

Evaluación del coeficiente de transferencia de oxígeno en procesos de fangos activados para optimizar la aireación

Evaluation of the oxygen transfer coefficient in activated sludge processes to optimize the aeration

Ivailova, I.^a, Solís, J.J.^b, Bes-Pia, A.^c, Aguado, D.^d

^aMáster Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente. Universitat Politècnica de València, Camí de Vera s/n, 46022 Valencia, España.
E-mail: ivivpet@etsii.upv.es

^bI+D+i Global Omnium, Gran Vía del Marqués del Túria, 19, 46005 València, España
E-mail: jasosan@globalomnium.com

^cInstituto de Seguridad Industrial, Radiofísica y Medioambiental, Universitat Politècnica de València, Camino de Vera s/n, 46022 Valencia, España
E-mail: mbespia@iqn.upv.es

^dCALAGUA – Unidad Mixta UV-UPV, Institut Universitari d'Investigació d'Enginyeria de l'Aigua i Medi Ambient – IIAMA, Universitat Politècnica de València, Camí de Vera s/n, 46022 Valencia, España
E-mail: daaggar@hma.upv.es

Recibido: 19/12/2019

Aceptado: 17/05/2020

Publicado: 31/07/2020

Citar como: Ivailova, I., Solís, J.J., Bes-Pia, A., Aguado, D. 2020. Evaluation of the oxygen transfer coefficient in activated sludge processes to optimize the aeration. *Ingeniería del agua*, 24(3), 183-202. <https://doi.org/10.4995/ia.2020.12877>

RESUMEN

En una Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR), el mayor consumo energético es el asociado al sistema de aireación del tratamiento biológico. Esto hace que los estudios relacionados con los sistemas de aireación para mejorar su eficiencia sean interesantes, ya que pueden contribuir a un descenso notable en los costes energéticos de la EDAR. En este estudio se ha observado una relación positiva del coeficiente de transferencia de oxígeno con el caudal de aire insuflado y, por el contrario, una relación negativa con el aumento en la concentración de sólidos totales del licor mezcla. Los resultados han demostrado que el valor del coeficiente de transferencia de oxígeno presenta diferencias notables según la configuración de los difusores empleados y se ve afectado negativamente por el ensuciamiento de los mismos. Se han destacado tres aspectos clave para el ahorro energético en el proceso de aireación: (1) implementar un sistema de control de la aireación que ajuste la cantidad de oxígeno suministrada a las necesidades del proceso biológico, (2) disponer de soplantes dimensionadas para trabajar eficientemente en las bajas y medias necesidades (en lugar de soplantes de gran potencia dimensionadas para unas condiciones punta poco frecuentes), ya que permiten una buena regulación y (3) trabajar a bajas concentraciones de oxígeno disuelto en el reactor, pues al aumentar la diferencia entre esta concentración y la concentración de saturación del oxígeno, se origina un aumento en la fuerza motriz responsable de la transferencia de oxígeno a la columna de agua. Además, en estas condiciones se favorece el desarrollo de microorganismos con mayor afinidad por el oxígeno, lo cual mantiene la eficiencia del proceso biológico. Por último, se ha propuesto un protocolo para la determinación del coeficiente de transferencia de oxígeno en EDARs cuyo sistema de aireación funcione mediante períodos de aireación intermitentes, de forma que sea posible conocer la evolución de este parámetro con el tiempo, lo cual es de gran utilidad para la planificación del mantenimiento y limpieza de difusores.

Palabras clave | optimización aireación; coeficiente de transferencia de oxígeno; depuradora; difusores; fangos activados; ahorro energético.

ABSTRACT

In a Wastewater Treatment Plant (WWTP), the highest energy consumption is associated with the aeration system of the biological treatment. This makes studies related to the efficiency of the aeration systems interesting, since they can provide insights to achieve

significant decrease in the energy costs of the WWTP. In this study a positive relationship of the oxygen transfer coefficient with the air flowrate supplied has been observed while a negative relationship with the increase in the total solids concentration of the mixed liquor. The results have shown that the value of the oxygen transfer coefficient shows notable differences according to the configuration of the diffusers and it is negatively affected by their fouling. Three key aspects for energy saving in the aeration process have been highlighted: (1) implement an aeration control system that adjusts the amount of oxygen supplied to the needs of the biological process, (2) have blowers sized to work efficiently in the low and medium needs (instead of high-power blowers sized for infrequent peak conditions), since they allow good regulation and (3) operate at low concentrations of dissolved oxygen in the reactor, because by increasing the difference between the concentration of dissolved oxygen in the reactor and the oxygen saturation, an increase in the driving force responsible for the transfer of oxygen to the water column will be achieved. Additionally, under these conditions, proliferation of microorganisms with a higher oxygen affinity can be promoted, which maintains the higher gradient between concentrations and improves the efficiency of the biological process. Finally, a protocol has been proposed for the determination of the oxygen transfer coefficient in WWTPs whose aeration system operated through intermittent aeration periods, so that it is possible to know the evolution of this parameter over time, which is of great value for planning maintenance and cleaning of diffusers.

Key words | aeration optimization; oxygen transfer coefficient; wastewater treatment plant diffuser; activated sludge; energetic savings.

INTRODUCCIÓN

El proceso de fangos activados es un tratamiento biológico aerobio de cultivo en suspensión que requiere del aporte de oxígeno al licor mezcla. Esto se puede conseguir por distintos métodos. El sistema más empleado consiste en burbujear aire al reactor biológico por medio de difusores de burbuja fina. El sistema de aireación debe ser capaz de aportar el oxígeno necesario que las bacterias necesitan para su catabolismo y mantener la biomasa del reactor en agitación, evitando la sedimentación de partículas en el reactor biológico. Los costes de aireación en una Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) convencional suponen entre el 45 y el 75% de los costes energéticos totales de la EDAR (Rosso et al., 2008). Realizar un análisis energético detallado en EDARs demuestra que siempre hay lugar para el ahorro energético en algún proceso de la misma (Foladori et al., 2015), y debido al elevado consumo asociado al proceso de aireación, conseguir un ahorro en el mismo supondrá un descenso notable en los costes energéticos en estas instalaciones.

Se puede conseguir un ahorro económico en EDARs disminuyendo la energía empleada en los procesos de la misma o favoreciendo la cogeneración (Macintosh et al., 2019). Según estos autores, lo primero se puede conseguir cambiando equipos por otros más eficientes energéticamente, o estableciendo una estrategia de control que regule el funcionamiento de los sistemas a los requisitos de los procesos que se llevan a cabo en las EDARs, mientras que lo segundo se consigue principalmente mejorando la eficiencia de la digestión anaerobia o empleando energías renovables.

El sistema de aireación se diseña para el caudal punta y la máxima carga de contaminación, por ello se calculan las necesidades de oxígeno teóricas en estas condiciones, y la elección del sistema de aireación y soplante empleados dependen de ese valor, asegurando el aporte de suficiente oxígeno incluso en las condiciones más desfavorables. Es por eso que muchas EDARs trabajan en condiciones medias con una soplante que proporciona más caudal de aire del necesario en esas condiciones. Si el mínimo caudal de aire capaz de proporcionar una soplante es mayor que el caudal mínimo requerido por el proceso, se obtienen pérdidas energéticas, independientemente de la eficiencia energética de la soplante (Jenkins, 2014). En aquellos procesos de fangos activados en los que el sistema de aireación aporta más caudal del necesario y no trabaja en el rango de mayor eficiencia del equipo, si se sustituyen estos sistemas de aireación por otros que se ajustan mejor a las necesidades del proceso, se puede producir un ahorro económico del 50% o más (Jenkins, 2014).

Este sobredimensionado del proceso de aireación es más común en EDARs pequeñas, pues los equipos deben aportar una potencia mínima para el correcto funcionamiento de los mismos. Además, es común emplear el sistema de aireación con la función de asegurar la mezcla en el reactor biológico, aunque se ha comprobado que se trata de una práctica energéticamente ineficiente (Ferrer et al., 2017). Por ello, en EDARs de menor tamaño una forma de obtener un ahorro económico es emplear equipos menos costosos como, por ejemplo, equipos que aprovechan el efecto Venturi (Therrien et al., 2019). Estos equipos consisten en impulsar el licor mezcla a través de una boquilla, instalada en una bifurcación con conexión a la atmósfera, donde

una reducción en la sección de paso produce el efecto “Venturi”. Al aumentar la velocidad de paso del fluido se produce una reducción de la presión que permite aspirar aire de la atmósfera, éste se mezcla con el licor mezcla que fluye aireado dentro del reactor biológico (Ferrer Polo, 2007). Los equipos que emplean el efecto “Venturi” son altamente eficientes, pues la potencia consumida por la bomba para iniciar la succión del aire es mucho menor que la consumida por las soplantes convencionales, debido a que no deben hacer frente a las pérdidas de carga originadas por la altura de la columna de agua, la longitud de las conducciones y los difusores (Baylar y Ozkan, 2006).

El desarrollo de difusores de burbuja ultrafina para su empleo en las EDARs puede suponer un ahorro energético de entre el 10 y el 20% en el proceso de aireación al reemplazar los difusores empleados comúnmente en estas instalaciones, como cerámicos, textiles o de membrana elástica (Macintosh et al., 2019).

Sin embargo, como ya se ha comentado antes, mejorar la eficiencia energética en las EDARs no está necesariamente ligado a una inversión económica elevada, inicialmente se pueden realizar cambios en los sistemas de control empleados, automatizándolos, sin afectar a la eficiencia en el tratamiento del agua residual (Foladori et al., 2015).

