
- El método no distingue entre un descenso en la DBO y un aumento de la toxicidad del agua.
- Ante episodios de toxicidad es necesario renovar la biomasa, dicha renovación necesita varios días de operación.

#### · **Respirómetros con sensor de oxígeno.**

Los respirómetros de oxígeno disuelto miden el consumo de oxígeno en una muestra.

El método se basa en el llenado de un recipiente con la muestra de agua residual, y en la saturación de dicha muestra con oxígeno. La demanda de oxígeno se monitoriza hasta que el contenido de oxígeno disuelto se reduce a 2 mg/L. A continuación se extrapola la velocidad de consumo de oxígeno a la DBO.

Las desventajas que presenta este método son:

- Las necesidades de limpieza del recipiente tras cada medida.
- La cantidad de oxígeno disponible para la degradación está limitada entre 9,1 mg/L (saturación) y 2 mg/L, por lo que en muchas ocasiones la medida sólo contempla la materia orgánica fácilmente biodegradable. De manera que el método pasa por alto aquellos compuestos difíciles de degradar.
- No distingue entre muestras con valores altos de DBO puesto que en estos casos la velocidad de consumo de oxígeno se aproxima a máximos prácticamente idénticos.
- No distingue entre variaciones en la DBO y variaciones en la concentración de microorganismos. Dado que el consumo de oxígeno depende de la cantidad de nutrientes y de microorganismos, una variación en el contenido de estos últimos provoca la indeterminación de la DBO.

#### · **Respirómetros manométricos.**

Tienen las mismas desventajas que los métodos anteriores.

A medida que aumenta el tiempo de reacción para obtener valores de la DBO más significativos, es más probable pasar por alto los cambios que se están produciendo en ese



momento en el agua residual. Estas variaciones son especialmente significativas en plantas pequeñas donde las descargas tienen más peso en el cambio de la DBO.

A su vez, las fluctuaciones en la presión atmosférica introducen errores de medida.

#### • **Sondas de oxígeno disuelto.**

Se basa en situar diversos puntos de medida de oxígeno disuelto a lo largo de toda la planta.

Las principales desventajas de este método son:

- El método no determina el consumo de  $O_2$  de los microorganismos, sino el  $O_2$  disuelto (O.D.) en el licor mezcla. Por lo tanto, un aumento del O.D. puede significar tanto una disminución de la DBO como un aumento de la toxicidad.
- Si se produce un aumento de la DBO y la cantidad de microorganismos presentes no es suficiente para degradarla, se obtendrá un O.D. medido constante y no se estará identificando el aumento de DBO.

Una vez estudiados algunos métodos alternativos a la determinación clásica de la DBO pueden extraerse algunas conclusiones respecto a su implantación en la planta piloto:

- Los métodos químicos tienen complejas correlaciones con la DBO, lo cual disminuye su utilidad para determinar los procesos que se están produciendo en el reactor.
- Las medidas indirectas de la DBO a través de la determinación del  $O_2$  consumido o disuelto presentan problemas en la identificación de variaciones de los parámetros de operación.
- Algunos métodos exigen un filtrado previo del agua residual, con lo que se eliminan pequeñas partículas de materia orgánica que en algunos casos pueden suponer hasta un 50% de la DBO total.

Por todo esto, es necesario acudir a sistemas de determinación de la DBO que superen estas desventajas y al mismo tiempo proporcionen datos en tiempos relativamente pequeños.

En los últimos años se han desarrollado una serie de sistemas de medida que cumplen los requisitos necesarios en la planta piloto. A continuación se describe uno de estos sistemas, en concreto el sistema denominado BioMonitor.

El sistema se basa en el bombeo de una muestra del licor mezcla que circula por la planta a un sistema de cuatro reactores en cascada. En estos reactores se bombea aire cuatro veces más rápido que fango y agua residual.

Además, el sistema tiene cuatro reactores adicionales que permiten obtener el oxígeno consumido en la respiración endógena del fango.

El sistema tiene las siguientes ventajas:

- Dado que emplea el mismo fango que el que opera en la planta piloto la similitud del proceso metabólico es total entre ambos sistemas.
- Se pueden detectar variaciones en la DBO en tan sólo 4 minutos.
- La correlación con la  $DBO_5$  es buena y consistente, ya que el sistema tiene la capacidad de degradar toda la materia orgánica, con lo que se mide el oxígeno consumido en toda la degradación y no el consumido en un tiempo concreto con la consiguiente necesidad de extrapolar los datos.
- La entrada al sistema no posee filtros, con lo que se determinan también las partículas coloidales biodegradables.
- Permite la determinación adicional del oxígeno consumido en la respiración endógena del fango, dicho parámetro es indicativo de la edad del fango y de la existencia de sustancias tóxicas para las bacterias.
- El sistema tiene otra serie de ventajas técnicas que serán tratadas en el capítulo referente a las especificaciones técnicas de los equipos.



**Figura IV.7. Medidor de D.B.O. Bio 120**

### IV.10.3. Medida del oxígeno consumido.

La determinación de las tasas de consumo de oxígeno es uno de los factores más importantes a la hora de diseñar y optimizar el proceso biológico de depuración.

Según diversos estudios, los sistemas de aporte de oxígeno en los tratamientos de fangos activados suponen más del 50% del gasto energético global de las plantas depuradoras, la optimización de estos sistemas a través de parámetros como las tasas de consumo de oxígeno pueden suponer en algunos casos un ahorro de hasta un 50% del coste energético de la aireación<sup>(41)</sup>.

A continuación se expondrán algunos de los métodos empleados en la determinación de dicho parámetro.

Los sistemas de obtención de la tasa de consumo de oxígeno se basan en la realización de un balance de materia del oxígeno:

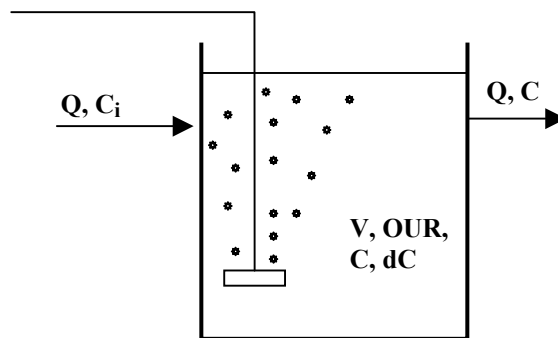


Figura IV.8. Balance de oxígeno en un reactor de mezcla completa.

