

Diseño y Optimización de Fotobiorreactores Raceway y Capa Fina mediante Dinámica de Fluidos Computacional (CFD) acoplado a Métodos Numéricos de Fotosíntesis

TESIS DOCTORAL

Programa de Doctorado en Biotecnología y Bioprocesos Industriales
Aplicados a la Agroalimentación y Medioambiente

Universidad de Almería



AUTOR

Cristian Enrique Inostroza González

DIRECTORES

Francisco Gabriel Acién Fernández

José María Fernández Sevilla

Almería, Mayo 2023

Design and Optimization of Raceway and Thin-Layer Photobioreactors by Computational Fluid Dynamics (CFD) coupled to Numerical Methods of Photosynthesis

DOCTORAL THESIS

Doctorate in Biotechnology and Industrial Bioprocesses

Applied to Agrifood and Environment

University of Almería



AUTHOR

Cristian Enrique Inostroza González

SUPERVISORS

Francisco Gabriel Acién Fernández

José María Fernández Sevilla

Almería, May 2023

Agradecimientos

A mis directores de tesis Francisco Gabriel Acién Fernández y José María Fernández Sevilla, Catedráticos del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Almería, por su gran calidad humana y todo el apoyo brindado durante mis estadias en Almería, España. A todo el equipo del centro de investigación IFAPA miembros del Grupo de Investigación de Biotecnología de Microalgas.

A mi compañero de doctorado Juan Pablo Díaz Vega, Catedrático de la Universidad Arturo Prat de la ciudad de Iquique, Chile.

Resumen

Desde su nacimiento la biotecnología de microalgas está en continua expansión, proceso que se ha acelerado en los últimos años dado el elevado número y relevancia de las aplicaciones con las que se relaciona. Así, este ámbito de la biotecnología se ha relacionado tradicionalmente con la producción de alimento para acuicultura, pero hoy día son muy diversas las aplicaciones en cosmética y nutracéutica, alimentación humana y animal, producción de bioplásticos y bioestimulantes/biopesticidas agrícolas, y hasta el tratamiento de aguas residuales y la producción de biocombustibles. Este desarrollo obliga al aumento de la escala de producción por lo que actualmente, el mayor desafío es industrializar la producción de microalgas tanto por aumento del tamaño de los fotobiorreactores como por mejora de su eficiencia. Para ello, se pueden emplear metodologías basadas en aproximaciones experimentales que conllevan mucho tiempo y coste. Como alternativa se plantea el uso de métodos numéricos basados en dinámica computacional de fluidos y modelos dinámicos de fotosíntesis. Estos métodos son altamente flexibles y reducen tanto el tiempo como el coste de las tareas de optimización, si bien los diseños y condiciones óptimas determinadas deben ser siempre evaluadas de forma experimental para su validación.

En esta tesis se hace uso de estas herramientas para la optimización del diseño y operación de dos tipos de reactores abiertos de los más habitualmente utilizados: raceway y thin-layer. En concreto se aborda la optimización de la hidrodinámica en estos sistemas, así como la mejora del régimen de luz al que las células se ven expuestas en estos sistemas, y como evitar la acumulación de oxígeno que reduce la velocidad de fotosíntesis en los cultivos. Los resultados muestran como los fotobiorreactores utilizados para la producción de microalgas tienen gran flexibilidad en su diseño geométrico y se pueden adaptar a las necesidades fotosintéticas de las microalgas para garantizar la máxima eficiencia de éstas. En resumen, se abordan cuatro objetivos principales que se relacionan con cada una de las publicaciones relacionadas:

1. Optimizar el diseño hidrodinámico de reactores raceway: Aunque los reactores raceway son ampliamente utilizados, ya que se emplean para producir más del 90% de la producción mundial de microalgas, su diseño se ha modificado muy poco desde los años 60 cuando que se desarrollaron. Para alcanzar este objetivo se ha optimizado el diseño y la fluidodinámica de un fotobiorreactor raceway de 500 m² de superficie, como ejemplo representativo de una escala industrial, utilizando Dinámica de Fluidos Computacional (CFD). Se estudió la influencia del tipo de curvatura (tradicional, tabique isla y tabique deflector) y de la velocidad del líquido, en la fluidodinámica del sistema. Un análisis monofásico empleando

el Método de Elementos Finitos (FEM) con COMSOL Multiphysics™ permite confirmar que la utilización de deflectores en el tipo de curva de tabique deflector proporciona el mejor rendimiento en términos de velocidad del fluido, reducción de zonas muertas, menor tiempo de residencia y un adecuado Número de Reynolds de la celda. Para un análisis multifásico más profundo se utilizó el método de volumen finito (FVM) con ANSYS-Fluent, considerando la geometría y la velocidad de rotación de la rueda de paletas. Se estudiaron diferentes velocidades angulares entre 14 y 20 rpm. Los resultados muestran que a 18 rpm se alcanzó una velocidad de líquido promedio de $0.38 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ que se estabilizó a los 240 s, la caída de presión en el sistema general se estabiliza en 700 Pa a los 330 s, el consumo de energía en el rango de $30 \text{ W}\cdot\text{m}^{-3}$, una intensidad de turbulencia máxima de 0.4 y una vorticidad superior a 9 s^{-1} en áreas adyacentes a la rueda de paletas. Además, se determinó que más del 14% del volumen total es útil para la transferencia de masa con la atmósfera, así como para la pérdida de agua por evaporación.

2. Optimizar la producción de biomasa en reactores raceway mediante mejora de la mezcla vertical en estos reactores: Debido a la elevada profundidad de cultivo empleada en los reactores raceway, de entre 0.2 y 0.3 m, y a la elevada concentración de biomasa en los mismos, la mayor parte del cultivo se encuentra en oscuridad, siendo menos del 25% el volumen de cultivo que recibe valores de irradiancia superiores a la irradiancia de compensación. Esto hace que la velocidad de fotosíntesis sea función de la irradiancia local en lugar de producirse la integración de luz por las células que daría como resultado una mayor velocidad neta de fotosíntesis. Para mejorar el grado de integración de la luz en los cultivos de microalgas desarrollados en reactores raceway se han diseñado y ensayados diversas configuraciones de baffles que mejoran la mezcla vertical. Los baffles han sido diseñados y evaluados mediante simulaciones utilizando Dinámica Computacional de Fluidos, para seguidamente ensayarse de forma experimental. Los resultados confirman que el uso de estos sistemas mejora significativamente la mezcla vertical pero que dada la magnitud del problema las mejoras de rendimiento alcanzables son poco relevantes, llegándose a mejoras de máximo el 30% en las condiciones más ideales posibles. Es un reto tecnológico aún por resolver, pero se han puesto las bases para su cuantificación y conocer cuánto de lejos estamos de poder lograrlo.
3. Caracterizar la velocidad de fotosíntesis y fenómenos más relevantes que tiene lugar en reactores de capa fina: Como alternativa al uso de reactores raceway se ha propuesto el empleo de reactores de capa fina. Estos reactores son conceptualmente análogos a los reactores raceway pero operan a profundidades de cultivo mucho menores, de entre 0.01 y 0.05 m. Esto hace que presumiblemente la irradiancia disponible por las células sea mucho

mayor y con ello también la frecuencia de exposición de las mismas a la luz. Este tipo de reactores fueron propuestos en los años 90, pero hasta ahora no se ha realizado un análisis detallado de su diseño y operación. Para realizar dicho análisis se ha desarrollado un método Euleriano en 2D para predecir la concentración de oxígeno disuelto de los cultivos en función del diseño y condiciones de operación en el reactor. El objetivo es desarrollar una metodología basada en dinámica de fluidos computacional (CFD) que permita simular dos fenómenos relevantes que rigen la distribución del oxígeno disuelto al interior del fotobiorreactor: (i) La transferencia de masa a través de la interfaz líquido-aire y (ii) evolución del oxígeno debido a la fotosíntesis de microalgas, incluida la inhibición por el mismo oxígeno disuelto. Para validar la metodología, se realizaron ensayos experimentales en un reactor de capa fina abierto de 80 metros de largo. Los resultados confirman la validez de la herramienta de simulación desarrollada. Más aún, ponen de manifiesto la elevada concentración de oxígeno disuelto que se alcanza en estos cultivos y por ello como estos reactores no operan en sus condiciones óptimas, existiendo un fuerte efecto de fotorespiración. Este estudio pone de manifiesto la potencialidad de los reactores de capa fina, pero a la vez como deben ser analizados en detalle para lograr aprovechar todo este potencial, siendo las herramientas de simulación numérica una estrategia adecuada para abordar esta tarea.

4. Proponer un diseño y condiciones óptimas de operación para reactores de capa fina: Conocidos los fenómenos principales que tienen lugar en los reactores de capa fina y su potencial, se ha abordado la optimización tanto de su diseño como de las condiciones de operación en el mismo, especialmente la altura de líquido más adecuada. Para ello se han utilizado las herramientas numéricas de simulación fluidodinámica, acoplando en este caso un modelo dinámico de fotosíntesis que representa mucho mejor los efectos de la frecuencia de exposición de las células a la luz en función de estas variables. Las herramientas de simulación fluidodinámica permiten caracterizar las variaciones de profundidad y velocidad del cultivo, además de estimar el movimiento de las células con el tiempo. Los modelos de tasa de fotosíntesis permiten estimar la tasa de producción de oxígeno y la productividad de la biomasa en diferentes escenarios. El análisis de resultados permite determinar la concentración óptima de biomasa y la longitud del canal para una configuración fija del reactor: Además, el modelo desarrollado es una herramienta útil para la optimización del diseño de este tipo de fotobiorreactores o para definir las condiciones operativas óptimas para los que ya están en funcionamiento, por lo que es una herramienta valiosa para el desarrollo industrial de esta tecnología.

Con todo ello, en esta tesis se demuestra la utilidad de desarrollar herramientas de simulación de reactores abiertos para la producción de microalgas como método más rápido y eficaz para optimizar su diseño y operación. Se pone de manifiesto que los reactores raceway se pueden mejorar desde el punto de vista fluidodinámico, y que, aunque la mejora de la integración de la luz para maximizar el rendimiento de los cultivos es posible, aún se está lejos de poder lograrlo en la práctica. Los resultados presentados en esta tesis son un paso adelante relevante en la mejora de la producción de microalgas a gran escala y para toda la industria relacionada con la biotecnología de microalgas para cualquiera de sus aplicaciones.

Summary

Since the birth of microalgae biotechnology, it has been continuously expanding, a process that has accelerated in recent years given the high number and relevance of the applications with which it is related. Thus, this area of biotechnology has traditionally been related to the production of feed for aquaculture, but today there are very diverse applications in cosmetics and nutraceuticals, human and animal food, production of bioplastics and agricultural biostimulants/biopesticides, and even wastewater treatment and biofuel production. This development forces the increase in the scale of production so currently, the biggest challenge is to industrialize the production of microalgae both by increasing the size of photobioreactors and by improving their efficiency. For this, methodologies based on experimental approaches that involve a lot of time and cost can be used. As an alternative, the use of numerical methods based on computational fluid dynamics and dynamic photosynthesis models is proposed. These methods are highly flexible and reduce both the time and cost of optimization tasks, although the determined optimal designs and conditions must always be evaluated experimentally for validation.