El coeficiente de transferencia de oxígeno ($k_L a$), necesario para el cálculo de los parámetros de eficiencia de los sistemas de aireación en las EDARs, es un parámetro muy sensible a las características del agua residual (como la calidad de la misma o la concentración de sólidos suspendidos) y a las condiciones de operación (como intensidad de la agitación y turbulencia, método de aireación, escala...) (Stenstrom y Gilbert, 1981). La forma de cuantificar la variación de estos parámetros en el agua residual es mediante el parámetro alfa (α), que se define como la relación entre el coeficiente de transferencia de oxígeno en agua residual ($\alpha k_L a$) y en agua limpia ($k_L a$). Es complicado determinar el valor de α con precisión, pues este depende de muchas variables y cambia a medida que cambian las características del agua residual, lo cual implica que puede variar con la hora del día y el día de la semana (Stenstrom y Gilbert, 1981). Inicialmente se diseñaba con valores de α de 0.8, pero actualmente se sabe que este valor depende de todos los factores mencionados anteriormente. Conocer el efecto de estos factores sobre $k_L a$ permite corregir las condiciones de operación con el objetivo de mejorar la eficiencia energética en las EDARs.

La mayoría de los estudios existentes sobre el coeficiente de transferencia de oxígeno estudian su dependencia de factores que le afectan con el objetivo de maximizarlo. Como Germain (2005), que afirma que, en la mayoría de los casos, los cambios en $k_L a$ se deben a modificaciones de las burbujas. Otros autores se centran en obtener modelos matemáticos para predecir el coeficiente de transferencia de oxígeno, como Lindberg (1997), que recoge distintos modelos no lineales que lo relacionan con la contaminación del medio. Los estudios más recientes se centran en estudiar el comportamiento de $k_L a$ en otro tipo de sistemas, como humedales de flujo horizontal (Boog et al., 2020) o biorreactores de membrana (Collivignarelli et al., 2019).

Debido a la importancia del coeficiente de transferencia de oxígeno ($k_L a$) en la eficiencia de los sistemas de aireación, en este trabajo se ha estudiado a escala de laboratorio su dependencia con las características del licor mezcla y con las condiciones de operación empleando difusores de burbuja fina. Además, se ha estudiado la evolución del coeficiente de transferencia de oxígeno ($k_L a$) y la del consumo energético a lo largo de un año en una EDAR de fangos activados de aireación prolongada y se ha propuesto un protocolo para la determinación del coeficiente de transferencia de oxígeno en EDARs operadas mediante ciclos de aireación intermitente. En base a los resultados se proponen una serie de medidas para mejorar la eficiencia energética del sistema de aireación de EDARs.

Los resultados de este trabajo permiten conocer la evolución de $k_L a$ con el tiempo en EDARs que emplean aireación intermitente en el proceso biológico. Esto resulta útil para la planificación del mantenimiento y limpieza de difusores en EDARs con el objetivo de mejorar la transferencia de oxígeno a la columna de agua y, por tanto, mejorar la eficiencia de aireación (AE), produciendo un ahorro económico asociado al proceso de aireación en el tratamiento biológico.

MATERIALES Y MÉTODOS

En este trabajo, el estudio experimental se ha estructurado en dos partes. Una primera parte de ensayos realizados en laboratorio para determinar la influencia sobre $k_L a$ del caudal de aire insuflado (Q_{air}), la concentración de sólidos totales del licor mezcla (ST), el tipo de difusor y la actividad bacteriana (cuantificada como la variación del valor de la velocidad de consumo de

oxígeno por parte de los microorganismos, OUR por sus siglas en inglés *Oxygen Uptake Rate*). La segunda parte ha consistido en el análisis del consumo energético a escala mensual y el asociado al proceso de aireación en el tratamiento biológico de una EDAR de la Comunidad Valenciana y en la obtención y el estudio de los parámetros de eficiencia del sistema de aireación a lo largo de los meses analizados.

Montaje experimental

En el laboratorio, para determinar el valor de $k_L a$ del licor mezcla proveniente de la EDAR de estudio, se ha empleado un reactor de 5 L de volumen total con un agitador (Figura 1) para asegurar que los sólidos del licor mezcla no sedimentaran en los instantes en los que no había aireación. Se aseguraba la misma velocidad de agitación en todos los ensayos y que no se formara un vórtice en la superficie del licor mezcla. El reactor se encontraba en un baño termostático para evitar cambios de temperatura en el licor mezcla a lo largo de la duración de los ensayos realizados. Se ha empleado una misma soplante para todos los ensayos (Soplante Air Pump 400 marca EHEIM), que permite regular el caudal de aire insuflado, y dos difusores. Los difusores se ubicaban en el fondo del reactor asegurando una distribución uniforme de las burbujas de aire en el reactor, con dos válvulas que evitan el retroceso del licor mezcla al detener la aireación. La evolución del oxígeno disuelto en la columna de agua se obtenía mediante una sonda de oxígeno disuelto (HQ40d marca HACH) ubicada de tal forma que el torrente de burbujas originadas por los difusores no incidiera directamente sobre la misma alterando las medidas.

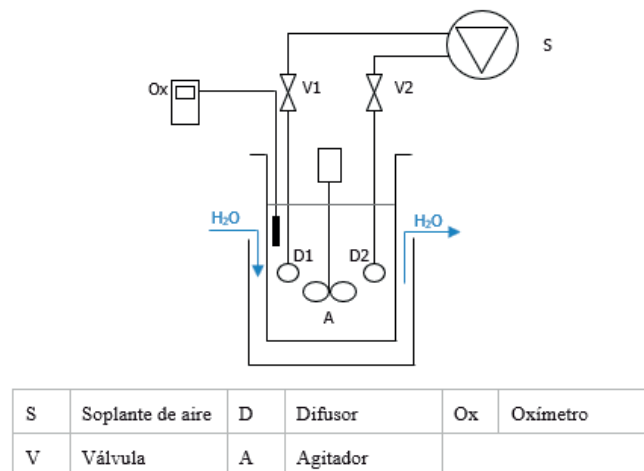


Figura 1 | Montaje experimental para la obtención de $k_L a$ del licor mezcla en el laboratorio.

Metodología para la obtención del coeficiente de transferencia de oxígeno ($k_L a$)

Los métodos dinámicos propuestos por García-Ochoa y Gómez (2009) se basan en medir la concentración de oxígeno disuelto (DO) en el líquido mientras se produce el consumo del mismo por parte de los microorganismos, Figura 2.

Los ensayos dinámicos realizados en el laboratorio para obtener el valor del $k_L a$ en el licor mezcla consisten en introducir aire en el sistema hasta que la concentración de DO se mantenga constante (Fase 1 en la Figura 2). Cuando esto ocurre, se detiene la aireación y se registra la disminución de la concentración de oxígeno disuelto que se debe al consumo por parte de los microorganismos (Fase 2 en la Figura 2). Posteriormente, se reinicia la aireación hasta alcanzar el valor de DO de equilibrio de la Fase 1 (Fase 3 en la Figura 2). Se repite el mismo proceso un mínimo de dos veces para comprobar la reproducibilidad de los resultados.

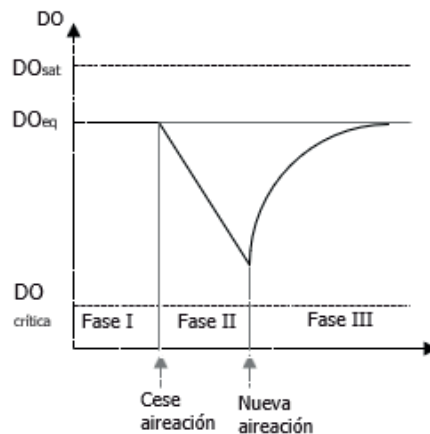


Figura 2 | Evolución esperada de la concentración de oxígeno disuelto en el agua residual.

En el laboratorio se ha estudiado el efecto sobre el $k_L a$ del licor mezcla del caudal de aire insuflado (Q_{air}), la concentración de sólidos totales (ST), la velocidad de consumo de oxígeno de los microorganismos (OUR) y el empleo de dos tipos de difusores diferentes, que se muestran en la Figura 3.

Los difusores Tipo 2 presentan una tapa que se enrosca y, en función del grado de apertura de la rosca, se forman burbujas de tamaño más grande o pequeño. En este estudio, se ha trabajado siempre con el mismo grado de apertura durante todos los ensayos, con la posición intermedia. Los difusores Tipo 1 están formados por una única pieza de piedra porosa y, por tanto, el tamaño de las burbujas no se puede modificar.



Figura 3 | Imagen del tamaño y forma de los difusores Tipo 1 y Tipo 2 empleados en la parte experimental de laboratorio de este estudio.

Se han realizado todos los ensayos de laboratorio con un volumen de muestra de 3 L, manteniendo constante la intensidad de agitación y la temperatura. En la Tabla 1 (a) y (b) se recoge un resumen de todos los ensayos realizados en el laboratorio.

Para determinar la influencia de la actividad bacteriana sobre el $k_L a$ se ha dejado aireando el licor mezcla durante 5 h y se ha determinado el valor de $k_L a$. Posteriormente se han añadido 18.5 mL de sustrato con una DQO de 3074 mg/L (materia orgánica soluble, en forma de ácido acético, nutrientes y micronutrientes) a los 3 L de licor mezcla, de modo que la concentración en el reactor sea aproximadamente de 200 mg/L, para que el valor de la velocidad de consumo de oxígeno por parte de los microorganismos (OUR) no varíe a lo largo del ensayo, con el fin de incrementar la actividad biológica y determinar el valor de $k_L a$.