El balance de masas de oxígeno se expresa a través de las ecuaciones:

$$\text{Ecuación 32: } Q C_i - Q C + K_{Laf} (C_{\infty f}^* - C) V - OUR \cdot V = V \frac{\Delta C}{\Delta t}$$

Dividiendo la ecuación anterior por V y haciendo  $\Delta \rightarrow 0$  se obtiene:

$$\text{Ecuación 33: } \frac{dC}{dt} = \frac{(C_i - C)}{\theta_h} + K_{Laf} (C_{\infty f}^* - C) - OUR$$

donde,

$Q \equiv$  Caudal de licor mezcla en el tanque de aireación (L/h).

$\theta_h \equiv$  Tiempo de retención hidráulica en el tanque (h).

$C_i \equiv$  Concentración de oxígeno en la corriente de entrada (mg/L).

$C \equiv$  Concentración de oxígeno en el tanque (mg/L).

$C_{\infty f}^* \equiv$  Concentración de saturación de oxígeno de equilibrio en condiciones de campo transcurrido un tiempo de aireación infinito (mg/L).

$K_{Laf} \equiv$  Coeficiente Global aparente de Transferencia de Oxígeno de campo ( $h^{-1}$ ).

**OUR**  $\equiv$  Tasa de consumo de oxígeno (Oxygen Uptake Rate) (mg/L·h)

Una vez establecidas las ecuaciones básicas del balance de oxígeno se muestran algunos de los métodos en la determinación de las tasas de respiración de oxígeno (OUR). Dichos métodos se basan en la determinación de la constante de transferencia  $K_{Laf}$  y en la determinación de la OUR a través de la medida del resto de las variables que forman las ecuaciones anteriores.

• **Método de los trazadores inertes.**

Se basa en la determinación directa de  $K_{Laf}$  a través de un gas inerte para el proceso, el Kriptón-85.

Los resultados obtenidos con esta técnica parecen ser muy satisfactorios, sin embargo la extremada precisión y meticulosidad necesaria en los ensayos así como la operación con radioisótopos, dificultan su implantación en la planta piloto.

• **Método off-gas.**

Este método se basa en la determinación de  $K_{Laf}$  a través de un balance de oxígeno en la fase gaseosa, la ecuación 34 expresa dicho balance:

$$\text{Ecuación 34: } \rho(q_i Y_i - q_e Y_e) = K_{Laf} (C_{\infty f}^* - C)V$$

donde,

$\rho$   $\equiv$  Densidad del oxígeno a la temperatura y presión a la que se expresa el caudal de aire (mg/L).

$Y_i, Y_e$   $\equiv$  Fracción molar de oxígeno en el gas de entrada y salida.

$q_i, q_e$   $\equiv$  Caudal de aire de entrada y salida (L/h).

La implantación del método exige la instalación de campanas a lo largo de una parte del reactor para la recogida del gas que sale del licor mezcla y su posterior análisis.

Al mismo tiempo, dicho método no tiene en cuenta el oxígeno transferido por la atmósfera dado que en las plantas reales esta transferencia es despreciable frente a la debida por los sistemas de aireación.

El método más sencillo para la determinación del oxígeno consumido es la realización de un balance de D.Q.O. en la zona donde se quiere determinar dicho parámetro. Dada la necesidad de disponer de un analizador de D.Q.O. para la obtención de dicho parámetro en diversos puntos de la planta, se escogerá dicho método para la determinación de la OUR.

#### **IV.10.4. Sistemas, parámetros y rangos de medida.**

Una vez establecidos los parámetros que son objeto de análisis en la planta piloto y realizado un análisis de los métodos de medida de alguno de ellos, se establecerán los criterios para la elección de los aparatos o sistemas de medida y se determinará el número de sistemas que se implantarán.

Uno de los elementos necesarios en la planta es un ordenador en el que puedan almacenarse los resultados obtenidos a lo largo de los ensayos de la planta. Este almacenamiento es fundamental, ya que se pretende la determinación de los criterios de diseño óptimos para aguas residuales y plantas. Otra de las aplicaciones de este sistema es el diseño de un controlador para el sistema de difusión de aire, la propuesta de este controlador ya se estableció en el capítulo 3 de este documento.

Por otro lado, existen una serie de medidas que deben completar los ensayos de la planta. Estas medidas se refieren a la clasificación de la materia orgánica presente en distintos puntos del sistema, a la realización de análisis completos del agua residual y el licor mezcla, a la determinación de los microorganismos presentes en el sistema o a la evaluación de las características sedimentables de los fangos biológicos; dichas medidas implican el empleo de microscopios o analizadores específicos. Dado que algunas de estas medidas deben ser realizadas por personal cualificado, no se considerarán como parte de la planta piloto.

El sistema de adquisición de datos se completa con la medición de parámetros como la temperatura, el pH, el contenido en nitratos, el contenido en sólidos en suspensión, el oxígeno disuelto o la eliminación de materia orgánica en un volumen determinado de reactor.

Los criterios de elección de los aparatos de medida necesarios en la planta piloto se establecen a continuación:

- 1) El rango de valores del parámetro de medida en cuestión, debe incluirse dentro del rango de medidas del aparato.
- 2) Las características del tipo de ensayos que se van a realizar en la planta piloto, obligan a establecer varios puntos de medida a lo largo del volumen útil de la planta.
- 3) Los intervalos de medida de los distintos parámetros son relativamente elevados, téngase en cuenta que por ejemplo, algunos autores establecen que ante una variación brusca de las condiciones de operación el sistema tiene un régimen transitorio de 2 a 3 veces la edad de fango, lo que supone un tiempo medio de un mes.