This thesis makes use of these tools for the optimization of the design and operation of two types of open reactors of the most commonly used: raceway and thin-layer. Specifically, the optimization of hydrodynamics in these systems is addressed, as well as the improvement of the light regime to which the cells are exposed in these systems, and how to avoid the accumulation of oxygen that reduces the speed of photosynthesis in the culture. The results show how the photobioreactors used to produce microalgae have great flexibility in their geometric design and can be adapted to the photosynthetic needs of microalgae to ensure maximum efficiency of these. In summary, four main objectives are addressed that relate to each of the related publications:

1. Optimize the hydrodynamic design of raceway reactors: Although raceway reactors are widely used, as they are used to produce more than 90% of the world's production of microalgae, their design has changed very little since the 60s when they were developed. To achieve this goal, the design and fluid dynamics of a raceway photobioreactor of 500 m², as a representative example of an industrial scale, using Computational Fluid Dynamics (CFD). The influence of the type of curvature (traditional, island septum and deflector) and the velocity of the liquid on the fluid dynamics of the system was studied. A single-phase analysis using the Finite Element Method (FEM) with COMSOL Multiphysics™ confirms that the use of baffles in the baffle septum curve type provides the best performance in terms of fluid

velocity, reduction of dead zones, shorter residence time and an adequate Reynolds number of the cell. For a deeper multiphase analysis, the finite volume (FVM) method was used with ANSYS-Fluent, considering the geometry and rotation speed of the paddle wheel. Different angular velocities were studied among 14 y 20 rpm. The results show that at 18 rpm an average liquid velocity of $0.38 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ which stabilized at the 240 s, the pressure drop in the general system stabilizes at 700 Pa at 330 s, the energy consumption in the range of $30 \text{ W}\cdot\text{m}^{-3}$, a maximum turbulence intensity of 0.4 and a vorticity greater than 9 s^{-1} in areas adjacent to the paddle wheel. In addition, it was determined that more than 14% of the total volume is useful for mass transfer with the atmosphere, as well as for water loss by evaporation.

2. Optimize the production of biomass in raceway reactors by improving the vertical mixture in these reactors: Due to the high depth of culture used in the raceway reactors, between 0.2 and 0.3 m, and the high concentration of biomass in them, most of the culture is in darkness, with less than 25% of the culture volume receiving irradiance values higher than the compensation irradiance. This makes the rate of photosynthesis a function of local irradiance rather than the integration of light by cells that would result in a higher net rate of photosynthesis. To improve the degree of integration of light in microalgae cultures developed in raceway reactors, various baffle configurations have been designed and tested to improve vertical mixing. The baffles have been designed and evaluated through simulations using Computational Fluid Dynamics, to then be tested experimentally. The results confirm that the use of these systems significantly improves the vertical mix but that given the magnitude of the problem the achievable performance improvements are not very relevant, reaching improvements of maximum 30% in the most ideal possible conditions. It is a technological challenge yet to be solved, but the foundations have been laid for its quantification and to know how far we are from being able to achieve it.
3. Characterize the rate of photosynthesis and most relevant phenomena that take place in thin-film reactors: As an alternative to the use of raceway reactors, the use of thin-film reactors has been proposed. These reactors are conceptually analogous to a raceway reactor but operate at much lower culture depths of between 0.01 and 0.05 m. This presumably means that the irradiance available by the cells is much higher and with it also the frequency of exposure of the same to light. This type of reactors was proposed in the 90s, but so far, a detailed analysis of their design and operation has not been carried out. To perform this analysis, a 2D Eulerian method has been developed to predict the concentration of dissolved oxygen of the cultures depending on the design and operating conditions in the reactor. The objective is to develop a methodology based on computational fluid dynamics

(CFD) that allows simulating two relevant phenomena that govern the distribution of dissolved oxygen inside the photobioreactor: (i) mass transfer through the liquid-air interface and (ii) evolution of oxygen due to microalgae photosynthesis, including inhibition by dissolved oxygen itself. To validate the methodology, experimental tests were conducted in an 80-meter-long open thin-film reactor. The results confirm the validity of the developed simulation tool. Moreover, they show the high concentration of dissolved oxygen that is reached in these crops and therefore as these reactors do not operate in their optimal conditions, there is a strong photo-respiration effect. This study highlights the potential of thin-film reactors, but at the same time as they must be analyzed in detail to take advantage of all this potential, being numerical simulation tools an appropriate strategy to address this task.

4. Propose a design and optimal operating conditions for thin-film reactors: Knowing the main phenomena that take place in thin-film reactors and their potential, the optimization of both their design and the operating conditions in it has been addressed, especially the most appropriate liquid height. For this, numerical tools of fluid dynamic simulation have been used, coupling in this case a dynamic model of photosynthesis that represents much better the effects of the frequency of exposure of cells to light depending on these variables. Fluid dynamic simulation tools allow characterizing variations in culture depth and speed, as well as estimating cell movement over time. Photosynthesis rate models allow estimating the rate of oxygen production and biomass productivity in different scenarios. The analysis of results allows to determine the optimal concentration of biomass and the length of the channel for a fixed configuration of the reactor: In addition, the developed model is a useful tool for optimizing the design of this type of photobioreactors or to define the optimal operating conditions for those already in operation, making it a valuable tool for the industrial development of this technology.

With all the above in this thesis demonstrates the usefulness of developing simulation tools for open reactors to produce microalgae as a faster and more effective method to optimize their design and operation. It becomes clear that raceway reactors can be improved from a fluid dynamic point of view, and that, although improving the integration of light to maximize crop yields is possible, it is still far from being able to achieve it in practice. In contrast, thin-film reactors are an excellent alternative for large-scale microalgae production, but their design still needs to be improved. The results presented in this thesis are a relevant step forward in improving the production of microalgae on a large scale and for the entire industry related to microalgae biotechnology for any of its applications.

INDICE

1.	<i>HIPOTESIS Y OBJETIVOS</i>	1
1.1.	HIPOTESIS	2
1.2.	OBJETIVO	5
2.	<i>INTRODUCCIÓN</i>	6
2.1.	REACTORES RACEWAY	7
2.2.	REACTORES DE CAPA FINA	11
2.3.	MODELOS DE FOTOSINTESIS	13
2.4.	DINAMICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL	14
3.	<i>MATERIALES Y METODOS</i>	16
3.1.	OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO DE REACTORES RACEWAY	17
3.2.	MEJORA DE REACTORES RACEWAY MEDIANTE EL USO DE ÁLABESS	21
3.3.	OPTIMIZACIÓN DE REACTORES DE CAPA FINA	26
4.	<i>RESULTADOS Y DISCUSIÓN</i>	32
4.1.	OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO DE REACTORES RACEWAY	33
4.2.	MEJORA DE REACTORES RACEWAY MEDIANTE EL USO DE ÁLABES	44
4.3.	OPTIMIZACIÓN DE REACTORES DE CAPA FINA	55
5.	<i>CONCLUSIONES</i>	67
6.	<i>LISTA DE CONTRIBUCIONES</i>	70
6.1.	PUBLICACIONES CIENTÍFICAS INCLUIDAS EN EL DESARROLLO DE ESTA TESIS	71
6.2.	PUBLICACIONES CIENTÍFICAS NO INCLUIDAS EN EL DESARROLLO DE ESTA TESIS	71
6.3.	ARTÍCULOS PUBLICADOS EN LIBROS DE RESÚMENES DEL CONGRESO	72
6.4.	PARTICIPACIÓN EN PROYECTOS	72
7.	<i>AGRADECIMIENTOS</i>	73
8.	<i>REFERENCIAS</i>	75
9.	<i>ARTICULOS PUBLICADOS</i>	85
10.	<i>OTRAS CONTRIBUCIONES</i>	108

1.HIPOTESIS Y OBJETIVOS

1.1. HIPOTESIS

En la actualidad, el cultivo a escala industrial de microalgas se realiza principalmente en dos tipos de fotobiorreactores: abiertos y cerrados. Los fotobiorreactores abiertos más utilizados son normalmente raceway, que son de muy bajo coste de construcción, operación y producción de biomasa; como lo es al utilizar la luz solar y el CO₂ disponible en la atmósfera. Sin embargo, presentan desventajas: la calidad y cantidad de luz solar natural es afectada de manera diaria y estacional; requieren de grandes áreas de terreno, sufren importantes pérdidas de CO₂ por difusión a la atmósfera y de agua por evaporación. Como alternativa se ha propuesto el uso de reactores de capa fina pero su uso está mucho menos extendido que el de los reactores raceway. En estos reactores la profundidad del cultivo es menor y necesitan una superficie inclinada para provocar la circulación del cultivo, por lo que su construcción es algo más difícil y costosa, pero abordable incluso a gran escala.

Se hace necesario, mejorar el diseño de los fotobiorreactores para que sean fácilmente escalables y que permitan obtener una alta productividad reduciendo costes y requerimientos energéticos. El diseño del fotobiorreactor tiene un impacto significativo sobre los factores de mayor relevancia en el crecimiento de la microalga: el grado de mezcla, temperatura, CO₂, eliminación de O₂, suministro de nutrientes y pH, la intensidad y penetración de la luz o la frecuencia de la exposición celular a la luz son otras de las propiedades que pueden ser mejoradas mediante un diseño optimizado del reactor. La cantidad de luz absorbida por una microalga en el interior de un fotobiorreactor depende de factores como la posición específica de la célula en un momento dado, la densidad de cultivo y la pigmentación de las células. El correcto entendimiento de la relación entre el crecimiento observado y la cantidad de luz recibida, o lo que es lo mismo, la relación irradiancia-productividad fotosintética, resulta necesario en la predicción del rendimiento de cultivo.

El correcto diseño de un fotobiorreactor implica la optimización de la fluidodinámica en el mismo para minimizar el consumo energético de la circulación del cultivo, optimizar los fenómenos de transferencia de materia, minimizar la existencia de zonas muertas que pueden favorecer fenómenos de contaminación, y en último extremo maximizar la frecuencia de exposición de las células a la luz para maximizar su rendimiento. Tradicionalmente se han empleado métodos convencionales para abordar este tipo de trabajos de optimización, construyendo el reactor, evaluando su funcionamiento y proponiendo mejoras del diseño y operación mediante análisis detallado de los resultados. Sin embargo, con el desarrollo de herramientas de Dinámica Computacional de Fluidos, todo este trabajo se puede realizar de forma simbólica, reduciendo con ello el coste de tiempo y operacional, sin perder calidad en los resultados obtenidos.

La mejora de la fluidodinámica de rectores abiertos requiere el diseño optimizado de la configuración del reactor, de su geometría y la velocidad de circulación en el mismo, y como ello repercute en la frecuencia de exposición de las células a la luz, y por ende en la velocidad de fotosíntesis. Para ello se deben usar herramientas de simulación lo más realistas posibles. Así, la simulación de sistemas multifásicos permite una primera aproximación al problema, pero es necesario utilizar sistemas multifásicos si se desea una representación realista de todos los fenómenos, incluidos la transferencia de materia. Del mismo modo, la representación de la velocidad de fotosíntesis puede hacerse mediante métodos convencionales, empleando modelos estáticos, pero una representación más adecuada requiere del empleo de modelos dinámicos que tengan en cuenta el tiempo y la irradiancia a la que se encuentran expuestas las células de microalgas dentro de un cultivo para poder predecir con más realismo la productividad final esperada.