Por otro lado, para determinar el efecto sobre $k_L a$ del ensuciamiento progresivo de los difusores, partiendo de un estado inicial de los difusores Tipo 2 en el que se encontraban perfectamente limpios, se realizaron ciclos progresivos del ensayo dinámico

a una muestra de licor mezcla con una concentración de ST de 6947 mg/L y un Q_{air} de aproximadamente 250 L/h., sin realizar ningún tipo de mantenimiento ni limpieza de los difusores entre los distintos ciclos.

Tabla 1 | (a) Ensayos realizados en el laboratorio sobre licor mezcla para determinar el efecto de Q_{air} , ST y el tipo de difusor sobre $k_L a$ (b) Ensayos realizados en el laboratorio sobre licor mezcla para determinar el efecto de la actividad bacteriana sobre $k_L a$.

a) Muestra	Tipo de difusor	Q_{air} (NL/h)	ST (mg/L)
Agua residual	Tipo 1	376.5	3720
			2468
			3054
Agua residual	Tipo 1	258	3720
			5602
			6235
Agua residual	Tipo 1	68.5	3720
			2468
			3054
Agua residual	Tipo 2	258	4709
Agua residual	Tipo 2		5710
Agua residual	Tipo 2		6255

b) Muestra	Tipo de difusor	Q_{air} (NL/h)	ST (mg/L)	OUR (kg/m ³ h)
Agua residual tras airear 5 h	Tipo 1	258	2468	0.0029
Agua residual tras airear 5 h + 18.5 mL de sustrato (DQO _{sustrato} =3074 mg/L)	Tipo 1			0.0385

Metodología de cálculo del coeficiente de transferencia de oxígeno ($k_L a$) y parámetros de eficiencia de aireación (OTE y AE)

En una muestra de fango activado, cuando la aireación se detiene, la biomasa consume el oxígeno y, por tanto, la concentración de DO desciende, pudiéndose obtener el valor de la velocidad de consumo de oxígeno (OUR) como la pendiente de la recta (Fase 2 en la Figura 2) según la Ecuación (1) propuesta por García-Ochoa y Gómez (2009).

$$\frac{d(DO)}{dt} = OUR \quad (1)$$

Donde DO (kg/m³), es la concentración de oxígeno disuelto en cada instante de tiempo t, y OUR (kg/m³h), es la velocidad de consumo de oxígeno por parte de los microorganismos.

Cuando se reanuda la aireación (Fase 3 en la Figura 2), la concentración de DO aumenta hasta alcanzar la concentración de DO de equilibrio (DO_{eq}). Con el valor de la OUR obtenido como se acaba de indicar en el párrafo anterior y la serie de datos de DO frente a tiempo registrada, se puede determinar el valor de $\alpha k_L a$ y la concentración de saturación de oxígeno disuelto (DO_{sat}) mediante la integración de la Ecuación (2) propuesta por García-Ochoa y Gómez (2009).

$$\frac{d(DO)}{dt} = \alpha k_L a \cdot (DO_{\text{sat}} - DO) - OUR \quad (2)$$

Donde $\alpha k_L a$ (h^{-1}), es el coeficiente de transferencia de oxígeno en el licor mezcla en las condiciones de operación, DO_{sat} (kg/m^3), la concentración de saturación de oxígeno disuelto, DO (kg/m^3), la concentración de DO en cada instante de tiempo t , y OUR (kg/m^3h), la velocidad de consumo de oxígeno por parte de los microorganismos.

También sería posible obtener la DO_{sat} del propio oxímetro o aplicando una fórmula empírica, como la mostrada en la Ecuación (3) (APHA, 2012), para de esta manera, utilizar todos los datos registrados de la concentración de DO para obtener un único parámetro que sería el valor de $\alpha k_L a$ en la Ecuación (2), ya que el resto de parámetros en esa ecuación serían conocidos (OUR y DO_{sat}).

$$\ln(DO_{sat,0}) = -139,34411 + (1,575701 \cdot 10^5)/T - (6,642308 \cdot 10^7)/T^2 + (1,243800 \cdot 10^{10})/T^3 - (8,621949 \cdot 10^{11})/T^4 - S \cdot (1,7674 \cdot 10^{-2} - (1,0754 \cdot 10^1)/T + (2,1407 \cdot 10^3)/T^2) \quad (3)$$

Donde $DO_{sat,0}$ (mg/L), es la concentración de saturación de oxígeno disuelto para la temperatura y salinidad del licor mezcla a nivel del mar, T (K), es la temperatura del agua en grados Kelvin, S (mg/m^3), es la salinidad del agua, que se puede relacionar con la concentración de cloruros ($S=1.80655 \cdot [Cl]$).

Se suele utilizar la ecuación lineal propuesta por Zison (1978) para corregir la concentración de saturación del oxígeno disuelto con la altitud, que se muestra en la Ecuación (4).

$$DO_{sat} = DO_{sat,0}[1 - 0,1148z] \quad (4)$$

Donde DO_{sat} (mg/L), es la concentración de saturación de oxígeno disuelto en condiciones de operación, $DO_{sat,0}$ (mg/L), es la concentración de saturación de oxígeno disuelto para la temperatura y salinidad del licor mezcla a nivel del mar, y z (km) es la altitud.

Por otro lado, una vez se alcanza la concentración de equilibrio DO_{eq} (Fase 1 en la Figura 2), se cumple que el oxígeno introducido es exactamente igual al que está siendo consumido por los microorganismos, de modo que se cumple la Ecuación (5) propuesta por García-Ochoa y Gómez (2009).

$$\alpha k_L a \cdot (DO_{sat} - DO) = OUR \quad (5)$$

Donde $\alpha k_L a$ (h^{-1}), es el coeficiente de transferencia de oxígeno en licor mezcla en las condiciones de operación, DO_{sat} (kg/m^3), es la concentración de saturación de oxígeno disuelto, DO (kg/m^3), es la concentración de oxígeno disuelto en cada instante de tiempo t , y OUR (kg/m^3h), es la velocidad de consumo de oxígeno por parte de los microorganismos.

En la bibliografía se proponen diversos parámetros para determinar la eficiencia de los sistemas de aireación: (1) la tasa de transferencia de oxígeno (OTR por sus siglas en inglés, *Oxygen Transfer Rate*), se emplea para cuantificar la capacidad del sistema de aireación, es decir, la cantidad de oxígeno que el equipo es capaz de suministrar al agua limpia en un volumen determinado por unidad de tiempo; (2) la eficiencia de aireación (AE por sus siglas en inglés, *Aeration Efficiency*), se emplea para definir la eficiencia energética del sistema de aireación; y (3) la eficiencia de transferencia de oxígeno (OTE por sus siglas en inglés, *Oxygen Transfer Efficiency*), es un parámetro específico para difusores de burbuja fina y gruesa, y que relaciona la cantidad de oxígeno introducido al reactor biológico con la cantidad de oxígeno transferida a la columna de agua.

Para determinar el valor de OTE se ha empleado la Ecuación (6), basada en el cálculo de OTR según la Ecuación (7) tal y como propone Fan et al. (2017).

$$OTE = OTR/0,28 \cdot Q_{air} \quad (6)$$

$$OTR = \alpha k_L a (DO_{sat} - DO)V \quad (7)$$

Donde OTE (%), es la eficiencia de transferencia de oxígeno, OTR (kgO_2/h), es la tasa de transferencia de oxígeno, Q_{air} (kg/h), es el caudal de aire insuflado, y 0.28, es la fracción másica de oxígeno en el aire, $\alpha k_L a$ (h^{-1}), es el coeficiente de transferencia de oxígeno en licor mezcla en las condiciones de operación, DO_{sat} (kg/m^3), es la concentración de saturación de oxígeno disuelto, DO (kg/m^3), es la concentración de DO en cada instante de tiempo t y V (m^3), es el volumen de agua que se está aireando.

El valor de la eficiencia de aireación (AE) se calcula con la Ecuación (8) según propone (Olsson, 2017).

$$AE = OTR / P \quad (8)$$

Donde AE (kgO_2/kWh), es la eficiencia de aireación, P (kW), es la potencia de la soplante empleada y, OTR (kgO_2/h), es la tasa de transferencia de oxígeno.

Descripción de la EDAR de estudio

La EDAR de estudio está ubicada en una zona turística de la provincia de Valencia (Valencia, España) y se trata de una instalación de la Entidad Pública de Saneamiento de Aguas Residuales de la Comunidad Valenciana (EPSAR). La población a la que da servicio y, por tanto, el caudal de tratamiento varía considerablemente en función de la época del año, incrementándose hasta un 70% en los meses de temporada alta: julio, agosto y septiembre. En la Tabla 2 se muestran las características principales del agua residual de la EDAR. Mientras que en la Figura 4 (a) se muestra el esquema de la EDAR y en la Figura 4 (b) la configuración de las dos parrillas de difusores de burbuja fina en el reactor biológico.

Tabla 2 | Caracterización del agua residual de la EDAR de estudio.