A partir de los criterios 2 y 3, se establece que los aparatos de campo son la instrumentación que mejor se adapta a las características de la planta; dado que por una parte es necesario establecer varios puntos de medida y que al mismo tiempo el volumen de operación y de situación de los distintos ambientes es variable, situar puntos fijos de medida es una elección antieconómica pues habría que tener en cuenta numerosos puntos de medida y por lo tanto un número elevado de sondas. Por otra parte, dado que los intervalos de medida son relativamente elevados, un solo medidor de campo puede cubrir

todos los puntos que se establezcan para un ensayo concreto. Téngase en cuenta que gran parte de los ensayos realizados y consultados en la bibliografía tienen como intervalos mínimos tiempos del orden de un día.

Una vez determinados los criterios de elección generales, se establecen criterios de elección particulares para cada uno de los parámetros de medida.

#### • **Materia orgánica.**

La determinación de materia orgánica en distintos puntos del reactor es fundamental para la determinación de los procesos biológicos que se producen en el mismo.

Como se indicó en el apartado IV.10.2., la medida de la D.B.O. es uno de los parámetros importantes a realizar en los diversos ensayos, si bien la D.B.O. no representa toda la materia orgánica eliminada en una depuración biológica, sí es un parámetro que permite una mayor profundización en el estudio de los procesos metabólicos de los microorganismos, ya que se mide la materia orgánica que dichos microorganismos degradan en su actividad.

Por otra parte, la determinación de la D.B.O. debe completarse con la determinación de la D.Q.O., que es el parámetro con el que habitualmente operan las depuradoras reales dado que incluye la medida de sustancias que consumen oxígeno y que no son estimadas en el análisis de la D.B.O.

Entre estas sustancias destaca la posible oxidación del amonio a nitrato, que es un parámetro importante en el estudio de los procesos de nitrificación.

Al mismo tiempo, la medida de la D.Q.O. se empleará para la determinación de las tasas de consumo de oxígeno en distintas zonas del proceso.

Al igual que el analizador de D.B.O., el sistema de medida de D.Q.O. debe ofrecer resultados en el menor tiempo posible.

Los rangos de D.B.O. y de D.Q.O. esperados en los distintos ensayos de la planta piloto son los siguientes:

D.B.O.  $\equiv$  0-1000 mg/L

D.Q.O.  $\equiv$  0-1500 mg/L

Tanto el medidor de D.B.O. como el de D.Q.O. son los únicos sistemas de medida que extraerán muestras de forma continua. Dichas muestras se extraerán a través de los orificios de la parte inferior del reactor. Dado que los sistemas escogidos emplean tuberías de ½" de diámetro, la tubería se introducirá en el orificio inferior y se asegurará la estanqueidad mediante las gomas de centrado diseñadas para la tubería de evacuación del licor mezcla.

En el caso de ser necesario el seguimiento del contenido en materia orgánica a la salida del reactor o en la recirculación externa, las tuberías de admisión de muestras se conectarán a los sistemas de alimentación de recirculación interna y externa respectivamente.

La elección del sistema de medida de D.B.O. indicado en el capítulo 5, se debe a la capacidad de este sistema para determinar la respiración endógena de la muestra, así como a otras características tales como la alta correlación entre los valores obtenidos con dicho sistema y con los ensayos de D.B.O.<sub>5</sub>, la obtención de resultados en 4 minutos, el bajo mantenimiento requerido para todo el aparato y la facilidad de conexión a un ordenador personal.

Por otra parte, la elección del sistema de medida de la D.Q.O. indicado en el capítulo 5 se debe a la alta correlación entre los valores obtenidos en un análisis estándar por el método de dicromato para la determinación de DQO y los obtenidos con el Elox Monitor, a la obtención de resultados en cuatro minutos, a el bajo mantenimiento requerido para todo el aparato y la facilidad de conexión a un ordenador personal.



**Figura IV.9. Medidor de D.Q.O. LAR Elox Monitor.**

#### • Oxígeno disuelto.

Muchas depuradoras reales emplean la determinación del oxígeno disuelto como parámetro de medida indirecta de la DBO o de la actividad metabólica de las bacterias. Por motivos ya expuestos, la planta piloto no empleará este tipo de medidas indirectas.

Sí será necesaria la determinación del oxígeno disuelto como parámetro importante en el estudio de la competencia entre las bacterias formadoras de flóculos y las filamentosas.

El rango de oxígeno disuelto esperado en los ensayos es de 0-7 mg/L.

La elección del sistema mostrado en el capítulo 5, se debe a la posibilidad de corregir los datos obtenidos en función de la temperatura y la conductividad en el reactor, al mismo tiempo, la longitud del cable de la sonda permite la introducción de la misma sin necesidad de desplazar el aparato. El tamaño de la sonda de oxígeno, permite su introducción por los orificios situados en la tapadera del reactor, orificios en los que se introducirá un tapón de

elastómero con un pequeño orificio que permita el paso del cable y se ajuste al mismo, permitiendo el posicionamiento de la sonda a la altura deseada.

#### • **Sólidos en suspensión.**

Uno de los parámetros más importantes para el seguimiento de un proceso de depuración biológica de aguas es el contenido de sólidos en suspensión. Este parámetro permite determinar el contenido de biomasa en el reactor y en la recirculación.

Es necesario por lo tanto disponer de un medidor de sólidos en suspensión que permita una determinación de este parámetro y que lo haga en tiempos del mismo orden que el empleado por los sistemas de medida de D.Q.O. y D.B.O.

El sistema escogido para la determinación de sólidos en suspensión se basa en métodos ópticos, y consta de una sonda que debe introducirse en el punto de muestreo.



**Figura IV.10. Medidor de sólidos en suspensión M7110.**

El rango de medida de sólidos en suspensión estimado es 1000-12000 mg/L.

La elección del sistema de medida de sólidos en suspensión, mostrado en el capítulo 5, se debe principalmente al hecho de que emplee un método óptico, lo que permite la obtención de resultados sin necesidad de toma de muestras.