El diseño de un fotobiorreactor requiere una herramienta capaz de predecir la respuesta fotosintética del cultivo de microalgas iluminado por cualquier patrón de irradiancia posible, independientemente de su forma. En este sentido, es necesario utilizar modelos dinámicos de fotosíntesis para estimar la capacidad de mejora de un fotobiorreactor, valorando aspectos como la eficiencia de la luz que llega al sistema, concentración de la biomasa y la frecuencia de mezcla. Los modelos dinámicos de crecimiento, a diferencia de los modelos estáticos, son capaces de aceptar la información de irradiancia como un patrón temporal y predecir una respuesta. El modelo proporciona la respuesta pertinente si la situación es de integración de irradiancia o de velocidades locales, ofreciendo también respuesta en situaciones intermedias. No obstante, aunque los modelos dinámicos de fotosíntesis disponibles consideran la fotoinhibición y la fotoadaptación, ninguno es lo suficientemente general, de forma que no son capaces de explicar simultáneamente los fenómenos anteriores junto con el efecto de luz pulsante. Además, consideran que la tasa de consumo de energía metabólica es constante o proporcional a la energía fotoquímica almacenada, lo cual no es real. Para evitar este problema, se ha considerado que dicho consumo energético está mediado por un proceso enzimático, lo cual ha supuesto una mejora significativa en la estimación de la productividad fotosintética bajo condiciones de luz variable.

A continuación, se presentan las hipótesis a resolver en esta tesis:

1. **Hipótesis 1.** Aunque los reactores raceway se utilizan de forma masiva para la producción de microalgas, su diseño aún puede ser optimizado para mejorar la fluidodinámica y transferencia de materia en los mismos. El uso de herramientas de dinámica computacional de fluidos permite realizar dicha optimización de forma rápida y poco costosa.
2. **Hipótesis 2.** Los reactores raceway presentan una baja producción de biomasa, en parte derivada de la inadecuada frecuencia de exposición de las células a la luz en este tipo de sistemas, por la elevada concentración de biomasa y baja velocidad a la que se operan habitualmente. Sería posible mejorar dicha producción si se consiguiera aumentar la mezcla vertical mediante mínimas modificaciones en el diseño de este tipo de reactores como son la instalación de baffles de mezcla vertical.
3. **Hipótesis 3.** Como alternativa al uso de reactores raceway se ha propuesto el empleo de reactores de capa fina, de menor profundidad y teóricamente con mayor frecuencia de exposición de las células a la luz. Sin embargo, no existen estudios detallados que lo corroboren. Es necesario realizar un análisis detallado de este tipo de sistemas y de las variables y fenómenos más relevantes en su funcionamiento. De dicho análisis se podrán deducir el diseño y condiciones de operación más adecuados para este tipo de sistemas

1.2. OBJETIVO

El objetivo general de este trabajo es desarrollar un diseño optimizado de fotobiorreactores abiertos, tanto raceway como de capa fina, así de las condiciones de operación en los mismos que permitan maximizar el rendimiento de este tipo de sistemas a gran escala. Para ello se propone el uso de herramientas de simulación integrando dinámica computacional de fluidos y modelos dinámicos de fotosíntesis, desarrollando simuladores específicos para cada tipo de sistemas. Los simuladores son validados como paso previo a su utilización en el estudio de alternativas. De esta forma, para alcanzar este objetivo general, se proponen los siguientes objetivos específicos:

1. Optimizar el diseño de un fotobiorreactor raceway a escala real, atendiendo a la mejora de la fluidodinámica y transferencia de materia en el mismo.
2. Analizar la viabilidad de implementar álabes que favorezcan la mezcla vertical para aumentar la turbulencia y mejorar el régimen de luz y la velocidad de fotosíntesis en reactores raceway.
3. Analizar el diseño de reactores de capa fina y determinar las variables y fenómenos más relevantes que tienen lugar en este tipo de sistemas.
4. Optimizar el diseño de reactores de capa fina para maximizar el rendimiento de los cultivos combinando una adecuada fluidodinámica con la máxima integración de la luz posible.

Para cada uno de estos objetivos se ha diseñado y realizado un plan de trabajo concreto que ha dado lugar a las publicaciones que se recogen en esta memoria. Aparte de este trabajo se han trasladado este tipo de estudios a otros reactores, con otras configuraciones, y a otras aplicaciones. Todo ello pone de manifiesto la bondad de las herramientas desarrolladas, así como el interés de los resultados obtenidos. Cabe mencionar que gran parte de las mejoras indicadas en la presente memoria están siendo ya implementadas en reactores de producción de microalgas a nivel industrial con diferentes proyectos y empresas.

2. INTRODUCCIÓN

2.1. REACTORES RACEWAY

Las microalgas han despertado un gran interés a nivel mundial debido a su amplio potencial en las industrias farmacéutica y nutracéutica, además de las energías renovables entre otras (Khan et al., 2018). Las microalgas se pueden producir en biorreactores abiertos y cerrados; sin embargo, la elección de cada uno depende de la cepa de microalgas a utilizar y de la calidad de la biomasa a obtener. En general, los biorreactores abiertos como raceway (RW) se usan comúnmente para el cultivo de cepas robustas de microalgas como *Dunaliella*, *Scenedesmus* y *Spirulina*. Este tipo de fotobiorreactor es bien conocido por su simplicidad, versatilidad y costos de construcción y operación relativamente bajos (Mendoza et al., 2013; Wang et al., 2012). Por su parte, los reactores cerrados son los sistemas más utilizados para producir biomasa de alto valor añadido (Molina Grima et al., 1999), lo que contrarresta los altos costos de construcción y operación de este tipo de biorreactores.

Los reactores raceway son un tipo de reactores abiertos y la tecnología de producción más utilizada; de hecho, más del 90% de los sistemas a nivel mundial se basan en este tipo de reactores. Una de las razones es que los reactores raceway son de fácil instalación y operación, lo que permite bajos costos y requisitos de energía, aunque solo son adecuados para producir cepas robustas resistentes a la contaminación (Lundquist et al., 2010). El diseño del reactor raceway tiene un impacto significativo en la producción de biomasa porque influye en variables relevantes como el grado de mezcla, influyendo luego en la existencia de gradientes de propiedades como la temperatura, la disponibilidad de CO₂, la concentración de oxígeno disuelto y el pH, pero especialmente la penetración de la luz y su aprovechamiento por las células de microalgas (Acién et al., 2017). Por lo tanto, el diseño del reactor raceway y las condiciones operativas tienen un gran impacto en la idoneidad de las condiciones de cultivo, y por ende en la productividad de biomasa, además del consumo de energía y el rendimiento general al afectar tanto la transferencia de masa como el comportamiento fluidodinámico (de Godos et al., 2014; Liffman et al., 2013; J. L. Mendoza et al., 2013; Pandey y Premalatha, 2017; Prussi et al., 2014).

Para optimizar el diseño y las condiciones de operación en reactores raceway, se deben considerar diferentes factores. La geometría del reactor, la configuración de las curvas y el diseño específico del paddlewheel son algunos de los más relevantes. La geometría incluye la relación volumen/superficie (profundidad del cultivo) y la relación de aspecto (relación longitud/ancho). Con respecto a la relación volumen/superficie, hace más de 40 años se propuso un valor típico de 0.25 a 0.30 m³·m⁻², correspondiente a una profundidad de cultivo de 0.25–

0.30 m (Oswald et al., 1960), aunque se han propuesto profundidades de cultivo mucho mayores, de hasta 1 m (Sawant et al., 2019). Sin embargo, para mejorar la penetración de la luz es recomendable reducir la relación volumen/superficie por debajo de $0.2 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2}$, profundidades de cultivo de hasta 0.15 m habiendo demostrado los mejores rendimientos (Morillas-España et al., 2021). Sin embargo, la operación de reactores raceway con excesiva poca profundidad genera problemas de circulación de fluidos porque aumentan las pérdidas por fricción y disminuye el rendimiento hidráulico del paddlewheel, lo que provoca inadecuada circulación y puede conducir a un deterioro del cultivo. Para reducir la profundidad del cultivo por debajo de 10 cm es recomendable la utilización de reactores de capa fina, lo que permite aumentar la productividad de la biomasa al mejorar la exposición a la luz de las células (Barceló-Villalobos et al., 2019d).

En cuanto a la relación de aspecto, el valor recomendado para instalaciones industriales es de entre 10 y 20 (Benemann, J R, David M et al., 1987). Cuanto mayor es la relación de aspecto, mayor es el efecto de las paredes del reactor en las pérdidas de carga y el consumo de energía. Sin embargo, al reducir la relación de aspecto se favorece la aparición de zonas muertas en las que existen vórtices de alta presión y baja velocidad ($<0.1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$). Tanto la profundidad del cultivo como la relación de aspecto determinan la mezcla en el reactor tanto longitudinal como transversal y vertical. Para evitar un bajo nivel de mezcla y estratificación térmica, se requieren velocidades superiores a $0.05 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (Amini et al., 2016; Chisti, 2016), mientras que para evitar la sedimentación se requieren velocidades superiores a $0.1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$. En consecuencia, se recomienda el uso de velocidades superiores a $0.2 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ en los tramos rectos (Chisti, 2016).



Figura 1. Fotobiorreactor raceway implementado en Centro de Investigación IFAPA, Universidad de Almería, España.

La instalación de deflectores en las curvas mejora la circulación del fluido y reduce el consumo de energía, mejorando el rendimiento global del reactor (Liffman et al., 2013; Sompech et al., 2012). La configuración de las curvas tiene un gran efecto en el consumo de energía, mientras que su influencia en la mezcla es bastante baja a gran escala (Liffman et al., 2013; Mendoza et al., 2013a; Sompech et al., 2012). Por lo general, se recomienda la configuración en isla, pero al instalar deflectores optimizados se puede lograr un mejor rendimiento del sistema. Definitivamente, el uso de curvas no adecuadas reduce en gran medida el rendimiento de este tipo de reactores y puede conducir a su mal funcionamiento (Liffman et al., 2013).

En cuanto a la impulsión del líquido, la utilización de paddlewheel es la estrategia más extendida, aunque también se ha propuesto la utilización de sistemas air-lift, bombas centrífugas y hélices pero ninguno de ellos se ha realizado a escala industrial (Chiaramonti et al., 2013; Huang et al., 2016; Xu et al., 2014). Solo recientemente se ha demostrado la bondad del uso de turbinas de baja velocidad (Low Energy Algae Reactor, LEAR), que permiten reducir el consumo de energía a un tercio del valor de referencia, pero provocan un régimen de circulación excesivamente laminar que conlleva a un menor reducimiento de los cultivos, además de resultar excesivamente costosos de instalación incluso a gran escala (hasta 1 ha) (FCC Aqualia, 2018). El diseño de los paddlewheel ha sido ya definido, siendo recomendable la utilización de paletas con un diámetro total cuatro veces la profundidad del agua y un número de paletas de 10 a 12 (Weissman and Products, 1987). La eficacia de los paddlewheel así diseñados varió del 20 al 50% según la calidad final de la construcción. La utilización de turbinas ha mostrado eficiencias mucho más altas, cercanas al 90%, pero a un costo mucho mayor, por lo que solo son recomendables para condiciones muy concretas como procesos que requieren consumos de energía extremadamente bajos como el tratamiento de aguas residuales (Cabanelas et al., 2013).