Parámetro	Media Temporada Alta (Desviación típica)	Media Temporada Baja (Desviación típica)	Unidades
Q_{AR}	5474 (199)	3651 (200)	m^3/d
DQO de entrada al tratamiento biológico	381 (209)	108 (34)	mgDQO/L
DBO_5 de entrada al tratamiento biológico	166 (90)	58 (29)	mgDBO_5/L
N_T de entrada al tratamiento biológico	48 (14)	26 (3)	mgN/L
SS de entrada al tratamiento biológico	180 (122)	78 (31)	mgSS/L

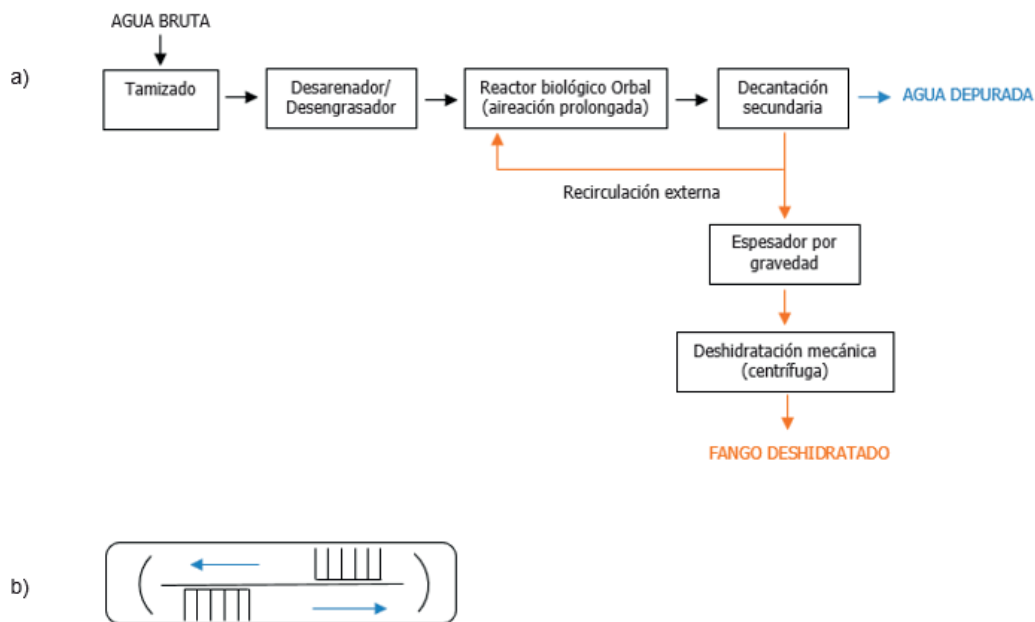


Figura 4 | (a) Esquema EDAR de estudio (b) Detalle del reactor biológico.

En el proceso biológico se alternan periodos de aireación y periodos sin aireación, alternando condiciones aerobias y anóxicas dentro del reactor. Para la introducción de aire se dispone de dos grupos de soplantes de émbolo rotativo y de tornillo que se emplean según la época del año, tal y como se muestra en la Tabla 3. Para controlar los periodos de marcha-paro de la aireación se emplea la medida de una sonda de amonio-nitrato.

Tabla 3 | Características de las soplantes empleadas en la EDAR de estudio.

Soplante	Potencia	Época del año de uso
Émbolo rotativo	45 kW	Invierno
Tornillo	110 kW	Verano

Se ha determinado a lo largo de 18 meses el consumo energético global a escala mensual de la EDAR de estudio y la parte del mismo que corresponde al sistema de aireación del tratamiento biológico. Para el cálculo de estos consumos energéticos se han empleado datos de las horas de funcionamiento de los equipos de la EDAR, así como la potencia que consumen, y se ha contrastado con los datos de consumo energético registrados en la EDAR. Este análisis se realiza para obtener la relación entre el consumo energético global de la EDAR de estudio frente a la carga de materia orgánica (kWh/kgDBO₅), carga de nutrientes (kWh/kgN_T) y el caudal de agua tratada (kWh/m³). El objetivo de este estudio es obtener distintos parámetros de eficiencia de aireación (α_{OTE} y α_{AE}), calculados a partir del valor de $k_L a$ durante los 18 meses de estudio, y relacionarlos con el consumo energético de la EDAR en cada mes.

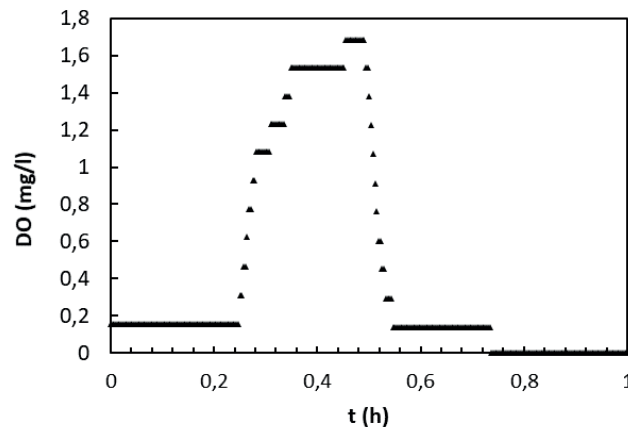


Figura 5 | Evolución de la concentración de oxígeno disuelto durante un ciclo de aireación en el reactor biológico de la EDAR de estudio.

Para determinar el valor de $k_L a$ se han empleado los datos de oxígeno disuelto disponibles de los ciclos marcha-paro de la aireación el reactor biológico, Figura 5, pues siguen la tendencia necesaria para el cálculo de $k_L a$ según métodos dinámicos descritos en el apartado anterior.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Resultados obtenidos en el laboratorio

Efecto del ensuciamiento de los difusores en la transferencia de oxígeno

En la Figura 6 se observa la evolución de la concentración de oxígeno disuelto registrada (y el ajuste realizado con la Ecuación (2)) en tres ciclos consecutivos del método dinámico con los difusores Tipo 2 sobre una muestra de licor mezcla. En esta figura se observa que, tras el reinicio de la aireación en cada ciclo, la concentración de oxígeno disuelto no se estabiliza en el mismo

valor que antes, sino que lo hace en un valor significativamente menor. Eso se debe a que, al detenerse la aireación, pese a mantener el sistema en agitación, se acumulan partículas en el filtro de los difusores Tipo 2. Esta obstrucción origina una pérdida de carga y la disminución del caudal insuflado (ver Ecuación (9)). Al insuflar un caudal de aire menor a la columna de agua el valor de $k_L a$ disminuye, como se muestra en el siguiente apartado de este trabajo, lo cual, según la Ecuación (5), implica una disminución en el DO de equilibrio.

El ensuciamiento de los difusores está relacionado con la presión que deben suministrar las soplantes según la siguiente ecuación, Ecuación (9).

$$P = \frac{Q_{\text{air}} R T_1}{75 n e} \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^n - 1 \right) 0,7457 \quad (9)$$

Donde P (kW), es la potencia consumida por la soplante, P_1 y P_2 (m.c.a), son la presión a la entrada y a la salida de la soplante respectivamente. Esta última depende de la altura de la columna de agua sobre los difusores y de las pérdidas de carga continuas y localizadas debidas a la circulación del aire a través de los difusores, de las tuberías, de las válvulas y de los filtros de aire respectivamente. Q_{air} (kg/s), es el caudal de aire insuflado, T_1 (K), es la temperatura a la entrada de la soplante (en grados Kelvin), n , es una constante que para el aire vale 0.283, e , es la eficiencia del conjunto motor-soplante (habitualmente 0.7), y R (m/K), es una constante que para el aire vale 29.27.

Es importante fijarse en la Ecuación (9), ya que al aumentar la pérdida de carga de los difusores (debido al ensuciamiento), tiene que aumentar el valor de la presión a la salida de la soplante (P_2), lo cual implica que la potencia consumida por la soplante (P), aumenta, aunque el caudal de aire insuflado no varíe. En caso de que se mantuviera la potencia de la soplante, como ocurre en el ensayo realizado en este trabajo, el caudal de aire insuflado se reduciría por el aumento de pérdida de carga como consecuencia del ensuciamiento.

Rosso y Stenstrom (2006) determinaron que hay una fuerte caída del valor de AE durante los primeros 24 meses de operación de los difusores y, posteriormente, el descenso de AE se ralentiza. Jiang et al. (2020) observó que, tras 10 años de funcionamiento, la pérdida de carga originada por el ensuciamiento de los difusores aumenta 3.2 veces y el valor de SOTE (OTE calculado en condiciones estándar de 20 °C y 1 atm) disminuye en un 73%. La limpieza de los difusores asegura la recuperación parcial de la eficiencia de aireación, tanto $\alpha k_L a$ como αOTE mejoran. La recuperación no es completa pues los efectos asociados al envejecimiento de los difusores son inevitables (Rosso y Stenstrom, 2006).

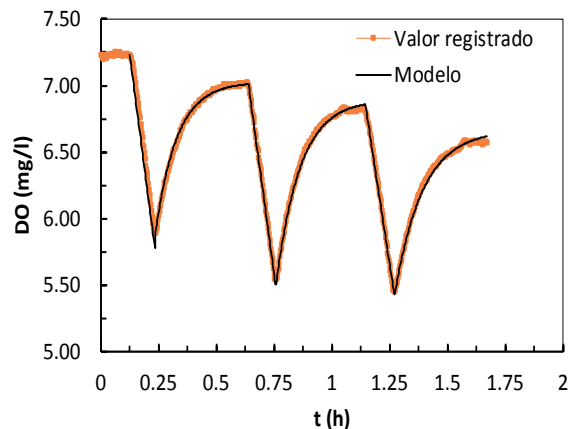


Figura 6 | Evolución de la concentración de oxígeno disuelto en el reactor durante tres ciclos del método dinámico y ajuste con modelo teórico definido por la Ecuación (2).

En la Tabla 4 se muestran los parámetros del modelo ajustado a los valores experimentales obtenidos calculados tras analizar cada ciclo por separado. Se observa que el valor de la OUR permanece constante en 0.0136 kg/m³h y $\alpha k_L a_{20}$ y el valor de la concentración de equilibrio DO_{eq} disminuyen en cada salto. Se ha calculado una disminución del 7% en el valor de $\alpha k_L a_{20}$ por cada media hora de funcionamiento de los difusores.