La sonda de medida se introducirá a través de los orificios de la parte superior de la tapadera, mediante el mismo sistema que el empleado para la sonda de oxígeno disuelto.

#### • **Contenido en nitratos.**

Otro de los parámetros de proceso importante es el contenido en nitratos en los distintos puntos del reactor, para ello se dispondrá de un electrodo de ión selectivo que permita apreciar variaciones del contenido de dicho anión en distintos puntos, sobre todo al principio y al final de una etapa anóxica.



Si bien estos electrodos tienen numerosas interferencias, entre las que destacan  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$  y  $\text{NO}_2^-$ , pueden apreciarse variaciones no esperadas que impliquen la aparición de fenómenos biológicos en un ensayo concreto. Será necesario, sin embargo, realizar análisis periódicos para establecer el contenido exacto de nitratos en el licor mezcla.

El rango de contenido en nitratos esperado en los ensayos es 0-70 mg/L.

El electrodo escogido permite realizar el seguimiento de dichos contenidos, su tamaño permite la introducción del electrodo a través de los orificios de la tapadera, tal y como se indicó en el caso del medidor de oxígeno.

#### • **Concentración de cloro.**

Una de las aplicaciones previstas en la planta piloto es la inyección de hipoclorito sódico y el estudio del efecto bactericida sobre los microorganismos presentes en el reactor.

La aplicación de dicho compuesto conlleva el seguimiento de las concentraciones de cloro en distintos puntos del reactor, por lo que será necesario disponer de un medidor para dicho parámetro.

El sistema escogido es un medidor de campo que determina los contenidos de cloro en el licor mezcla a partir de métodos colorimétricos, sobre una muestra tomada directamente del reactor biológico. Existen sistemas de detección de cloro que emplean sistemas coulumbimétricos, sin embargo no son aplicables a la planta piloto puesto que el contenido de sólidos en suspensión del licor mezcla suponen una interferencia notable en dichos sistemas.

Las razones por las que se ha escogido el medidor indicado en el capítulo 5 son el bajo mantenimiento requerido para el sistema, la obtención de resultados en 2,5 minutos así como las necesidades mínimas de reactivos y muestras.

El rango de concentración esperado durante un tratamiento con hipoclorito sódico es de 1-3 mg  $\text{Cl}_2/\text{L}$ .

#### • **Temperatura.**

El medidor de temperatura debe contemplar la posibilidad de medir la temperatura a distintas profundidades del canal. Para ello se empleará un medidor con sonda de penetración.

El rango de temperaturas de operación se establece entre 5-40°C.

La elección del sistema escogido, y mostrado en el capítulo 5, se debe principalmente a la utilización de una sonda de penetración que permite la obtención de la temperatura en cualquier punto del reactor.

## · pH.

La medida de pH es un dato complementario al resto de las medidas contempladas en los ensayos, en determinadas condiciones puede indicar la aparición de fenómenos como el bulking debido al crecimiento de hongos en el reactor.

El rango de pH de operación es de 6-8.

Los motivos de elección del sistema escogido, y mostrado en el capítulo 5, son fundamentalmente su facilidad de calibración y la posibilidad de compensar su valor en función de la temperatura.

Por último, se enumeran los distintos parámetros que pueden determinarse en la planta piloto a partir de los sistemas implantados:

- D.Q.O.
- D.B.O.
- OUR, con la diferenciación de oxígeno consumido en:
  - materia orgánica biodegradable,
  - respiración endógena,
  - oxidación de compuestos inorgánicos.
- Variaciones en el contenido de nitratos.
- Oxígeno disuelto.
- Sólidos en suspensión.
- Contenido en  $Cl_2$ .
- Temperatura.
- pH.

## **IV.11. Estructura.**

La estructura de la planta piloto cumple la función de soportar el peso de los distintos elementos de la planta, al mismo tiempo que se mantienen a una altura óptima para la observación del proceso.

Se optará por una estructura independiente para el reactor biológico y para el equipo de decantación secundaria, con el objetivo de facilitar el transporte.

### **IV.11.1. Estructura del reactor.**

La estructura del reactor se diseñará para que sea capaz de soportar el peso del mismo, al mismo tiempo, se diseñará para que el reactor se eleve 1 m respecto al nivel del suelo, de forma que la altura de la parte superior del reactor quedará a 1,40 m, dicha altura facilita la observación directa del proceso, así como la posible modificación física de algunos elementos como la posición de los sistemas de medida, la introducción de las recirculaciones, etc.

La estructura se muestra en los planos 38 y 39, en ella se pueden observar los siguientes elementos:

- Dos perfiles IPE-100 de 1,80 metros de longitud que transmitirán los esfuerzos de las vigas a las patas de la estructura. Dichos perfiles están diseñados para soportar los esfuerzos puntuales que se producen en las uniones con las vigas.
- Seis perfiles en IPE-80 de 2,10 metros de longitud, sobre las que se apoyará el reactor. Estos perfiles se situarán bajo las paredes laterales de los canales. Se diseñan para soportar una distribución constante a lo largo de su longitud.
- Cuatro perfiles cuadrados # 40.3 de 80 cm de longitud, que transmitirán los esfuerzos al terreno. Dichos perfiles se diseñarán para que cumpla los criterios de esbeltez.
- Dieciséis perfiles cuadrados # 45.2 de 10 cm de longitud, cuyo cometido es servir de enlace a la estructura superior y a las patas.

La unión de los perfiles IPE se realiza mediante tornillos y tuercas M6, cada apoyo de un perfil IPE-80 se une a las vigas IPE-100 mediante dos tornillos, tal y como se muestra en los planos 38, 39 y 40.

Los perfiles cuadrados que enlazan la estructura de perfiles IPE con las patas y la estructura superior, se sueldan a los perfiles IPE-100. Los primeros en la parte inferior del perfil, y los segundos se fijarán al perfil con la ayuda de pletinas de acero.