La optimización del diseño de reactores raceway ha sido ampliamente estudiada utilizando enfoques simplificados con ecuaciones clásicas como Manning o Bernoulli, o incluyendo mediciones experimentales (Chiaramonti et al., 2013; Mendoza et al., 2013a; Sompech et al., 2012). Estos tipos de enfoques son útiles y adecuados cuando se considera una formulación de espacio no dependiente, ya que solo permiten estimaciones de la velocidad del cultivo promedia en geometrías simples. Desafortunadamente, estos métodos de optimización no consideran intrínsecamente las partes de los reactores en general, como las curvas y los deflectores, y requieren la construcción del reactor para evaluarlos con precisión. La Dinámica de Fluidos Computacional (CFD) ofrece una alternativa para sortear estos obstáculos. Así, el uso

de CFD permite simular el comportamiento de cualquier reactor raceway, siendo especialmente recomendable para optimizar su diseño en cuanto a geometría del reactor, configuración de curvas y diseño específico del paddlewheel.

Dentro de la CFD se utilizan sistemas monofásicos en los que se considera una entrada de velocidad al inicio del reactor, permitiendo el software determinar la caída de presión, la velocidad del líquido, la mezcla y otras variables fluidodinámicas a lo largo del reactor (Amini et al., 2016a; Hadiyanto et al., 2013; Kusmayadi et al., 2020; Liffman et al., 2013; Singha et al., 2017). Sin embargo, el paddlewheel impone la existencia de pulsos en el movimiento del líquido que influyen en la mezcla y el rendimiento general del reactor (Ali et al., 2015a). Para simular este fenómeno relacionado con el pulso y representar con precisión el comportamiento del sistema se deben utilizar simuladores multifásicos. En este sentido, el rendimiento general de los reactores raceway está muy influenciado por los fenómenos que tienen lugar en el canal del reactor, pero también por los que tienen lugar en el paddlewheel y en las curvas. La velocidad de giro del paddlewheel es un parámetro crítico, ya que una velocidad angular muy baja no le dará al cultivo la energía necesaria para circular y mezclar correctamente mientras que una velocidad muy alta puede ser perjudicial debido a la fricción excesiva, ya que las microalgas suelen ser sensibles a los esfuerzos de corte y especialmente las filamentosas (Ali et al., 2015a; J. L. Mendoza et al., 2013). El paddlewheel debe girar a una velocidad adecuada para generar una intensidad de turbulencia correcta, como consecuencia de cambios de presión y velocidad que generen vorticidad vertical controlada (Chen et al., 2016). Si se genera vorticidad horizontal, esta puede causar sedimentación, especialmente cuando se acompaña de baja intensidad de turbulencia y presión absoluta descontrolada, problema que afecta a las capas más profundas del cultivo en el reactor.

Además, la presencia del paddlewheel aumenta en gran medida el intercambio de gases entre el aire y el cultivo, que supera la que se produce en el resto del canal por la baja interacción líquido/aire en esta zona (Chisti, 2016). Otros fenómenos asociados con el intercambio de gases aparecen en la superficie del cultivo como resultado de la agitación inducida. Si esto no se controla también pueden ocurrir fenómenos de evaporación que concentran las sales contenidas y conducen a la saturación. Un control inadecuado de la evaporación puede aumentar las temperaturas a niveles que no son viables para el crecimiento de microalgas (Ali et al., 2017).

2.2. REACTORES DE CAPA FINA

Como alternativa al uso de reactores raceway se ha propuesto el empleo de fotobiorreactores de capa fina o thin-layer (TLP) (Lívanský and Doucha, 1996). Estos reactores permiten la producción de biomasa de alto valor como los fotobiorreactores tubulares pero a un costo de producción cercano a los canales abiertos (Akhtar et al., 2020). Los estudios de uso de los reactores de capa fina se iniciaron desde la década de 1960 en Checoslovaquia y se implementaron rápidamente en todo el mundo por su potencial bajo costo y elevada productividad, pero el diseño y la escala de estos reactores sigue siendo un desafío que aun impide el desarrollo de instalaciones industriales basadas en esta tecnología. Sólo recientemente se han instalado algunos reactores de este tipo en Portugal, pero con tamaños inferiores a los 1.500 m², y cuya operación aún no está optimizada (Barceló-Villalobos et al., 2019d).



Figura 2. Fotobiorreactor de capa fina implementado en Centro de Investigación IFAPA, Universidad de Almería, España.

Aunque los fotobiorreactores de capa fina se han propuesto durante mucho tiempo, todavía el diseño de este tipo de fotobiorreactores no está completamente resuelto. La evidencia de la insuficiencia del diseño actual incluye la existencia de grandes gradientes de propiedades a lo largo del reactor como el pH y el oxígeno disuelto, la existencia de limitación de carbono y exceso de concentración de oxígeno disuelto, el aumento de la temperatura a lo largo del período de luz, etc. (Barceló-Villalobos et al., 2019b; Doucha y Lívanský, 2006; Masojídek et al., 2021). Sin embargo, a pesar de estas dificultades, este tipo de reactores proporciona los valores más altos en términos de productividad de biomasa por unidad de

superficie, con valores de hasta $50 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ (Masojídek y Prášil, 2010). Por lo tanto, el desafío es optimizar el diseño y la operación de estos reactores para permitir maximizar el rendimiento de los cultivos de microalgas y escalar esta tecnología a nivel industrial. Para ello se requiere un análisis detallado del rendimiento fluidodinámico, transferencia de masa y rendimiento fotosintético de este tipo de reactor.

En cuanto a la fluidodinámica, en este tipo de reactores tanto la profundidad del cultivo como la velocidad del mismo son principalmente función del caudal de cultivo que se recircula a la entrada, el cual determina el consumo de energía del reactor. El cultivo se bombea a la entrada del canal, luego fluye por gravedad hasta el final dependiendo de la pendiente y la rugosidad de la superficie, y finalmente se recoge en un tanque de donde vuelve a ser recirculado al canal. La profundidad del cultivo influye en los gradientes de luz en el cultivo en función de la concentración de biomasa y la atenuación de la luz por la biomasa. Por otro lado, la velocidad del líquido influye en la turbulencia en el cultivo, especialmente el movimiento vertical de las células, además del tiempo de circulación a lo largo del canal en el que las células realizan la fotosíntesis. En el caso de los raceway, la profundidad del agua y las velocidades del líquido oscilan entre 0.2-0.3 m y $0.15\text{-}0.25 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, respectivamente, por lo que el patrón de flujo es laminar y las frecuencias de exposición a la luz son bajas, en el rango de 0.01 Hz (Barceló-Villalobos et al., 2019c).

En los reactores raceway la radiación solar puede ser excesiva para las células de microalgas cercanas a la superficie del cultivo causando fotoinhibición, mientras que es insuficiente para la mayoría de las células de microalgas que ocupan la mayor parte del volumen de cultivo, incluido un gran volumen en completa oscuridad (Chiarini and Quadrio, 2021a). Para reducir este efecto se requiere la reducción de la profundidad del agua por debajo de 10 mm (Grivalský et al., 2019). Así, los fotobiorreactores de capa fina se caracterizan por tener una profundidad baja (0.5 a 5 cm), el cultivo se recircula a velocidades similares a las de los reactores raceway ($0.1\text{-}0.4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$) para lo cual se trabaja con superficies inclinadas con una pendiente de 0.1 a 6.0% (Masojídek and Prášil, 2010). Se supone que en estas condiciones la mezcla vertical es suficiente para permitir la integración completa de la luz por las células de microalgas, para lo cual es necesaria una frecuencia de exposición a la luz superior a 1 Hz (Brindley et al., 2016). Sin embargo, el régimen de luz en el que las células están expuestas a la luz en estos reactores no es tan alto, oscilando entre 0.1 y 0.3 Hz (Inostroza, in press). Para resolver este problema se han propuesto diferentes enfoques como generar vórtices toroidales o crear ondas en el fondo del reactor (Chiarini and Quadrio, 2021a; Moroni et al., 2019).

2.3. MODELOS DE FOTOSINTESIS

En cuanto a la fotosíntesis, el uso de modelos para la predicción de la tasa de fotosíntesis en función de las condiciones a las que las células están expuestas en los cultivos es una herramienta valiosa para la optimización del diseño y operación de fotobiorreactores para la producción de microalgas. En general, se utilizan modelos estáticos que consideran los valores "promedio" de los parámetros de cultivo como irradiancia, temperatura, pH y oxígeno disuelto (Costache et al., 2013; Molina Grima et al., 1996). El uso de estos modelos es adecuado si el tiempo característico de los fenómenos es más corto que la variación de esas condiciones de cultivo, lo cual es razonable para algunas variables como la temperatura, el pH y el oxígeno disuelto que tienen tiempos característicos del orden de minutos/horas. Sin embargo, la irradiancia a la que se exponen las células en los cultivos varía más rápido, en términos de milisegundos, lo que influye en la tasa de fotosíntesis. Para considerar esta respuesta rápida se requiere el uso de modelos dinámicos (Fernández-Sevilla et al., 2018; Rubio Camacho et al., 2003)

Para el desarrollo de modelos que consideren el diseño general y el funcionamiento de los fotobiorreactores, se debe incluir en los mismos la influencia de la fluidodinámica y la variación de la tasa de fotosíntesis. Se pueden utilizar métodos numéricos como el método de ordenación discreta (DOM) y el método de volumen finito (FVM) (Ben Salah et al., 2004). El uso de FVM integra la luz sobre el volumen de control con la dinámica del cultivo (Duran et al., 2010) a diferencia de DOM que solo lo hace sobre el volumen de control no permitiendo un acoplamiento óptimo con la dinámica de fluidos (Huang et al., 2011). Por lo tanto, el uso de FVM permite explorar la influencia de los parámetros de diseño y funcionamiento del reactor en el rendimiento del cultivo, incluido el régimen de luz al que están expuestas las células y, en función de ello, la conversión de CO₂ en biomasa y la producción de oxígeno. En este sentido, la producción de oxígeno es el parámetro más rápido que permite cuantificar la velocidad de fotosíntesis en un sistema. Dicha producción es fácilmente medible incluso en reactores de gran escala, ya que se acumula en el cultivo como oxígeno disuelto llegando a alcanzar valores muy elevados de hasta 300 %Sat. Sin embargo, la acumulación excesiva de O₂ reduce en gran medida la productividad de los cultivos de microalgas, con concentraciones de oxígeno disuelto superiores al 250 % Sat. causando inhibición (Barceló-Villalobos et al., 2019d; Petera et al., 2021). Todo esto debe ser tenido en cuenta a la hora del diseño y operación de cualquier tipo de reactor. Más aún, la concentración de oxígeno disuelto es una variable que determina el tamaño máximo de los reactores a escala industrial (Mendoza et al., 2013b).