Tabla 4 | Parámetros del modelo teórico definido en la ecuación (2) utilizados para ajustar cada ciclo y concentración de equilibrio alcanzada.

	$\alpha k_L a$ (s ⁻¹)	$\alpha k_L a_{20}$ (s ⁻¹)	DO _{sat} (mg/L)	DO _{eq} (mg/L)
Ciclo 1	0.0029	0.0029	8.31	7.23
Ciclo 2	0.0027	0.0027	8.31	7.02
Ciclo 3	0.0023	0.0023	8.31	6.82

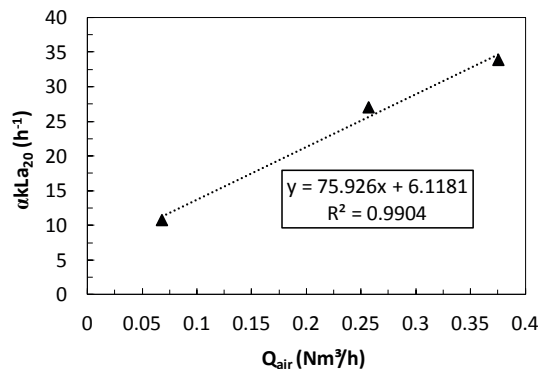
$\alpha k_L a_{20}$: coeficiente de transferencia de oxígeno en el licor mezcla corregido para una T de 20°C. En este caso $\alpha k_L a$ coincide con $\alpha k_L a_{20}$ por haberse realizado los ensayos a 20± 0.2°C.

Estos resultados ponen de manifiesto la importancia de evitar el ensuciamiento de los difusores, pues una disminución tan elevada en el valor del coeficiente de transferencia de oxígeno mantenido constante la potencia de la soplante, según la Ecuación (8) provocará una disminución en el parámetro de eficiencia de aireación AE.

Cuando el coste económico de las pérdidas energéticas asociadas al ensuciamiento de los difusores es mayor que el coste de limpieza de los mismos, se debe proceder a la limpieza de los difusores (Rosso y Stenstrom, 2006). Una forma de reducir el coste asociado a la limpieza de los difusores es el empleo de difusores de membrana elástica frente a los cerámicos, lo que según Longo et al. (2016) puede suponer un ahorro de entre un 10 y un 20%.

Efecto de caudal de aire insuflado en la transferencia de oxígeno

Se ha determinado la influencia sobre el $k_L a$ del caudal de aire (Q_{air}) insuflado en igualdad del resto de condiciones. Estos ensayos han sido realizados sólo con los difusores Tipo 1 debido a los problemas de rápido ensuciamiento observados en los difusores Tipo 2 que se han descrito en el punto anterior. En la Figura 7 se muestra el valor del parámetro $\alpha k_L a_{20}$ para tres caudales de aire distintos, aireando una misma muestra de licor mezcla cuya concentración de ST era de 3720 mg/L.

**Figura 7** | Valores de $\alpha k_L a_{20}$ para distintos caudales de aire insuflados en una muestra de licor mezcla con concentración de sólidos totales de 3720 mg/L.

En la Figura 7 se observa que, a medida que aumenta Q_{air} , en igualdad del resto de condiciones, aumenta el valor de $\alpha k_L a_{20}$. Esto se debe a que se producen más burbujas y, por lo tanto, hay una mayor superficie de contacto entre el aire y el agua y la cantidad de oxígeno transferido a la columna de agua será mayor. Además, se origina una mayor turbulencia en la columna de agua, lo cual implica una mejor circulación de las burbujas, ya que si el caudal es muy bajo las burbujas pueden llegar a fusionarse unas con otras de camino a la superficie, reduciendo la superficie específica. A la vez, un aumento en la turbulencia facilita la reaireación con la atmósfera, lo que favorece un aumento del valor del coeficiente de transferencia de oxígeno (Fan et al., 2017).

Fan et al. (2017) también obtuvieron una relación lineal entre el valor del caudal de aire por unidad de superficie insuflado y $k_L a$. Estos autores observaron un aumento en el valor de $k_L a$ de 1.5 a 4.98 h⁻¹ cuando el caudal insuflado aumentó de 58.98 a 235.91 m³/(m²·h). Esta tendencia es coherente con la obtenida por otros autores como Boyle (1996), Chern (2003), Metcalf and

Eddy (2002). Sin embargo, el valor de alfa no se ve afectado necesariamente del mismo modo, puesto que un cambio de caudal no afecta en el mismo grado al coeficiente de transferencia de oxígeno en agua limpia que en licor mezcla (Germain et al., 2007). Normalmente, la eficiencia de aireación (AE) disminuye conforme aumenta el caudal de aire insuflado, eso se debe a que la mejora en el coeficiente de transferencia de oxígeno no compensa el aumento de potencia consumida por las soplantes (Germain et al., 2007).

Para los difusores Tipo 1, el valor de $\alpha k_L a_{20}$ aumenta 75.926 h^{-1} por cada Nm^3/h que aumenta Q_{air} , tal y como se observa en la Ecuación (10), obtenida al ajustar los valores experimentales

$$\alpha k_L a_{20} = 75,926 \cdot Q_{\text{air}} + 6,1181 \quad (10)$$

Por tanto, es importante trabajar con un caudal de aire no muy bajo, pero tampoco excesivamente elevado, pues, aunque se consigue una turbulencia muy elevada en la columna de agua, el consumo energético para la burbujear ese caudal a la columna de agua es más elevado, lo cual puede llegar a disminuir el valor del parámetro de eficiencia de aireación AE.

Efecto de concentración de sólidos y el tipo de difusor en la transferencia de oxígeno

Otro aspecto relacionado con las características del agua residual que afecta al valor de $\alpha k_L a_{20}$ es la concentración de sólidos totales (ST).

En la Figura 8 se muestra el valor del parámetro $\alpha k_L a_{20}$ para distintas concentraciones de ST. En esta figura se observa que, para ambos tipos de difusores, el coeficiente de transferencia de oxígeno corregido a 20°C disminuye conforme aumenta la concentración de ST. Por otro lado, los resultados de $\alpha k_L a_{20}$ obtenidos para el difusor Tipo 2 son mucho menores que para el Tipo 1. Esto se debe a que los difusores Tipo 2 se ensucian muy rápidamente, y pese a limpiarse con frecuencia, el ensuciamiento origina que el caudal de aire insuflado siempre sea menor. Por este motivo, incluso con valores de ST bajos, se obtienen valores de $\alpha k_L a_{20}$ reducidos. Para conseguir el mismo caudal de aire habría que aumentar la potencia o realizar una limpieza más frecuente de los difusores.

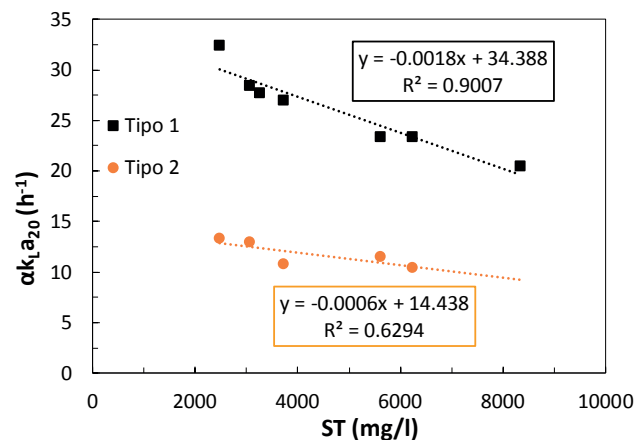


Figura 8 | Valores de $\alpha k_L a_{20}$ para distintas concentraciones de ST en el licor mezcla.

Las ecuaciones que relacionan linealmente los valores de $\alpha k_L a_{20}$ con la concentración de ST en el licor mezcla para cada tipo de difusor se muestran en las Ecuaciones (11) y (12).

$$\alpha k_L a_{20} (\text{Tipo 1}) = 34.388 - 1.8 \cdot 10^{-3} \text{ ST} \quad (11)$$

$$\alpha k_L a_{20} (\text{Tipo 2}) = 14.438 - 6.2 \cdot 10^{-4} \text{ ST} \quad (12)$$

El valor del $k_L a$ es muy sensible a las condiciones de operación y, por tanto, la diferencia entre las pendientes de las ecuaciones anteriores puede deberse a distintos factores como el tamaño de burbujas de aire que produce cada difusor o una evolución distinta del ensuciamiento (según el diseño del difusor).

Los difusores de burbuja fina presentan un valor de α más pequeño que el resto de los sistemas de aireación, incluso que los difusores de burbuja gruesa en condiciones de operación similares. Esto se debe a que no producen una turbulencia tan elevada, con lo cual no pueden evitar la acumulación de agentes surfactantes en la superficie que dificultan la reaireación (Stenstrom y Gilbert, 1981). Sin embargo, aunque con aireadores de burbuja gruesa se consiguen mayores valores de OTR, también presentan un mayor consumo de energía, hasta un 50% más comparado con los difusores de burbuja fina (Al Ba'ba' y Amano, 2017) y, por lo tanto, menor AE (Olsson et al., 2017). Es por ello que los difusores de burbuja fina son los que más se emplean en Europa, aun teniendo las desventajas de requerir una limpieza periódica y que el valor de OTE se vea negativamente afectado por distintos contaminantes presentes en el agua (Olsson et al., 2017).