### **Dimensionamiento de la estructura.**

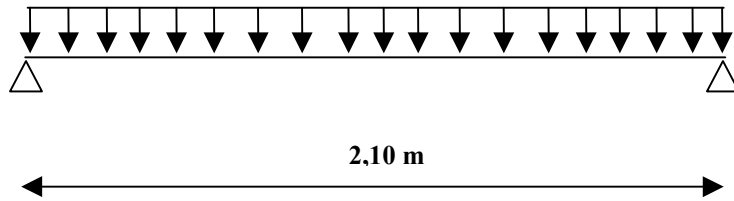
El diseño de la estructura se realizará según la NBE EA-95 y los criterios de diseño generales que se adoptarán serán:

- Se dispondrá de perfiles de acero-52.
- Se tomarán unos coeficientes de mayoración y minoración:  $\gamma_s = 1,33$  y  $\gamma_a = 1,1$ .
- Se establecerá una flecha máxima:  $f_{\text{máx}} < L/500$ , según lo que determina la norma EA-95 para una estructura con las características de la que se diseña.

#### **A) Vigas de soporte.**

##### **Criterios de diseño:**

- Las vigas estarán sometidas a una distribución uniforme de esfuerzos cortantes.
- Se supondrá un peso total de 2500 kg para obtener una estructura diseñada de un modo conservador.
- Los perfiles de los extremos serán iguales a los centrales.

**Dimensionamiento.****Figura IV.9. Carga distribuida en vigas soporte.**

**Peso total:** 2500 kg

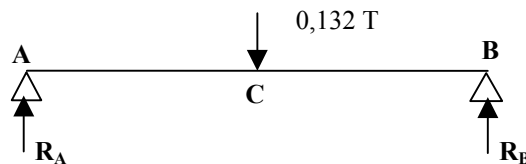
**Superficie total:**  $2,10 \times 1,80 = 3,78 \text{ m}^2$

**Esfuerzo total:**  $661 \text{ kg/m}^2$

**Esfuerzo en cada viga:**  $132 \text{ kg/m}^2 \Rightarrow 63 \text{ kg/m}$

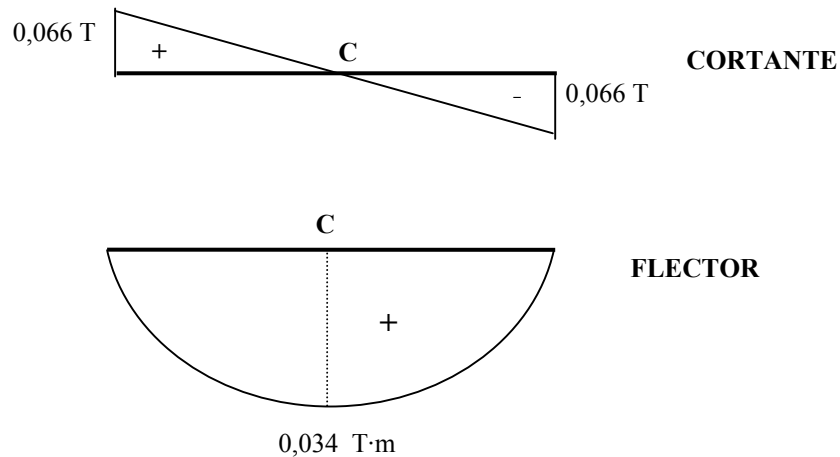
1) Diagramas de esfuerzos.

Los diagramas de esfuerzos se obtienen mediante la aplicación del equilibrio de fuerzas en una viga en cuyo punto central se aplica la resultante de la distribución de cargas.

**Figura IV.10. Reacciones en los apoyos de las vigas soporte.**

Por simetría, se establece la igualdad entre las reacciones en los apoyos:  $R_A = R_B = 0,066 \text{ T}$

Por lo tanto, los diagramas de esfuerzos cortantes y de momentos flectores serán:



**Figura IV.11. Diagramas de esfuerzos cortantes y momentos flectores en vigas soporte.**

El momento flector en cada punto de la barra se obtiene mediante la Ecuación 35:

$$\text{Ecuación 35: } M = \frac{q \cdot L^2}{8}$$

donde,

$M \equiv$  Momento flector ( T·m).

$q \equiv$  Carga distribuida ( T/m).

$L \equiv$  Longitud de la viga (m).

Para el punto C el momento flector tienen el valor:  $M_C = 0,034 \text{ T}\cdot\text{m}$ .

2) Determinación de la sección más desfavorable.

La sección más desfavorable corresponde al punto de la viga con mayor momento flector, por lo tanto el punto C coincide con la sección más desfavorable.

Los esfuerzos en el punto C son:

$$\begin{aligned} M_C &= 0,034 \text{ T}\cdot\text{m}. \\ T_C &= 0 \end{aligned}$$

3) Criterio de resistencia de Von Misses.

El criterio de Von Misses establece la obligatoriedad del cumplimiento de la Ecuación 36:

$$\text{Ecuación 36: } \sqrt{\sigma_c^2 + 3 \tau_c^2} < \sigma_n$$

donde,

$\sigma_c \equiv$  Tensión normal ponderada en el punto C (  $\text{kg}/\text{cm}^2$  )

$\tau_c \equiv$  Tensión tangencial ponderada en el punto C ( $\text{kg/cm}^2$ )  
 $\sigma_n \equiv$  Tensión nominal del acero ( $\text{kg/cm}^2$ )

### 3.1) Prediseño a flexión ( $\tau_c = 0$ )

Se calcula el módulo resistente a partir de la Ecuación 37, obtenida de la sustitución de  $\tau_c=0$  en la Ecuación 36:

$$\text{Ecuación 37: } \sigma_c = \frac{M_c \cdot \gamma_s}{W_x} < \frac{\sigma_n}{\gamma_a}$$

donde,

$W_x \equiv$  Módulo resistente ( $\text{cm}^3$ )

$$\Rightarrow W_x > 0,014 \text{ cm}^3$$

Por lo tanto, del cuadro de propiedades de los perfiles IPE se obtiene un perfil: **IPE-80**

Dicho perfil tiene las siguientes características:

$W_x = 20 \text{ cm}^3$   
 $h = 8 \text{ cm}$  ( altura del perfil)  
 $e = 0,38 \text{ cm}$  (espesor)  
 $h_1 = 6 \text{ cm}$  (altura del alma)