2.4. DINAMICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL

La dinámica de fluidos computacional (CFD) es una de las herramientas más utilizadas en la actualidad. Engloba las técnicas que se encargan de predecir el comportamiento de los fluidos (cinemática, transferencia de calor, reacciones químicas, entre otras.) integrando numéricamente las ecuaciones que gobiernan estos procesos y efectuando su análisis mediante simulaciones informáticas. Abarca un amplio rango de áreas de aplicación industriales (aerodinámica de aeronaves vehículos, hidrodinámica de barcos, turbo maquinaria, ambiente interior y exterior de edificaciones, meteorología, ingeniería de procesos químicos, ingeniería ambiental, etc.). Complementaria a la experimentación, profundiza más allá de las técnicas analíticas, ahorrando tiempo y dinero en los ciclos de diseño de los productos.

Algunas de las ventajas de la técnica CFD en relación con las técnicas experimentales tradicionalmente empleadas en el estudio y diseño de sistemas con fluidos son:

- Reducción sustancial de los tiempos de desarrollo y los costes en nuevos diseños.
- Posibilidad de estudiar sistemas en los cuales los experimentos controlados son difíciles o imposibles de realizar (ej. sistemas muy grandes).
- Capacidad de estudiar sistemas bajo condiciones negativas o peligrosas fuera de los límites normales de funcionamiento (ej. estudios de seguridad y escenarios de accidentes con sustancias tóxicas).
- Nivel prácticamente ilimitado de detalle en los resultados.

El coste variable de una experimentación, en términos de alquiler de equipos y/o costes de mano de obra, es proporcional al número de datos y al número de configuraciones ensayadas. En contraste con esto, los códigos CFD pueden generar volúmenes extremadamente grandes de resultados sin coste añadido y es muy barato realizar estudios paramétricos, por ejemplo, para optimizar el funcionamiento del equipo. Se trata por tanto de una potente herramienta de diseño que permite explorar el comportamiento fluidodinámico en diferentes tipos de fotobiorreactores y proponer nuevas mejoras y diseños sin necesidad de crear costosos dispositivos experimentales para tal fin.

En general, la estrategia utilizada en el CFD es la de reemplazar un problema definido sobre un dominio continuo (hipótesis del continuo en mecánica de fluidos clásica) por un dominio discreto definido a partir de una malla. En el continuo, cada variable del flujo (presión, velocidad, temperatura) está definida en todos los puntos del espacio. Sin embargo, en el dominio discreto, cada variable del flujo está definida únicamente en los puntos (nodos) que configuran la malla. A este proceso se le denomina discretización espacial, porque el espacio se “discretiza” (se divide) en un número finito de puntos.

La aplicación de CFD se extiende desde reactores raceway (Chen et al., 2016; Nikolaou et al., 2016a) hasta fotobiorreactores de geometría toroidal (Pramparo et al., 2008), planos (Wang et al., 2012), fotobiorreactores tubulares (Gómez-Pérez et al., 2015) y de tipo airlift (van Baten et al., 2003). No obstante, la mayoría de los trabajos publicados sobre caracterización fluidodinámica hacen referencia al uso de CFD en reactores de columna de burbujeo, centrándose en analizar las variables que afectan en mayor medida a la corriente gaseosa en la columna, a saber, la velocidad superficial del gas (Michele and Hempel, 2002), la presión, el tamaño de la burbuja (Dos Santos et al., 2007) o la geometría de la columna. Otros trabajos ofrecen un enfoque más específico, examinando la importancia de la variación de la intensidad de la luz en los fotobiorreactores (Perner et al., 2003), valorando la eficiencia de mezclado del líquido y gas-líquido mediante la instalación de dispositivos deflectores de flujo (Chen et al., 2016), o el uso de mezcladores estáticos (Gómez-Pérez et al., 2015).

Investigadores familiarizados con la aplicación de CFD en diferentes campos de la bioingeniería enfatizan la importancia del empleo de dicha técnica para optimizar el diseño de fotobiorreactores de cara a reducir su consumo energético (Chiaramonti et al., 2013) y maximizar su eficiencia productiva (Seo et al., 2012, 2011). Sin embargo, en la actualidad son pocos los trabajos en los que se haya abordado la estimación del crecimiento y la productividad de los cultivos de microalgas a partir de las simulaciones de CFD, a pesar de que tal planteamiento supone un avance muy significativo en el diseño de fotobiorreactores.

3. MATERIALES Y METODOS

3.1. OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO DE REACTORES RACEWAY

3.1.1. Ubicación del reactor experimental

Para la optimización del diseño de reactores raceway se realizó un análisis en simulación que condujo a un diseño optimizado que fue finalmente construido y evaluado. En este sentido, se construyó un reactor raceway de 500 m² (10×50 m) en la Estación Experimental Las Palmerillas de la Fundación CAJAMAR (36°48'N–2°43'W), Almería, España. El reactor se operó a una profundidad de cultivo de 0.2 m, teniendo las paredes del reactor una altura total de 0.4 m (Figura 3). El reactor se construyó con lámina de polietileno de 1.5 mm de espesor dispuesta directamente en el suelo, conformándose los baffles de las curvas con plancha de polietileno rígida de 3 mm de espesor. La configuración del reactor se basó en la geometría optimizada mediante simulación. El reactor está completamente automatizado, incluida la velocidad de rotación del paddlewheel, la profundidad del cultivo dentro del reactor, etc. Se utilizó un paddlewheel de acero inoxidable de 1.0 m de diámetro con 10 paletas. La velocidad del paddlewheel fue controlada por un variador conectado a un motor de 1.5 kW (Ebara, Barcelona, España). Las curvas del reactor se diseñaron de acuerdo con los valores óptimos determinados.



Figura 3. Imágenes del reactor raceway utilizado instalado en la Estación Experimental Las Palmerillas, Almería, España.

3.1.2. Diseño con dinámica de fluidos computacional

Se utilizaron dos herramientas de software diferentes: (i) COMSOL MultiphysicsTM, que utiliza el Método de Elementos Finitos (FEM), y (ii) ANSYS-Fluent CFD Research, que utiliza el Método de Volumen Finito (FVM). COMSOL se utilizó por separado en tres estudios de casos para evaluar las configuraciones (geometrías) de reactores raceway más utilizadas en flujo monofásico. Los enfoques de flujo monofásico son ampliamente utilizados debido a su bajo costo computacional. Se utilizó Fluent para evaluar con mayor precisión el comportamiento del

reactor de flujo multifásico (la interacción aire-agua) y del paddlewheel como generador de agitación, a fin de evaluar con mayor precisión el comportamiento operativo del reactor.

3.1.2.1. Sistema monofásico

En el análisis CFD, es difícil y complejo tratar un dominio sólido de geometría giratoria en dos fases (aire y agua) sumergido simultáneamente en el agua para el código COMSOL (Ali et al., 2015a). Por lo tanto, el sistema rotatorio y la capa de aire superficial constituían el único dominio de análisis hidrodinámico para el dominio del cultivo. Tal método es válido en este tipo de análisis y ha sido adoptado por otros investigadores (Ali et al., 2014; Amini et al., 2016a; Hadiyanto et al., 2013; Liffman et al., 2013; Singha et al., 2017). Se consideraron tres configuraciones iniciales diferentes de reactores en 3D (Figura 4). Las mallas se crearon con el generador de malla de COMSOL Multiphysics, estructurado hexaédricamente con una calidad simétrica del 97-99% y un tamaño medio de elemento de 0.2 L. El número de elementos fueron: TRADICIONAL = 100000, PARTICIÓN ISLE = 111800 y PARTICIÓN DEFLECTORA = 364000. Se utilizó agua fluida newtoniana con una densidad de $\rho = 1000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ y una viscosidad $\mu = 0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ como condición inicial. Se estableció una velocidad de flujo regular de $0.22 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ y en la superficie superior se definió la presión atmosférica. Las paredes de contorno tenían una rugosidad media de $Ra = 0.0015 \text{ mm}$.

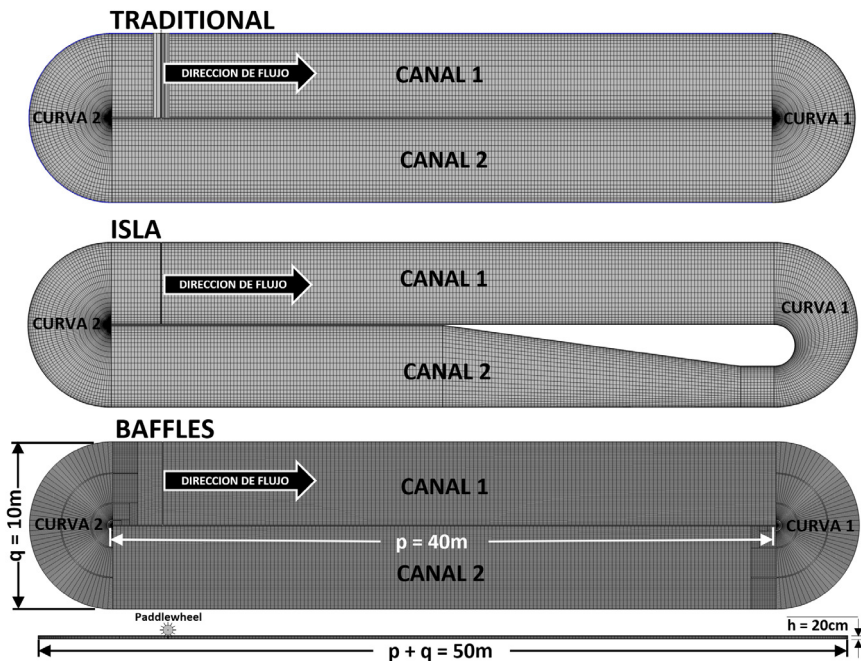


Figura 4. Dominios de discretización de las tres configuraciones diferentes ya consideradas obtenidas mediante COMSOL Meshing.

Las ecuaciones fundamentales que gobiernan el problema del flujo monofásico en estado estacionario son las siguientes: $\rho(u \cdot \nabla)u = \nabla \cdot [-pl + K] + F + \rho g$, $\rho \nabla \cdot (u) = 0$, $K = (u + u_T)(\nabla u + (\nabla u)^T)$, donde $F =$ vector forzado de volumen ($\text{N}\cdot\text{m}^{-3}$), $T = T_{\text{ref}} = 293.15 \text{ K}$, $p = p_{\text{ref}}$

= 101130 Pa, $g = 9.81 \text{ m}\cdot\text{s}^{-2}$, $l = 100 \text{ m}$. En este estudio se utilizó el modelo estándar de turbulencia $k - \varepsilon$ (Sompech et al., 2012): $k: \rho(u \cdot \nabla)k = \nabla \cdot \left[\left((\mu) + \frac{\mu_T}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + P_k - \rho \varepsilon$, $\varepsilon: \rho(u \cdot \nabla)\varepsilon = \nabla \cdot \left[\left((\mu) + \frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right] + C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \frac{\varepsilon^2}{k}$, $\mu_T = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}$, $P_k = \mu_T [\nabla u : (\nabla u + (\nabla u)^T)]$, donde k = energía cinética turbulenta, ε = tasa de disipación turbulenta, μ_T = viscosidad turbulenta (Pa-s), $\sigma_k = 1.0$ (número de Prandtl para la energía cinética), $\sigma_\varepsilon = 1.3$ (número de Prandtl para la tasa de disipación), $C_{\varepsilon 1} = 1.44$ y $C_{\varepsilon 2} = 1.92$ (primera y segunda constante para la tasa de disipación) y $C_\mu = 0.09$ (constante del modelo turbulento). El efecto negativo de la Zona Muerta (ZM) está directamente relacionado con la caída de la productividad, pérdida de energía, y otros; las velocidades inferiores a $0.1 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ (Chisti, 2016) se considerarán volúmenes muertos. Estos se pueden calcular utilizando el siguiente modelo (Ali et al., 2015a): $ZM = \frac{\text{Volumen con velocidad menor a } 0.1 \text{ m/s}}{\text{Volumen total del reactor}}$. El flujo en una canalización debe ser turbulento para mantener las celdas en condiciones de mezcla. Que el flujo sea turbulento o no depende de su número de Reynolds (Re) que se define como: $Re = \frac{\rho u \sqrt{d_c}}{\mu}$, donde, $\sqrt[3]{d_c}$ es el diámetro equivalente de un elemento, medido por controles de malla.