Los resultados obtenidos en este trabajo ponen de manifiesto que la configuración de los difusores tiene una influencia significativa en los valores del coeficiente $\alpha k_L a_{20}$. Por tanto, en la medida de lo posible, conviene emplear difusores que no se ensucien con facilidad, y realizar limpiezas periódicas de los mismos, puesto que, si se quiere mantener la concentración de oxígeno disuelto en el valor deseado, el ensuciamiento aumentará el consumo energético al necesitar más energía para compensar la pérdida de carga adicional producida por el ensuciamiento de los difusores.

Por otro lado, en la Figura 8 se observa una relación negativa entre $k_L a$ y la concentración de sólidos totales (ST) del licor mezcla. Otros autores han estudiado la relación entre $k_L a$ y la concentración de sólidos en suspensión del licor mezcla (MLSS por sus siglas en inglés, *Mixed Liquor Suspended Solids*), y también han obtenido la misma tendencia entre estos, aunque no se ha confirmado todavía si el efecto se debe a los sólidos o a la materia orgánica asociada a los mismos (Leu et al., 2009) o, por el contrario, al aumento de la viscosidad del agua residual y de la coalescencia de las burbujas (Henkel, 2012).

Efecto de la actividad biológica OUR en la transferencia de oxígeno

Tras realizar varios ensayos dinámicos con licor mezcla se ha comprobado que, en igualdad del resto de condiciones, una mayor actividad bacteriana, es decir, un valor de OUR mayor, no influye en el valor del $\alpha k_L a$.

En la Tabla 5 se recogen los resultados de los parámetros de la Ecuación (2) ($\alpha k_L a$, DO_{sat} y OUR) para una muestra de licor mezcla con una concentración de ST de 2468 mg/L y dos niveles de actividad de los microorganismos: baja (antes de adicionar el sustrato) y alta (tras adicionar sustrato). En esta tabla se observa que DO_{sat} se mantiene constante, pues se trata de la misma muestra de licor mezcla y que $\alpha k_L a_{20}$ apenas varía a pesar del incremento en más de un orden de magnitud del valor de la actividad (OUR). Sin embargo, la concentración de equilibrio DO_{eq} sí que disminuye tras aumentar la OUR, lo que provoca que haya un mayor gradiente entre ésta concentración y la concentración de saturación, aumentando, por tanto, la transferencia de oxígeno a la columna de agua (tal y como ponía de manifiesto la Ecuación (7)). Por tanto, en igualdad del resto de condiciones, incluida la cantidad de aire insuflado (Q_{air}), cuando hay mayor actividad bacteriana en el reactor, el oxígeno disuelto se estabilizará (C_{eq}) en un valor más bajo, ya que los microorganismos consumen una mayor cantidad de oxígeno y, por tanto, la parte que queda disuelta en la columna de agua es menor.

Como la DO_{eq} disminuye con el aumento de la OUR y $\alpha k_L a$ y el V se mantienen constantes, aumentará la tasa de transferencia de oxígeno (αOTR) y ésta será mayor conforme aumente el valor de OUR. Es decir, el mismo equipo de aireación será capaz de transferir una mayor cantidad de oxígeno al agua cuando el valor de la OUR sea mayor.

La corrección por temperatura se ha realizado con la ecuación de Arrhenius:

$$k_L a_T = k_L a_{20} \cdot 1.024^{T-20} \text{ y } OUR_T = OUR_{20} \cdot 1.072^{T-20}$$

Tabla 5 | Parámetros del modelo teórico definido en la ecuación (2) utilizados para ajustar una muestra de licor mezcla con distintos niveles de actividad (OUR).

		Sin sustrato	Tras añadir sustrato
OUR	(kg/m ³ h)	0.0034	0.0435
OUR ₂₀	(kg/m ³ h)	0.0029	0.0385
αk_{La}	(s ⁻¹)	0.0097	0.0098
αk_{La20}	(s ⁻¹)	0.0092	0.0094
DO _{sat}	(mg/L)	8.4	8.5
DO _{eq}	(mg/L)	8.3	7.2
T	(°C)	21.9	21.8
ST	(mg/L)	2468	2468
SV	(mg/L)	1515	1515

Asegurar un mayor gradiente entre el oxígeno disuelto en la columna de agua y la concentración de saturación (con la consiguiente mayor transferencia de oxígeno, según se vio en las Ecuaciones (6) y (7)) se puede lograr insuflando al reactor un caudal de aire más bajo, siempre que no perjudique al valor de k_{La} , o deteniendo la aireación en valores en torno a 0.5 mg/L, antes de que se alcance DO_{eq}. Esto favorecería el desarrollo de comunidades de bacterias (heterótrofas y autótrofas) con mayor afinidad por el oxígeno disuelto que las que crecen y se desarrollan en reactores biológicos operados con altas concentraciones de oxígeno disuelto (Fan et al., 2017). Al favorecerse el consumo de oxígeno por parte de estos microorganismos, se mantiene el gradiente entre el valor de la concentración de oxígeno disuelto y de saturación elevado, favoreciendo la transferencia de oxígeno a la columna de agua. Esto se traduce en mejoras evidentes en el valor de OTE, que mejora entre un 3.3 y un 20.9% comparado con sistemas que trabajan a concentraciones de oxígeno disuelto elevadas (Fan et al., 2017). Sin embargo, operar a bajas concentraciones de oxígeno también puede promover el crecimiento de microorganismos filamentosos que afectan negativamente a la sedimentación del fango y, además, reducen la transferencia de oxígeno por el aumento de viscosidad que producen (Liu et al., 2018). Evitar la proliferación de estos microorganismos filamentosos es, por tanto, esencial para poder capitalizar completamente el beneficio de operar con bajas concentraciones de oxígeno disuelto.

Resultados obtenidos en EDAR

Consumo energético en la EDAR

En la Figura 9 se muestra el consumo energético global a escala mensual y el asociado al sistema de aireación durante los 18 meses de estudio. En esta figura se puede observar claramente el aumento de consumo que se produce en los meses de temporada alta que coincide con la época estival. El porcentaje que representa el consumo energético de la aireación respecto del consumo total de la EDAR está entre 29.7% y 69%, produciéndose los valores más bajos en los meses en que sólo se utilizó la soplante de 45 kW. La soplante de mayor potencia (la de 110 kW) sólo se empleó ocasionalmente, principalmente en los meses de temporada alta (julio, agosto y septiembre) del año 2018, siendo agosto el mes que más horas estuvo en funcionamiento. El hecho de haber empleado esta soplante durante más horas en el mes agosto que en el resto de meses se ve reflejado en el valor del consumo energético de la aireación asociado a ese mes.

En esta EDAR se dispone de dos soplantes de potencias diferentes que se emplean según las necesidades del proceso biológico. Jenkins (2014) afirma que una forma de obtener un mayor ahorro económico en el proceso de aireación del tratamiento biológico es empleando hasta 4 soplantes diferentes, dos de ellas diseñadas para cumplir con el 50% de las necesidades de aireación del proceso y las otras dos al 25%. A medida que los requerimientos del proceso se acercan al 100% permite a las soplantes trabajar en el rango de mayor eficiencia, minimizando las pérdidas energéticas relacionadas con tener una única soplante que normalmente trabaja a valores mucho menores que su óptimo. Aunque invertir en diversos equipos puede parecer que añade un sobrecoste a la puesta en marcha de la instalación, al tratarse de equipos más pequeños, los costes de las tuberías y válvulas necesarias son más bajos que para un equipo grande, además, el ahorro obtenido durante los años de vida del equipo compensa el coste de la instalación (Jenkins, 2014).

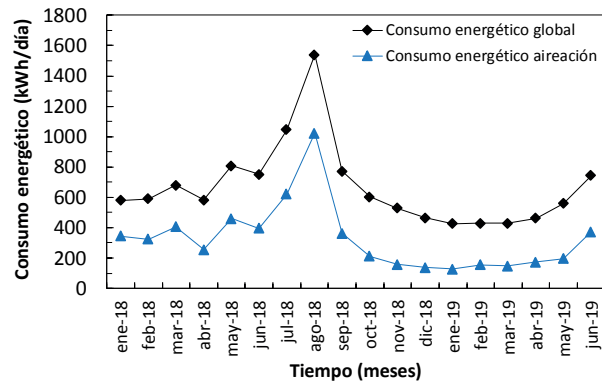


Figura 9 | Consumo energético global y del sistema aireación en la EDAR de estudio durante 18 meses.

En EDARs en las que no se disponga de soplantes de distintas potencias, a la vista de los resultados, se puede afirmar que implementar un sistema de control avanzado para el sistema de aireación que ajuste el caudal de aire suministrado a las necesidades en cada momento del proceso biológico puede reducir el consumo energético de la EDAR. Implementar estos sistemas de control puede ahorrar entre un 20 y 30% del consumo energético asociado a la aireación (Ferrer et al., 2017). Sin embargo, en caso de incluirse, es necesario invertir en el mantenimiento de los equipos y en personal cualificado (Longo et al., 2016). Estudios recientes han obtenido un ahorro del 17.49% tras aplicar un método de control avanzado para el sistema de aireación (Khatri et al., 2020).

En la Figura 10 se muestra la evolución a lo largo de los 18 meses del consumo energético específico por metro cúbico de agua residual tratada en la EDAR. En esta figura se pueden observar valores del consumo específico más elevados y con mayor variabilidad en 2018, oscilando entre 0.06 y 0.26 kWh/m³, mientras que en los primeros 6 meses de 2019 se ha mantenido en valores más bajos y estables (en comparación con el mismo período de enero a junio de 2018) estando en 0.08±0.03 kWh/m³. Esto se debe a que en ningún momento se ha utilizado la soplante de mayor potencia (110 kW) durante los primeros seis meses de 2019. En comparación con la bibliografía (Ferrer et al., 2017) se puede afirmar que esta EDAR presenta un consumo específico global muy bueno estando la mayor parte del tiempo claramente por debajo de 0.25 kWh/m³. Albaladejo (2016) afirma que el consumo medio ponderado por caudal de 538 EDARs del Este de España (Comunidad Valenciana y Murciana) es de 0.42 kWh/m³, valor que también confirma que la EDAR de estudio presente un consumo más bajo por unidad de caudal tratado que otras EDAR de características similares.