### 3.2) Comprobación de resistencia completa.

Esta comprobación se realiza teniendo en cuenta el valor de la tensión despreciada en el punto anterior, y que se obtiene a partir de la ecuación 38:

$$\text{Ecuación 38: } \tau_c = \frac{T_c \cdot \gamma_s}{h_1 \cdot e}$$

Dado que T es nulo en el punto C, se cumple el criterio de Von Misses y por lo tanto el perfil es válido:

$$226 \text{ kg/cm}^2 < 3272 \text{ kg/cm}^2$$

### 4) Criterio de diseño por flecha.

La flecha máxima de la viga se obtiene a partir de la Ecuación 39:

$$\text{Ecuación 39: } f_{\text{máx}} (\text{mm}) = \frac{\alpha \cdot \sigma \cdot L^2}{h}$$

donde,

$\alpha \equiv$  Coeficiente que depende del tipo de apoyo y de carga.

$\sigma \equiv$  Tensión máxima producida por el máximo momento flector ( $\text{kg}/\text{mm}^2$ ).

$L \equiv$  Longitud de la viga (m).

$h \equiv$  Altura de la viga (cm).

Según lo establecido en la norma  $\alpha=1$  para cargas distribuidas.

Por lo tanto el valor de la flecha máxima es:  $f_{\text{máx}} = 0,94 \text{ mm}$

Dado que la flecha máxima admisible es  $L/500 = 4,2 \text{ mm}$ ; el perfil también cumple los criterios de diseño por flecha.

**Vigas soporte  $\equiv$  IPE-80**

## B) Vigas de transmisión

### Criterios de diseño:

- Las vigas estarán sometidas a esfuerzos cortantes puntuales.
- Cada viga soportará la mitad del peso total del reactor.

### Dimensionamiento:

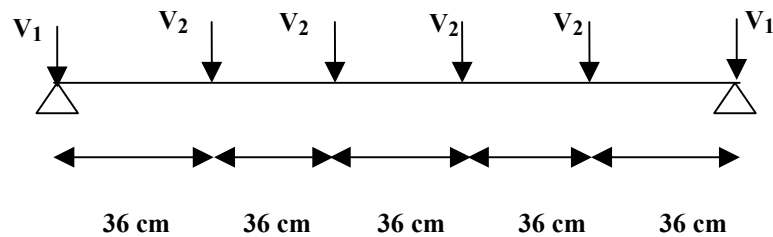


Figura IV.12. Cargas puntuales sobre vigas de transmisión.

$$V_1 = 125 \text{ kg}$$

$$V_2 = 250 \text{ kg}$$

#### 1) Diagramas de esfuerzos.

Los diagramas de esfuerzos se obtienen mediante la aplicación del equilibrio de fuerzas en una viga en cuyo punto central se aplica la resultante de la distribución de cargas.

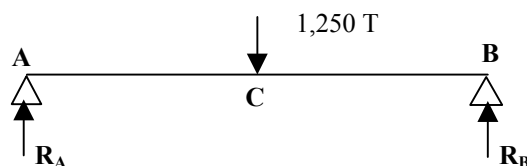
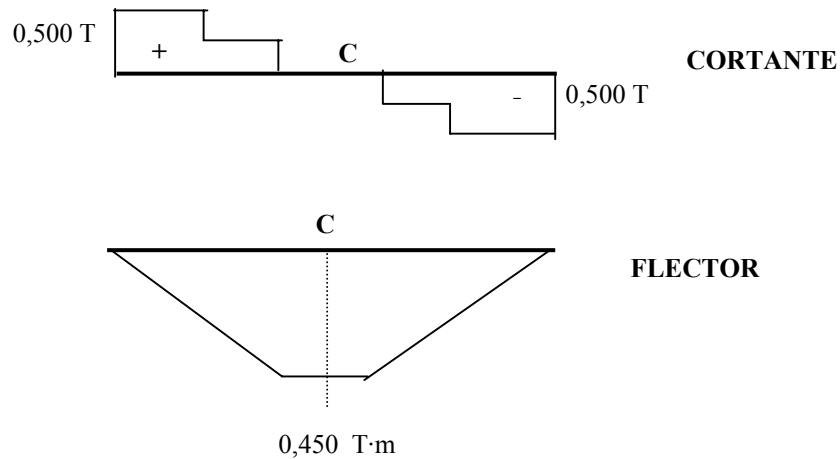


Figura IV.13. Reacciones en los apoyos de las vigas soporte.

Por simetría, se establece la igualdad entre las reacciones en los apoyos:  $R_A = R_B = 0,625 T$

Por lo tanto, los diagramas de esfuerzos cortantes y de momentos flectores serán:



**Figura IV.14. Diagramas de esfuerzos cortantes y momentos flectores en vigas de transmisión.**

El momento flector en cada punto de la barra se obtiene mediante la Ecuación 40:

**Ecuación 40:  $M = T \cdot x$**

donde,

$M \equiv$  Momento flector (  $T \cdot m$ ).

$x \equiv$  Distancia al punto de aplicación de carga (  $T/m$ ).

Para el punto C el momento flector tienen el valor:  $M_C = 0,450 T \cdot m$ .

2) Determinación de la sección más desfavorable.

La sección más desfavorable corresponde al punto de la viga con mayor momento flector, por lo tanto el punto C coincide con la sección más desfavorable.

Los esfuerzos en el punto C son:

$$\begin{aligned} M_C &= 0,450 T \cdot m. \\ T_C &= 0 \end{aligned}$$

3) Criterio de resistencia de Von Misses.