3.1.3. Sistema multifásico

Para este segundo análisis CFD, las geometrías se discretizaron utilizando ANSYS Software Meshing (Figura 5). Se empleó el método de mallado hexaédrico, logrando un total de 843624 volúmenes de control y 999333 nodos con el orden lineal de elementos. El FVM se utilizó para predecir el comportamiento hidrodinámico del raceway en su régimen transitorio. Se utilizaron las ecuaciones de Navier-Stokes, que surgen de la Segunda Ley de movimiento de fluidos de Newton. Considerando que se estaban calculando fluidos como el agua (que es incompresible) y el aire (que es comprimible), se utilizaron dos ecuaciones de conservación de masa y cantidad de movimiento, respectivamente.

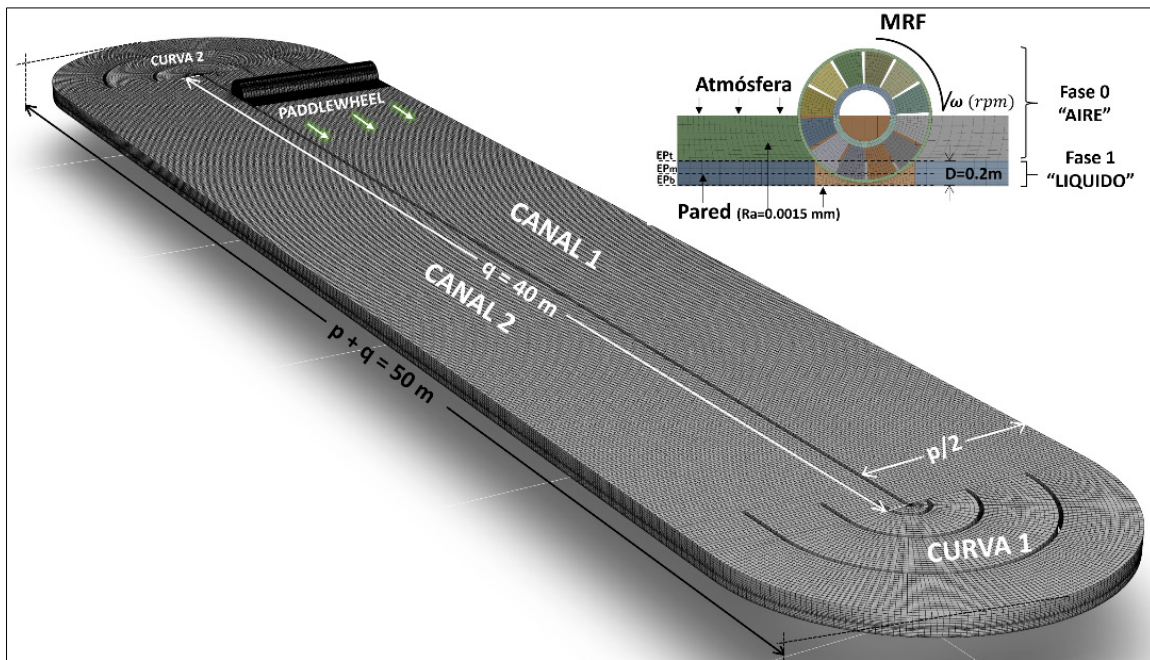


Figura 5. Geometría general y dominio computacional del reactor de raceway realizado mediante ANSYS Meshing.

Para resolver el problema multifásico, se utilizó un enfoque Euleriano en el que todas las fases se calculan como un medio continuo. En esta situación, las fracciones de volumen se modelan a través de funciones continuas en el tiempo y el espacio en todo el dominio. Se utilizó la técnica de Volume of Fluid (VOF) (Hreiz et al., 2014), siendo esta una técnica desarrollada para monitorizar una superficie entre dos o más fluidos a partir de una malla Euleriana fija, donde una región del volumen no puede ser ocupada por otra. Si α_q se considera la fracción de volumen de fluido q, hay tres casos posibles: si $\alpha_q = 0$, la célula contiene el 0% del fluido q (fluido = p); si $\alpha_q = 1$, la célula contiene el 100% del fluido q mientras que si $0 < \alpha_q < 1$, la célula contiene la interfaz entre el fluido y cualquier otro que se esté considerando. Para resolver el esquema implícito para la discretización temporal, dado que la ecuación requiere conocer los valores de fracción de volumen en el paso de tiempo actual, se resuelve iterativamente una ecuación de transporte escalar para cada fracción de volumen de fase secundaria en cada paso de tiempo. Esta ecuación tiene la siguiente forma: $\frac{1}{\rho_q} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q) + \nabla (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) \right] = S_{\alpha_q} + \sum_{p=1}^n (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp})$, donde \dot{m}_{pq} y \dot{m}_{qp} es la tasa de transferencia de masa, S_{α_q} es cero pero podemos especificar una fuente de masa constante o definida por el usuario para cada fase.

Las ecuaciones de Navier Stokes promediadas por Reynolds (RANS) se utilizaron con el modelo de turbulencia realizable $k - \varepsilon$ (Pandey y Premalatha, 2017); este es el modelo de turbulencia más recomendado cuando hay un paddlewheel. En la ecuación de transporte para k , las constantes ($\sigma_k, \sigma_\varepsilon, C_{\varepsilon 1}, C_{\varepsilon 2}$) son las mismas que en el modelo de turbulencia estándar, pero se debe agregar el término de aceleración local (Los modelos de ε realizables modificados

son: $k - \varepsilon\rho\left(\frac{\partial k}{\partial t}\right)$, se puede escribir ampliada de la siguiente forma: $\frac{\partial(\rho\varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho\varepsilon v_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right] + \rho C_1 S_\varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{v\varepsilon}} + C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} C_{3\varepsilon} G_b S_\varepsilon$, donde μ_T : viscosidad turbulenta (no constante).

El paddlewheel del reactor raceway tiene un diámetro de 1 m y 4,8 m de ancho está simulada y por un marco de referencia giratorio múltiple con 12 palas que interactúan con dominios estacionarios. En este caso, se utilizó el modelo Rotating Reference Frame (MRF), que incorpora el Sliding Mesh Model (SMM) (Huang et al., 2015), este está compuesto por mallas deslizantes que capturan los efectos transitorios del movimiento en áreas adyacentes como el paddlewheel, que se mueve a velocidades angulares de 14, 16, 18 y 20 rpm e interactúa con la Fase 0 y la Fase 1. Las velocidades del fluido transformado desde el marco estacionario hasta el marco giratorio son: $\vec{v}_r = \vec{v} - (\vec{\omega} \cdot \vec{r})$, donde \vec{v}_r es la velocidad relativa, \vec{v} es la velocidad absoluta, $\vec{\omega}$ es la velocidad angular del marco de referencia en relación con el marco de referencia estacionario y \vec{r} es la distancia del volumen de control estacionario del marco de referencia giratorio.

El efecto de la velocidad de entrada y la mezcla viene dado por el paddlewheel mientras que las regiones de fases se dan como condiciones iniciales; estas regiones sufren variaciones a medida que se resuelven las ecuaciones VOF. La condición de límite de la pared se utilizó para las paredes inferiores y laterales con una rugosidad de 0.0015 mm, mientras que la pared superior era una salida de presión. Las palas del paddlewheel se consideraban como una pared sin rugosidad. Para la visualización de los resultados, se establecieron tres planos de Elevación en el dominio líquido: 1) EP_t, en superficie, 2) EP_m, a la mitad de la profundidad (0,1 m) y 3) EP_b, en el suelo a máxima profundidad (Figura 5).

El Solucionador Basado en Presión fue utilizado a través del Algoritmo PISO debido a que entre sus ventajas funciona corrigiendo áreas adyacentes, como el paddlewheel con el resto del dominio y se pueden evaluar pasos de tiempo más altos al disminuir el tiempo de cálculo para grandes sistemas; aunque esto implica un mayor costo computacional y disminuye las posibilidades de divergencia.

3.2. MEJORA DE REACTORES RACEWAY MEDIANTE EL USO DE ÁLABES

3.2.1. Raceway piloto y cepa de microalgas

El reactor raceway utilizado se encuentra en el Centro de Investigación "IFAPA", (Almería, España). El reactor consta de dos canales de 40 m de largo (0.35m de alto × 1.25m de ancho), ambos conectados por curvas de 180° en cada extremo, un área expuesta a la radiación solar de 100 m², un volumen de producción de 15 m³ (profundidad del cultivo de 15 cm), y un sistema de paddlewheel que se utiliza para circular el cultivo a través del reactor a una velocidad

lineal de $0.2 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. Como se muestra en la Figura 6, el estudio se realizó en dos casos llamados: (1) "flujo libre" como se utiliza tradicionalmente con los canales libre de obstáculos, y (2) "con álabe" donde se instalaron obstáculos en forma de álabes para generar vórtices con el propósito de aumentar la mezcla vertical del sistema. Se instalaron un total de seis ensambles con cuatro álabes cada uno en todo el canal. Se localizaron cinco "Puntos de Control Experimental (CP)" para llevar a cabo la validación experimental utilizando la medida de concentración de oxígeno disuelto (OD %Sat.) como indicador de la variación de la velocidad de fotosíntesis, para lo que se utilizó un medidor óptico marca HANNA modelo HI98198. Para realizar el análisis mediante Dinámica de Fluidos Computacional (CFD), se seleccionó un subdominio del canal para aumentar la precisión de los resultados obtenidos.