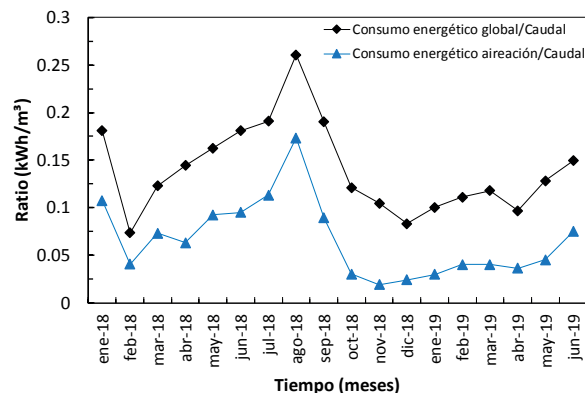


Figura 10 | Consumo energético específico global y de aireación por metro cúbico de agua residual tratada en la EDAR de estudio durante 18 meses.

En la Figura 11 se muestra la relación entre el consumo energético específico a escala mensual global durante los 18 meses estudiados por kg de DBO₅ eliminada y por kg de N_T eliminado durante el tratamiento. En esta figura también se puede observar la mejora en la eficiencia energética del año 2019 respecto del 2018, y que los consumos específicos de la primavera de 2018 llegaron a ser más altos que los de verano.

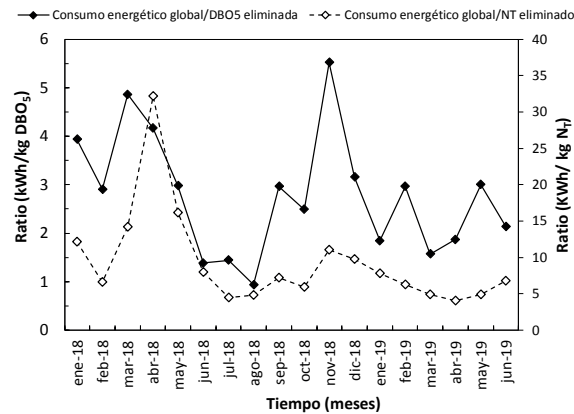


Figura 11 | Consumo energético específico global por kg de DBO₅ eliminada y por kg de N_T eliminado en la EDAR de estudio durante 18 meses.

Las diferencias obtenidas en los primeros meses del año en ambos años de estudio (2018 y 2019) se deben a una temporada de lluvias intensas a inicios del 2018. El aumento en el caudal de AR que llegó a la EDAR originó la necesidad de emplear equipos de la EDAR que en condiciones normales en esa época del año no se emplean, como la soplante de potencia elevada (110 kW), desencadenando un aumento del 15% en el consumo energético asociado a la aireación que suele haber en esa época del año.

En la Tabla 6 se muestran distintos parámetros energéticos calculados para la EDAR de estudio durante los 6 primeros meses correspondientes del año 2019. Durante estos meses sólo se utilizó la soplante de 45 kW.

Según valores bibliográficos, el valor de AE para difusores de burbuja fina se sitúa sobre 3.95 kgO₂/kWh (Bolles, 2006) y considerando que el valor de α para difusores de burbuja fina es de 0.45 (Bolles, 2006), los valores típicos de α AE están en torno a 1.77 kgO₂/kWh. Como se puede ver en la Tabla 6, la EDAR de estudio presenta valores claramente mayores (con α AE entre 3.89 y 8.58). Esto se debe a que para el caudal de agua residual que trata la EDAR ($Q < 3500$ m³/d en temporada baja y $Q < 6000$ m³/d en temporada alta), con una carga orgánica y de nutrientes típica de agua residual urbana, ha sido posible operar todos esos meses con la soplante de potencia reducida (45 kW), que permite insuflar el caudal de aire suficiente para eliminar materia orgánica y nutrientes hasta alcanzar las características del agua efluente deseadas, con un rendimiento óptimo.

Tabla 6 | Parámetros de eficiencia energética (α OTE y α AE), temperatura media y su desviación estándar, para los meses de 2019.

	α OTE (%)	α AE (kg/kWh)	T (°C) (Desviación estándar)
Enero	31.48	3.89	14.80±0.73
Febrero	37.75	4.68	15.20±0.73
Marzo	44.85	5.03	17.02±0.59
Abril	43.60	6.20	18.46±1.10
Mayo	63.47	8.58	20.96±0.73
Junio	79.27	6.93	24.54±1.87

Estos resultados ponen de manifiesto la importancia de tener soplantes de potencia ajustadas a las necesidades de proceso, que puedan trabajar con buen rendimiento en el rango de caudales de aireación más frecuentes (caudales medios y bajos) en lugar de tener sólo una soplante de gran potencia dimensionada para la situación punta más extrema posible (que es poco frecuente en la práctica).

La mejora en los parámetros de eficiencia calculados a lo largo de los meses para la EDAR de estudio se puede atribuir a la mayor temperatura que favorece los procesos biológicos que llevan a cabo las bacterias en el reactor biológico, junto con la mayor carga que ha aumentado la actividad bacteriana. En consecuencia, ha aumentado el tiempo de funcionamiento de la soplante en condiciones óptimas (y se ha reducido la frecuencia de paradas, para mantener la concentración de oxígeno en el reactor en la consigna deseada).

Protocolo para determinar el coeficiente de transferencia de oxígeno en una EDAR con sistema de aireación intermitente

El método dinámico aplicado a lo largo de este trabajo se puede emplear para cualquier sistema de aireación, pues se basa en la medida de la concentración de oxígeno disuelto en la columna de agua durante distintos ciclos de marcha-paro en la aireación. Sin embargo, si se quiere determinar el valor del $k_L a$ por el método dinámico en el reactor biológico de una EDAR hay que esperar a que la concentración de oxígeno disuelto en el reactor se estabilice (alcanzando la concentración de oxígeno de equilibrio, DO_{eq}). Puesto que en las EDARs la capacidad de aireación es elevada (dimensionada para la situación punta más extrema), la concentración de DO se estabilizaría en un valor elevado. Sin embargo, con el uso de sistemas de control que regulan el funcionamiento de las soplantes consiguen que la concentración de DO en el reactor biológico se mantenga sobre los 2 mg/L, de modo que, durante el funcionamiento normal de una EDAR, no se alcanza el valor de DO_{eq} .

En este estudio se ha comprobado que, si se conoce el valor de DO_{sat} (del propio oxímetro) o se calcula en las condiciones de operación por otro método (por ejemplo, con la fórmula empírica mostrada en la Ecuación (3)), no es necesario alcanzar la concentración de DO_{eq} para obtener un valor representativo del $k_L a$ por el método dinámico. Conocido el valor de la DO_{sat} y de la OUR, es posible utilizar todos los datos registrados de la evolución de la concentración de oxígeno disuelto para estimar un único parámetro en la Ecuación (2), $\alpha k_L a$.

Gracias a esto, los datos de la concentración de oxígeno disuelto frente de tiempo de los ciclos marcha-paro de la aireación de una EDAR que funciona alternando periodos de aireación y periodos sin aireación, se pueden emplear para determinar el valor de $\alpha k_L a$ por el método dinámico.

Este protocolo requiere conocer la evolución de la concentración de DO en el reactor con el tiempo a lo largo de varios ciclos seguidos marcha-paro del sistema de aireación (para asegurar que el valor obtenido sea representativo de las condiciones de operación, se aconseja un mínimo de 3 ciclos y si fuera posible 5 o más). Cada ciclo debe de constar de una zona de aumento de la DO en la columna de agua (tras el arranque de la soplante) y una zona de bajada (tras la detención de la soplante) que nos permita determinar la OUR (la actividad biológica).

Tanto si se opera a concentraciones altas como bajas de DO, no es necesario alcanzar una concentración constante en el reactor, lo importante es que haya datos suficientes para distinguir las zonas de subida y bajada con claridad. Entre ciclo y ciclo no es necesario alcanzar una concentración de DO determinada, cuando haya datos suficientes para determinar la pendiente de la recta se puede reiniciar la aireación y proceder a realizar el siguiente ciclo marcha-paro. El valor de Q_{air} debe ser conocido y constante durante los 3 o 5 ciclos marcha-paro del sistema de aireación.

Los valores de la concentración de DO frente al tiempo obtenidos se deben ajustar a las Ecuaciones (4) y (5) descritas en este estudio.

La frecuencia con la que se debe realizar el protocolo varía en función de la EDAR y de la variabilidad del valor de $\alpha k_L a$. En cualquier caso, parece razonable una vez cada 15 días y así se ha aplicado en la EDAR de estudio, pues se ha determinado que $\alpha k_L a$ no varía significativamente a lo largo de un día, pero sí a lo largo de un mes.

Se establece la limpieza de los difusores cuando el valor de $\alpha k_L a$ corregido por temperatura para dos ensayos realizados con la misma soplante y bajo condiciones similares (condiciones de Q_{air} y SS), se reduce en un determinado porcentaje, que cada EDAR puede fijar en función de sus intereses. En este caso se ha fijado en una reducción del 50%. Se pueden comparar los valores obtenidos en la misma temporada del año anterior si se cumplen las condiciones comentadas anteriormente. Después de cada limpieza conviene ejecutar nuevamente el protocolo descrito en este apartado para cuantificar la mejora en el valor de $\alpha k_L a$, comparándolo con el que tenía antes de realizar la limpieza.