El criterio de Von Misses establece la obligatoriedad del cumplimiento de la Ecuación 36:

**Ecuación 36:  $\sqrt{\sigma_c^2 + 3 \tau_c^2} < \sigma_n$**



donde,

$\sigma_c \equiv$  Tensión normal ponderada en el punto C ( kg/cm<sup>2</sup>)

$\tau_c \equiv$  Tensión tangencial ponderada en el punto C ( kg/cm<sup>2</sup>)

$\sigma_n \equiv$  Tensión nominal del acero ( kg/cm<sup>2</sup>)

### 3.1) Prediseño a flexión ( $\tau_c = 0$ )

Se calcula el módulo resistente a partir de la Ecuación 34, obtenida de la sustitución de  $\tau_c=0$  en la Ecuación 36:

$$\text{Ecuación 37: } \sigma_c = \frac{M_c \cdot \gamma_s}{W_x} < \frac{\sigma_n}{\gamma_a}$$

donde,

$W_x \equiv$  Módulo resistente (cm<sup>3</sup>)

$$\Rightarrow W_x > 0,183 \text{ cm}^3$$

Por lo tanto, del cuadro de propiedades de los perfiles IPE se obtiene un perfil: **IPE-80**

Dicho perfil tiene las siguientes características:

$$W_x = 20 \text{ cm}^3$$

$$h = 8 \text{ cm ( altura del perfil)}$$

$$e = 0,38 \text{ cm (espesor)}$$

$$h_1 = 6 \text{ cm (altura del alma)}$$

### 3.2) Comprobación de resistencia completa.

Esta comprobación se realiza teniendo en cuenta el valor de la tensión despreciada en el punto anterior, y que se obtiene a partir de la ecuación 38:

$$\text{Ecuación 38: } \tau_c = \frac{T_c \cdot \gamma_s}{h_1 \cdot e}$$

Dado que T es nulo en el punto C, se cumple el criterio de Von Misses y por lo tanto el perfil es válido:

$$299 \text{ kg/cm}^2 < 3272 \text{ kg/cm}^2$$

### 4) Criterio de diseño por flecha.

La flecha máxima de la viga se obtiene a partir de la Ecuación 39:

$$\text{Ecuación 39: } f_{\text{máx}} (\text{mm}) = \frac{\alpha \cdot \sigma \cdot L^2}{h}$$

donde,

$\alpha$   $\equiv$  Coeficiente que depende del tipo de apoyo y de carga.

$\sigma$   $\equiv$  Tensión máxima producida por el máximo momento flector ( $\text{kg}/\text{mm}^2$ ).

$L$   $\equiv$  Longitud de la viga (m).

$h$   $\equiv$  Altura de la viga (cm).

Según lo establecido en la norma  $\alpha=0,8$  para cargas puntuales.

Por lo tanto el valor de la flecha máxima es:  $f_{\text{máx}} = 7,3$  mm

Dado que la flecha máxima admisible es  $L/500=4,2$  mm; el perfil no cumple los criterios de diseño por flecha. Por lo tanto debe operarse con el perfil siguiente: **IPE-100**

Dicho perfil tiene las siguientes características:

$$W_x = 34,2 \text{ cm}^3$$

$$h = 10 \text{ cm (altura del perfil)}$$

$$e = 0,41 \text{ cm (espesor)}$$

$$h_1 = 7,5 \text{ cm (altura del alma)}$$

Este perfil cumplirá los criterios de resistencia de Von Misses ya que el perfil anterior los cumplía. La flecha máxima con los datos del nuevo perfil es:

$$f_{\text{máx}} = 3,4 \text{ mm}$$

Y por lo tanto el perfil es válido tanto a resistencia como a flexión.

***Vigas de transmisión  $\equiv$  IPE-100***

### **C) Unión de vigas soporte y vigas de transmisión.**

Una vez dimensionados los perfiles de la estructura, es necesario realizar una serie de cálculos para determinar las dimensiones de los tornillos que permiten una sujeción de la estructura segura. Estos cálculos se realizarán según lo establecido en la norma EA-95.

Según norma, el dimensionado de tornillos debe realizarse por aplastamiento y a cortante.

#### **C.1) Aplastamiento.**

El diámetro mínimo de tornillo para resistencia a aplastamiento se obtiene a partir de las ecuaciones 41, 42 y 43:

$$\text{Ecuación 41: } 2,5\sigma_n a \geq F^*$$

**Ecuación 42:**  $a = d \cdot e$

**Ecuación 43:**  $F^* = \frac{N \cdot \gamma_s}{n_t}$

donde,

$\sigma_n \equiv$  Tensión nominal del acero ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )

$d \equiv$  diámetro del tornillo (cm)

$e \equiv$  espesor total de las alas que atraviesa el tornillo (cm)

$N \equiv$  Esfuerzo normal de compresión (kg)

$\gamma_s \equiv$  Coeficiente de mayoración (1,33)

$n_t \equiv$  Número de tornillos por apoyo.

Sustituyendo los valores en las tres ecuaciones se obtiene el diámetro mínimo de tornillo:

$$\sigma_n = 3600 \text{ kg}/\text{cm}^2; e = 1,09 \text{ cm}; N = 250 \text{ kg}; \gamma_s = 1,33; n_t = 2 \Rightarrow \boxed{d \geq 0,02 \text{ cm}}$$

C.2) Cortante.

Las ecuaciones que determinan el diámetro mínimo de tornillo que resiste a los esfuerzos cortantes de la estructura son la 43, la 44 y la 45:

**Ecuación 44:**  $0,8\sigma_t \cdot n \cdot a \geq F^*$

**Ecuación 45:**  $a = \frac{\pi d^2}{4}$

donde,

$\sigma_t \equiv$  Tensión nominal del tornillo ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )

$n \equiv$  Número de secciones transversales que aguantan el corte.

Sustituyendo los valores en las ecuaciones se obtiene el diámetro mínimo de tornillo:

$$\sigma_t = 2400 \text{ kg}/\text{cm}^2; n = 1; N = 250 \text{ kg}; \gamma_s = 1,33 \Rightarrow \boxed{d \geq 0,33 \text{ cm}}$$

Por lo tanto el diámetro de tornillo debe ser superior a 3,3 mm.