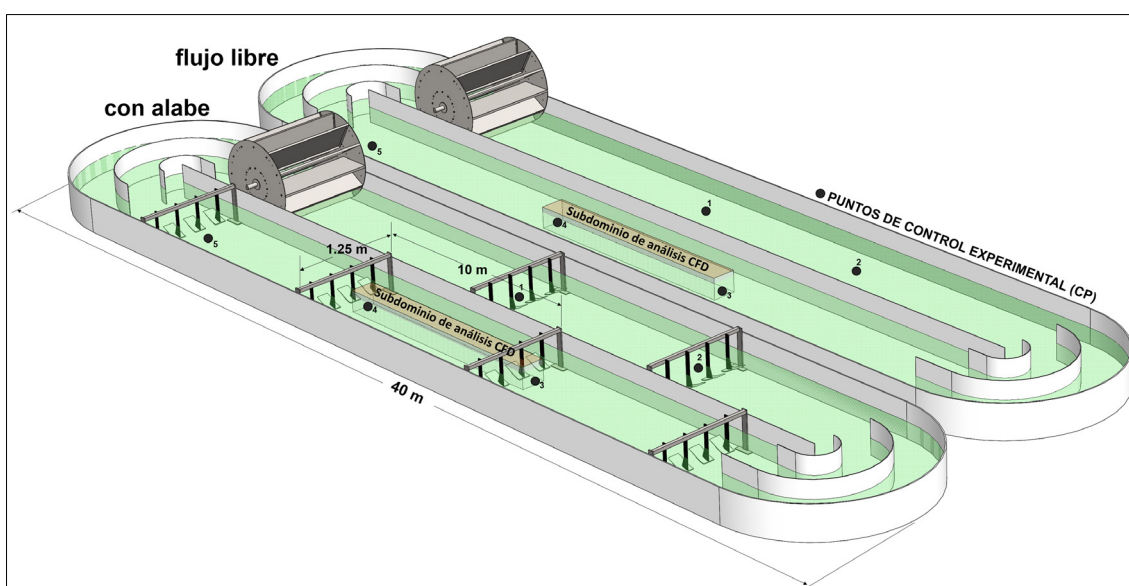


Figura 6. Reactor raceway utilizado para realizar el estudio.

En el estudio experimental se utilizó la microalga *Scenedesmus almeriensis*. Dicha microalga se obtuvo de la colección de cultivos del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Almería. Esta microalga es una cepa de rápido crecimiento y altamente productiva que está particularmente adaptada a condiciones predominantes en Almería (España). Se utilizó un medio de cultivo constituido por 0,90 g/L de NaNO_3 , 0,18 g/L de MgSO_4 , 0,14 g/L K_2PO_4 y 0,03 g/L de karentol® (Kenogard, España). Esta es una mezcla sólida comercial de micronutrientes que incluye boro, cobre, hierro, manganeso, molibdeno y zinc (Morillas-España et al., 2020).

3.2.2. Simulación numérica

ANSYS Meshing 2020R2 se ha utilizado para el mallado de los dos subdominios, ambos de 10.3 m de largo x 0.3 m de ancho y 0.2 m de alto ("Subdominio de análisis CFD" Figura 6). Ambos mallados se construyeron utilizando elementos hexaédricos estructurados en un orden

lineal, un tamaño de celda de 5 mm y un total de 1.7 millones de elementos con una calidad ortogonal del 100%. El software ANSYS Fluent 2020R2 se utiliza para resolver la ecuación de Navier-stokes Reynolds Promediada (RANS) en el método de tiempo transitorio, usando un paso de tiempo de 0.001 s y resolviendo hasta 130 s cuando se alcanza el estado estacionario. El esquema compresivo implícito del modelo Volume of Fluid (VOF) es utilizado para rastrear la superficie libre del agua y el aire (la profundidad de la fase acuosa es de 0.15 m), que tiene un coeficiente de tensión superficial de $0.072 \text{ N}\cdot\text{m}^{-1}$ a $25 \text{ }^\circ\text{C}$ (Nikolaou et al., 2016a). El modelo de turbulencia utilizado fue κ - ω SST, uno de los mejores modelos para capturar el efecto de las condiciones de flujo turbulento con Low-Re Corrections. Los logaritmos de solución utilizados se basaron en el acoplamiento presión-velocidad por el esquema SIMPLE; least squares cell-based para gradiente, PRESTO! para la presión; second-order upwind para el momento; compressive para fracción de volumen y first-order upwind para energía cinética turbulenta y tasa de disipación turbulenta.

Se utilizaron las siguientes condiciones de contorno: una entrada de velocidad de $0.22 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, una salida de presión como salida, una condición de simetría en las superficies lateral y superior del subdominio, paredes (condiciones antideslizantes) con una rugosidad de 0.0015 mm para la superficie inferior y también para los álabes, y presión atmosférica sobre la superficie libre en la fase gaseosa.

3.2.3. Seguimiento de partículas

La trayectoria Lagrangiana se predijo integrando el equilibrio de fuerzas en las partículas. Éste equilibrio de fuerzas es igual a la inercia de las partículas con las fuerzas que actúan sobre las partículas, se puede escribir de la siguiente manera: $\frac{du_p}{dt} = F_D(u - u_p) + \frac{g(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + F_x$, $F_D = \frac{18\mu C_D Re}{\rho_p d_p^2}$, donde u es la velocidad del fluido o cultivo, u_p es la velocidad de la partícula, μ es la viscosidad del fluido, ρ es la densidad del agua, la densidad de partículas es $\rho_p = 864 \text{ Kg}\cdot\text{m}^{-3}$ y diámetro de las partículas es $d_p = 7\mu\text{m}$ (Akhtar et al., 2020; Ali et al., 2015; Chiarini and Quadrio, 2021a), F_D es la fuerza de arrastre, C_D es el coeficiente de arrastre esférico, F_x : son los términos de aceleración adicionales (fuerza/unidad de masa de la partícula). El número de partículas (N) utilizadas fue 60. La entrada de las partículas se puede observar en la Figura 7.

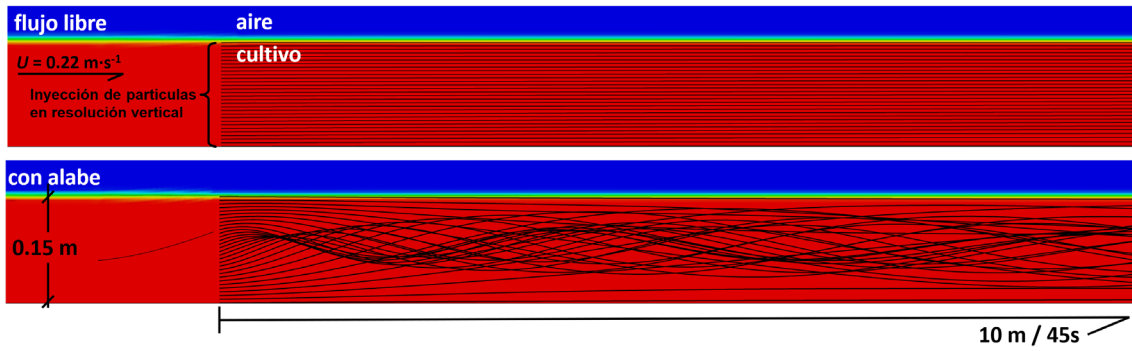


Figura 7. Subdominio de análisis CFD e inyección de partículas.

3.2.4. Velocidad de fotosíntesis

La predicción del movimiento de partículas se utiliza para determinar la eficiencia fotosintética o la eficiencia en el uso de la luz por las células de microalgas (Brindley et al., 2011). Tal y como lo ha escrito Fernández del Olmo et al., 2021, esto se puede llevar a cabo utilizando los modelos dinámicos propuestos por Eilers and Peeters, 1988 y Rubio Camacho et al., 2003. Se ha utilizado el modelo de Camacho-Rubio debido a que asume que la tasa de desactivación (r) no es proporcional a la concentración de centros fotosintéticos excitados (PSFs) pero está controlado por una reacción medida por enzimas que pueden saturarse, por lo que r se puede escribir de la siguiente manera:

$$r = \frac{r_m^* \cdot a^*}{K_s^* + a^*} \quad \text{Ecuación 1}$$

$$a = a^\circ + a^* \quad \text{Ecuación 2}$$

dónde r_m^* es el producto de la concentración de enzimas limitantes, su constante de velocidad y se puede expresar como la energía consumida por célula en unidad de tiempo, K_s^* representan la concentración de Unidades Fotosintéticas (PSUs) que produce una tasa de fotosíntesis igual a la mitad de la tasa máxima, a es la concentración total de PSU, a° es la concentración de PSUs en estado de reposo y a^* es la concentración de PSUs en estado activado. El balance de Centros Activados puede ser representado por el modelo de Camacho-Rubio:

$$\frac{da^*}{dt} = k_a \cdot I \cdot (a - a^*) - \frac{r_m^* \cdot a^*}{K_s^* + a^*} \quad \text{Ecuación 3}$$

dónde k_a es el coeficiente de absorción en $\text{m}^2 \cdot \text{g}^{-1}$ y I es la irradiación local en $\mu\text{mol}_{\text{photons}} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ y t en segundos. Rubio Camacho et al., 2003 propuso un modelo adimensional dividiendo cada parámetro por la concentración total de centros fotosintéticos. Por lo tanto, la concentración de centros activados (a^*) se convierte en una fracción (x^* es una fracción de centros activados). En el trabajo original, los autores organizaron convenientemente los parámetros del modelo en los siguientes grupos (Fernández del Olmo et al., 2021):

$$\alpha = \frac{r_m^*}{k_a \cdot a^*}; \beta = \frac{r_m^*}{a^*}; \kappa = \frac{K_s^*}{a^*} \quad \text{Ecuación 4}$$

3.2.5. Atenuación de la luz del sistema

La predicción del movimiento de partículas se utiliza para determinar la eficiencia fotosintética de las células de microalgas en suspensión mediante el seguimiento de su evolución en el tiempo en las zonas iluminadas y oscuras (Chiarini y Quadrio, 2021). Eso se puede analizar utilizando los modelos dinámicos propuestos por Rubio Camacho et al., 2003, quienes afirman que durante la fotosíntesis, una unidad fotosintética de microalgas (PSU) que se encuentra en un estado no activado se puede activar absorbiendo fotones. En pasos posteriores, la unidad fotosintética activada se consume en reacciones mediadas por enzimas para volver a su estado no activado, proporcionando energía para el mantenimiento y la producción de biomasa. Por lo tanto, las microalgas responden a la cantidad de luz disponible variando la actividad fotosintética. La luz disponible (I en $\mu E \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$ o $\mu mol_{foton} \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$) se puede calcular utilizando la Ley de Lambert-Beer y se expresa de la siguiente manera:

$$I = I_0 \cdot e^{(-k_a \cdot C_b \cdot L)} \quad \text{Ecuación 5}$$

donde I_0 es la irradiación del incidente, k_a es el coeficiente de extinción en $m^2 \cdot g^{-1}$, C_b es la concentración de biomasa en $g \cdot m^{-3}$ y L es la profundidad del cultivo o en el caso de las partículas es la distancia respecto a la superficie largo del tiempo.