CONCLUSIONES

Es importante conocer el valor del coeficiente de transferencia de oxígeno ($k_L a$) en una EDAR, pues es un parámetro que refleja el estado de los difusores y que puede ayudar a decidir el momento de realizar una limpieza de los mismos o, incluso, proceder

al cambio de estos. Las principales conclusiones de este estudio son: (1) El $k_L a$ se ve fuertemente afectado por el ensuciamiento de los difusores. Para algunos difusores de laboratorio se ha llegado a cuantificar en un 7% de disminución por cada media hora que se mantiene en funcionamiento. (2) El tipo de difusor utilizado también influye significativamente en el valor del $k_L a$. (3) Una menor concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico (conseguida insuflando menos aire, o provocada por una mayor actividad biológica, es decir, por una mayor OUR) implica una mayor cantidad de oxígeno transferido al agua (parámetro αOTR). (4) Otras opciones para el ahorro energético en el proceso de aireación son: (a) implementar un sistema de control de la aireación que ajuste lo suministrado a las necesidades del proceso biológico (b) disponer de soplantes dimensionadas para trabajar eficientemente en las bajas y medias necesidades ya que permiten una buena regulación (en lugar de soplantes de gran potencia dimensionadas para unas condiciones punta poco frecuentes).

AGRADECIMIENTOS

Se agradece a la Entidad Pública de Saneamiento de Aguas Residuales de la Comunidad Valenciana (EPSAR), a la Cátedra Aguas de Valencia y a la empresa Global Ommium, tanto la financiación como la colaboración en la realización de este trabajo.

REFERENCIAS

- Al Ba'ba'a, H.B., Amano, R.S. 2017. A study of optimum aeration efficiency of a lab-scale air-diffused system. *Water and Environment Journal*, 31(3), 432-439. <https://doi.org/10.1111/wej.12261>
- Albaladejo-Ruiz, A., Albaladejo-Falcó, A. 2016. Parametrización del consumo energético de las depuradoras de aguas residuales (levante español). *Dyna (Spain)*, 91(1), 82-87. <https://doi.org/10.6036/7527>
- APHA, AWWA, WEF. 2012. *American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 22nd ed., Am. Public Heal. Assoc. Washington, DC, USA. ISBN 9780875532356
- Baylar, A., Ozkan, F. 2006. Applications of venturi principle to water aeration systems. *Environmental Fluid Mechanics*, 6(4), 341-357. <https://doi.org/10.1007/s10652-005-5664-9>
- Bolles, S. 2006. Modeling wastewater aeration systems to discover energy savings opportunities. *Process Energy Services LLC*.
- Boog, J., Nivala, J., Kalbacher, T., van Afferden, M., Müller, R.A. 2020. Do wastewater pollutants impact oxygen transfer in aerated horizontal flow wetlands? *Chemical Engineering Journal*, 383, 123173. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2019.123173>
- Boyle, W., Craven, A., Danely, W., Riech, M. 1996. Oxygen transfer study at the Madison metropolitan sewerage district facilities. *Risk Reduction Engineering Laboratory*, Office of research and Division, US EPA, Cincinnati.
- Chern, J.M., Yang, S. 2003. Oxygen transfer rate in a coarse bubble diffused aeration systems. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 42(25), 6653-6660. <https://doi.org/10.1021/ie030396y>
- Collivignarelli, M.C., Abbà, A., Bertanza, G. 2019. Oxygen transfer improvement in MBBR process. *Environmental Science and Pollution Research*, 26(11), 10727-10737. <https://doi.org/10.1007/s11356-019-04535-1>
- Fan, H., Qi, L., Liu, G., Zhang, Y., Fan, Q., Wang, H. 2017. Science Direct Aeration optimization through operation at low dissolved oxygen concentrations: Evaluation of oxygen mass transfer dynamics in different activated sludge systems. *Journal of environmental sciences*, 55(2017), 224-235. <https://doi.org/10.1016/j.jes.2016.08.008>
- Ferrer, J., Aguado, D., Barat, R., Serralta, J., Lapuente, E. 2017. *Huella energética en el ciclo integral del agua en la Comunidad de Madrid*. Fundación Canal Isabel II. ISBN: 978-84-945176-8-6

- Ferrer Polo, J. 2007. *Tratamientos biológicos de aguas residuales* (2a ed.; A. Seco Torrecillas, ed.). Valencia: Editorial UPV, D.L. 2007, 2012.
- Foladori, P., Vaccari, M., Vitali, F. 2015. Energy audit in small wastewater treatment plants: methodology, energy consumption indicators, and lessons learned. <https://doi.org/10.2166/wst.2015.306>
- García-Ochoa, F., Gómez, E. 2009. Bioreactor scale-up and oxygen transfer rate in microbial processes: An overview. *Biotechnology Advances*, 27(2), 153-176. <https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2008.10.006>
- Germain, E., Stephenson, T. 2005. Biomass characteristics, aeration and oxygen transfer in membrane bioreactors: their interrelations explained by a review of aerobic biological processes. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 4(4), 223. <https://doi.org/10.1007/s11157-005-2097-3>
- Germain, E., Nelles, F., Drews, A., Pearce, P., Kraume, M., Reid, E., Stephenson, T. 2007. Biomass effects on oxygen transfer in membrane bioreactors. *Water Research*, 41(5), 1038-1044. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2006.10.020>
- Henkel, J. 2012. Oxygen Transfer Phenomena in Activated Sludge. Retrieved from http://tuprints.ulb.tu-darmstadt.de/3008/1/Henkel-2010-Oxygen_Transfer_Phenomena_in_Activated_Sludge.pdf
- Jenkins, T.E. 2014. *Aeration control system design: a practical guide to energy and process optimization* (First edit). Hoboken, New Jersey: Wiley. <https://doi.org/10.1002/9781118777732>
- Jiang, L.M., Chen, L., Zhou, Z., Sun, D., Li, Y., Zhang, M., Yao, J. 2020. Fouling characterization and aeration performance recovery of fine-pore diffusers operated for 10 years in a full-scale wastewater treatment plant. *Bioresource Technology*, 307, 123197. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.123197>
- Khatri, N., Khatri, K.K., Sharma, A. 2020. Enhanced Energy Saving in Wastewater Treatment Plant using Dissolved Oxygen Control and Hydrocyclone. *Environmental Technology & Innovation*, 18, 100678. <https://doi.org/10.1016/j.eti.2020.100678>
- Leu, S.Y., Rosso, D., Larson, L.E., Stenstrom, M.K. 2009. Real-Time Aeration Efficiency Monitoring in the Activated Sludge Process and Methods to Reduce Energy Consumption and Operating Costs. *Water Environment Research*, 81(12), 2471-2481. <https://doi.org/10.2175/106143009X425906>
- Lindberg, C.F. 1997. *Control and estimation strategies applied to the activated sludge process*. Finland: Uppsala University.
- Liu G., Wang J., Campbell K. 2018. Formation of filamentous microorganisms impedes oxygen transfer and decreases aeration efficiency for wastewater treatment. *Journal of Cleaner Production*, 189, 502-509. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.04.125>
- Longo S., d'Antoni B.M., Bongards M., Chaparro A., Cronrath A., Fatone F., Hospido A. 2016. Monitoring and diagnosis of energy consumption in wastewater treatment plants. A state of the art and proposals for improvement. *Applied Energy*, 179, 1251-1268. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.07.043>
- Macintosh, C., Astals, S., Sembera, C., Ertl, A., Drewes, J.E., Jensen, P.D., Koch, K. 2019. Successful strategies for increasing energy self-sufficiency at Grüneck wastewater treatment plant in Germany by food waste co-digestion and improved aeration. *Applied Energy*, 242, 797-808. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.03.126>
- Metcalf and Eddy. 2002 *Wastewater engineering*. McGraw Hill Companies, International Edition, Singapore
- Olsson, G. 2017. Control de procesos. In Carlos M. López Vázquez, Germán Buitrón Méndez, Héctor A. García, Francisco J. Cervantes Carrillo, *Tratamiento biológico de aguas residuales: Principios, modelación y diseño*. <https://doi.org/10.2166/9781780409146>
- Rosso, D., Stenstrom, M.K. 2006. Economic Implications of Fine-Pore Diffuser Aging. *Water Environment Research*, 78(8), 810-815. <https://doi.org/10.2175/106143006X101683>
- Rosso, D., Larson, L.E., Stenstrom, M.K. 2008. Aeration of large-scale municipal wastewater treatment plants: State of the art. *Water Science and Technology*, 57(7), 973-978. <https://doi.org/10.2166/wst.2008.218>

Stenstrom, M.K., Gilbert, R.G. 1981. Effects of Alpha, Beta and Theta Factors and Surfactants on Specification Design and Operation of Aeration Systems. *Water Research*, 15, 643-654. [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(81\)90156-1](https://doi.org/10.1016/0043-1354(81)90156-1)

Therrien, J.D., Vanrolleghem, P.A., Dorea, C.C. 2019. Characterization of the performance of venturi-based aeration devices for use in wastewater treatment in low-resource settings. *Water SA*, 45(2), 251-258. <https://doi.org/10.4314/wsa.v45i2.12>

Zison S.W. 1978. *Rates, constants, and kinetics formulations in surface water quality modelling*. Environmental Protection Agency, Office of Research and Development, Environmental Research Laboratory.