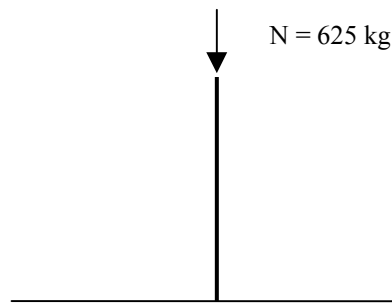
El tornillo normalizado M6 cumple este criterio.

El plano 40 muestra la posición de los tornillos en las vigas de transmisión y en las vigas soporte.

## D) Patas de la estructura.

### Criterios de diseño:

- Se supondrá un esfuerzo axial centrado en la sección el perfil.
- Cada pata soportará la cuarta parte del peso total del reactor.



**Figura IV.15. Esfuerzo axial sobre las patas.**

1) Criterio de diseño por esbeltez.

Este criterio establece la obligatoriedad del cumplimiento de la Ecuación 41:

$$\text{Ecuación 41: } \lambda = \frac{\beta \cdot L}{i} < 200$$

donde,

$\lambda$   $\equiv$  Esbeltez mecánica.

$\beta$   $\equiv$  Coeficiente de esbeltez.

$i$   $\equiv$  Radio de giro de la sección (cm)

Despejando  $i$  de la ecuación anterior y teniendo en cuenta que la norma establece para un perfil con las características de que se está diseñando que  $\beta=2$ :

$$\Rightarrow i > 0,8$$

Por lo tanto el perfil que cumple los criterios de esbeltez es: # 40.2

Las características de dicho perfil son:

$A = 2,90 \text{ cm}^2$  ( área de la sección)

$i = 1,53 \text{ cm}$  ( radio de giro de la sección)

$a = 4 \text{ cm}$  ( lado de la sección)

2) Criterio de diseño por resistencia.

En este caso, la norma establece la obligatoriedad del cumplimiento de la Ecuación 42:

$$\text{Ecuación 42: } N \frac{\omega}{A} \gamma_s + \frac{M \cdot \gamma_a}{W} < \sigma_n$$

donde,

$N$   $\equiv$  Esfuerzo normal de compresión (kg)

$\omega$   $\equiv$  Coeficiente de pandeo

$A \equiv$  Área de la sección bruta del perfil ( $\text{cm}^2$ )  
 $M \equiv$  Momento flector ( $\text{kg}\cdot\text{m}$ )  
 $W \equiv$  Módulo resistente ( $\text{cm}^3$ )

En este caso la norma establece un coeficiente de mayoración distinto al empleado en los diseños anteriores, en concreto:  $\gamma_s = 1,50$

De las tablas de la norma se establece que el coeficiente de pandeo tiene un valor de  $\omega=9,28$ .

Sustituyendo los valores correspondientes al perfil obtenido, resulta una tensión nominal superior a la del acero, y por lo tanto es necesario acudir a un perfil superior: # 40.3

Las características de dicho perfil son:

$A = 4,13 \text{ cm}^2$  ( área de la sección)  
 $i = 1,48 \text{ cm}$  ( radio de giro de la sección)  
 $a = 4 \text{ cm}$  ( lado de la sección)

Sustituyendo los valores de dicho perfil en la ecuación 42 se obtiene una carga nominal:

$$2314 \text{ kg/ cm}^2 < 3272 \text{ kg/cm}^2$$

Por lo tanto este perfil sí cumple los criterios de resistencia.

<b><i>Patás</i> <math>\equiv</math> #40.3</b>
---

Las patas se introducirán en perfiles #45.2 que irán soldados a las vigas de transmisión. Este tipo de unión se realiza con el objetivo de poder retirar las patas de la estructura y así facilitar el transporte de la planta. Además, las patas se atornillarán a los perfiles mencionados mediante dos juegos de tornillo y tuerca M6 con direcciones perpendiculares entre sí.

#### **IV.11.2. Estructura del decantador secundario.**

La estructura del decantador consta de los siguiente elementos:

- Dos perfiles #40.2 que soportan el peso del decantador y lo transmiten a los elementos horizontales de la estructura.
- Ocho perfiles #40.2 que unen las patas en la parte superior e inferior de la estructura.
- Cuatro perfiles #40.2 de 1,80 metros de longitud, que constituyen las patas de la estructura.
- Una plancha de metacrilato situada en la parte superior de la estructura en la que se situará la válvula de recirculación interna y el elemento que permite variar la altura de introducción de la alimentación al decantador secundario.

A partir de los cálculos realizados en el apartado anterior se establecen los perfiles de la estructura del decantador, debido a que el reactor tiene un peso de hasta 20 veces más que el decantador y a que aún así los perfiles mínimos han sido suficientes para soportarlo, se considera que dichos perfiles serán suficientes para soportar el peso del decantador secundario.

Dadas las dimensiones de esta estructura, los perfiles irán soldados puesto que la estructura completa es fácilmente transportable.

La estructura se muestra en el plano 41.

#### **IV.11.3. Soportes a los sistemas de alimentación de fluidos.**

Por último, se diseñarán las estructuras que soportan los sistemas de alimentación de aguas residuales, recirculaciones y aire.

Tanto la los sistemas de alimentación de aguas residuales como los de recirculación se situarán en la parte superior del reactor.

En el plano 38 se muestra la estructura diseñada para el soporte de dichos sistemas.

Consta de una serie de planchas de metacrilato sobre las que se montarán las distintas tuberías y válvulas. Estas planchas se unen a un estructura de acero mediante juegos de tornillo y tuerca M6.

La estructura de acero consta de doce perfiles #40.2 de 70 cm de altura sobre los que se sueldan perfiles #40.2 de 15 cm de longitud y en posición horizontal para soportar las planchas de metacrilato.

El sistema de difusión de aire se sitúa en la parte inferior del reactor y consta de dos perfiles #40.2 de 1,80 metros de longitud, que se unen a las patas mediante tornillos y pletinas de acero soldadas a las patas. Sobre dichos perfiles se apoyan las planchas de metacrilato sobre las que se montarán las tuberías y válvulas del sistema de inyección de aire.

Ambas estructuras se caracterizan por la facilidad de montaje y por la posibilidad de montar solamente la parte de la estructura que se va a emplear en un ensayo concreto.