El movimiento vertical permite pasos de tiempo entre los diferentes volúmenes iluminados que se pueden medir por la frecuencia de los ciclos Luz/Oscuridad (ν , Hz) y la fracción iluminada o ciclo de trabajo (Φ) que dependen de: (i) la intensidad turbulenta del flujo, (ii) la intensidad de la fuente de luz, y (iii) la concentración de biomasa (Chiarini y Quadrio, 2021). Utilizando el método dinámico de la fotosíntesis, es posible seguir las partículas a lo largo de su trayectoria y determinar el tiempo de permanencia en cada zona iluminada. La luz disponible en su eje vertical determinará la Producción (P) de las células individualmente. Utilizando la Ecuación 5, Se puede determinar la ubicación específica de los coeficientes que separan las diferentes zonas iluminadas en un cultivo, que son: la zona de fotoinhibición por el coeficiente de fotoinhibición ($KI = 800 \mu E \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$) y zona oscura por la irradiancia de compensación ($I_c = 4 \mu E \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$) (Chisti, 2016b), la zona saturada por el coeficiente de saturación ($\alpha = 221.8 \mu E \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$) (Brindley et al., 2016), encontrándose la zona limitada entre α y I_c . La producción de las células en la zona de fotoinhibición depende de $\delta \sqrt{I}$, donde δ es el parámetro de fotoinhibición (Rubio Camacho et al., 2003). En la zona saturada P alcanza su valor máximo, mientras en la zona limitada P depende de I ; y en la zona oscura $P = 0$ o mínimo (Figura 8).

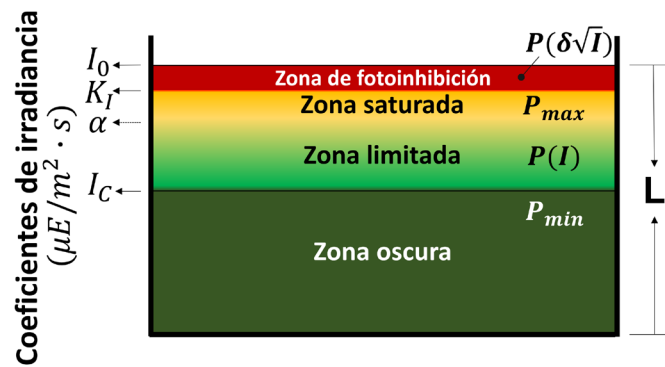


Figura 8. Separación de zonas respecto de la luz en un reactor raceway. Se indican sus coeficientes de iluminación y dependencia de la producción.

3.3. OPTIMIZACIÓN DE REACTORES DE CAPA FINA

3.3.1. Descripción del fotobiorreactor de capa fina

Se utilizó un reactor de capa fina (Thin-Layer, TLP) ubicado en el Centro de Investigación IFAPA (Almería, España). Se trata de una superficie de cultivo inclinada con una pendiente del 1%, una longitud total de 40 m y una anchura de 1.5 m, superficie de 60 m² directamente expuesta a la radiación solar (Figura 9). La superficie inclinada está construida en fibra vidrio con superficies lisas que garantizan la suspensión de microalgas en todo el ancho del canal. La entrada del cultivo se realiza utilizando un tubo de PVC con 2 ranuras rectangulares de 20 cm de ancho y 1 cm de alto. Además, también se ha instalado un tanque de 3 m³ de capacidad y una columna de burbujeo de 2m de altura y 0,4 m de diámetro para la mejora de la transferencia de materia. El cultivo se recircula desde el tanque hasta la superficie de cultivo pasando previamente por la columna de burbujeo para el suministro de CO₂ o eliminación de O₂. El CO₂ se proporciona bajo demanda mediante el control del pH y para evitar la limitación de carbono, mientras que la aireación también se proporciona bajo demanda para evitar niveles de oxígeno disuelto superiores al 200% Sat. El volumen y la profundidad de cultivo son una función del flujo de cultivo de entrada, que se modifica mediante la regulación del variador conectado a la bomba que impulsa el líquido.

Se realizó un análisis numérico para determinar la altura del cultivo a lo largo del canal y la velocidad del líquido. De acuerdo con los resultados, se realizó un análisis más detallado en una sección del reactor para analizar el patrón de flujo y la producción de oxígeno utilizando un modelo numérico. En paralelo se realizaron mediciones experimentales tanto de la profundidad como de la velocidad del líquido, además de la tasa de fotosíntesis.

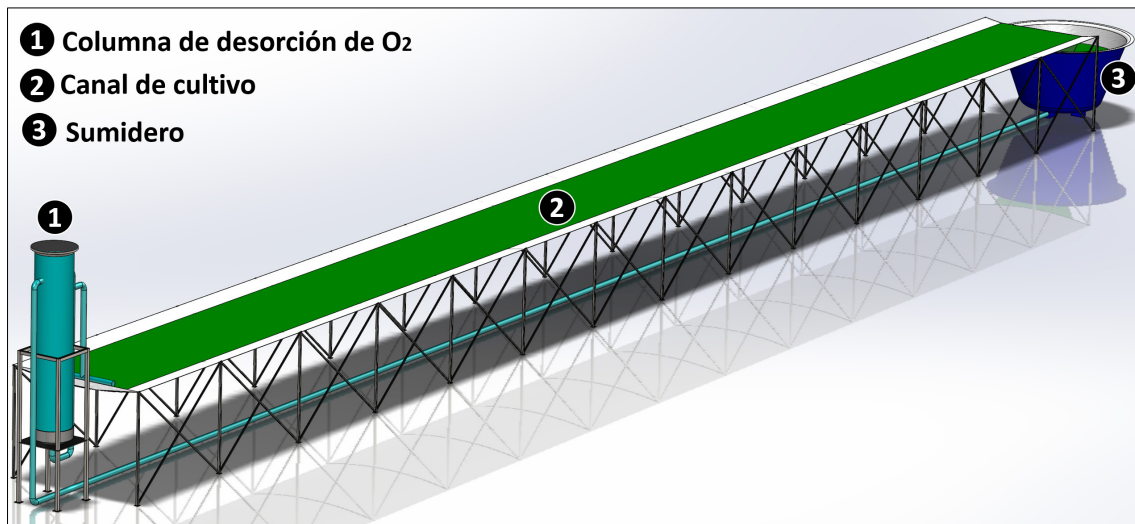


Figura 9. Esquema del TLP utilizado.

3.3.2. Transferencia de masa a través de la interfase gas-líquido

La transferencia de masa a través de la interfase gas-líquido se puede expresar utilizando los coeficientes de transferencia de masa en ambos lados, en la fase líquida y en la gaseosa. Su combinación dará el coeficiente de transferencia de masa global (K_L) como:

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_l} + \frac{1}{H_{O_2} k_g} \quad \text{Ecuación 6}$$

$$[O_2^*] = H_{O_2} \cdot [O_2] \quad \text{Ecuación 7}$$

donde k_l es coeficiente de transferencia de masa del líquido en $m \cdot s^{-1}$, H_{O_2} es el coeficiente de Henry que describe el equilibrio entre la concentración en las fases gas y líquida de acuerdo con la ley de Henry, k_g es el coeficiente de transferencia de masa del en gas en $m \cdot s^{-1}$, $[O_2^*]$ y $[O_2]$ es la concentración de oxígeno del gas en equilibrio y del líquido respectivamente en $mg \cdot m^{-3}$.

ANSYS Fluent tiene correlaciones que describen el coeficiente de transferencia de masa, pero están orientadas a partículas esféricas (burbujas) como los modelos Ranz-Marshall o Hugmark (Petera et al., 2021). Estos modelos no son adecuados para el caso de mover una capa de agua fina, por lo tanto, se utilizaron valores constantes de coeficientes de transferencia de masa en su lugar. El coeficiente de transferencia de masa del lado del gas se aproximó utilizando la correlación que describe el flujo a lo largo de una placa plana como $k_g = 5.2 \times 10^{-4} m \cdot s^{-1}$. Para determinar el coeficiente de transferencia de masa en el lado líquido, se realizó una simulación CFD separada que describe el flujo de la capa fina de agua con altura constante. En general, el coeficiente de transferencia de masa depende de la ubicación, como se ilustra en la Figura 10 y lo comprueba Petera et al., 2021.

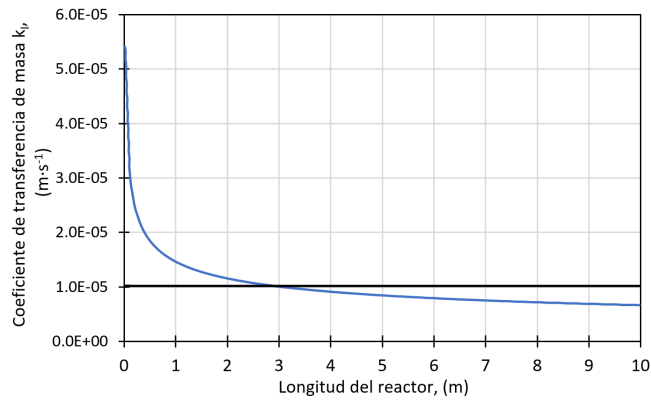


Figura 10. El coeficiente de transferencia de masa del lado líquido k_l depende de la distancia desde la entrada evaluada en una simulación CFD separada de una capa fina de agua en movimiento de altura constante.

En las ubicaciones cercanas a la entrada, los valores de los coeficientes de transferencia de masa son mucho mayores que más lejos de la entrada (teóricamente, infinitamente grandes para una distancia cero). El valor promedio en toda la longitud (10 m en este caso) se evaluó a partir de un balance de masa global como $k_l = 1.02 \times 10^{-5} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, que corresponde al valor experimental medido anteriormente (Mendoza et al., 2013b). Su valor es mucho menor que el coeficiente del lado del gas, por lo tanto, la resistencia a la transferencia de masa es mucho mayor en la fase líquida y se puede asumir con seguridad que el coeficiente de transferencia de masa general es igual al coeficiente de transferencia de masa del lado líquido, es decir, $K_L = k_l$.

3.3.3. Concentración de oxígeno disuelto y su impacto en la eficiencia fotosintética

Diferentes estudios han demostrado la falta de homogeneidad espacial de las condiciones de cultivo (irradiancia, temperatura, pH y oxígeno disuelto) en casi todos los tipos de reactores, pero especialmente en los de capa fina (Barceló-Villalobos et al., 2019d; Doucha and Lívanský, 2009). Barceló-Villalobos et al., 2019b encontró que la concentración de oxígeno disuelto aumentó a lo largo de la longitud del canal debido a la generación fotosintética de oxígeno. Los valores medios de concentración de oxígeno disuelto variaron de 141 a 197% Sat. (Barceló-Villalobos et al., 2019d), aunque se encontraron valores experimentales de hasta 225 %Sat. Además del oxígeno disuelto, los gradientes de otras propiedades como pH y temperatura también afectan a la velocidad de fotosíntesis y su consideración es importante para la descripción de dichos sistemas.

Como modelo más habitual para la estimación de la velocidad de fotosíntesis se utiliza el modelo hiperbólico (Ecuación 8) (Grima et al., 1994), el cual puede ser modificado para incluir el efecto del oxígeno disuelto (Ecuación 9) (Barceló-Villalobos et al., 2019d).

$$PO_2 = PO_{2,max} \cdot \frac{I_{av}^n}{I_{av}^n + I_k^n} \quad \text{Ecuación 8}$$

$$PO_{2,[O_2]} = PO_2 \left[1 - \left(\frac{[O_2]}{[O_{2,max}]} \right)^m \right] \quad \text{Ecuación 9}$$

El término de producción PO_2 depende de la irradiancia dentro del cultivo, la cual puede ser descrita por la Ecuación 8 con parámetros determinados en (Barceló-Villalobos et al., 2019d) como $PO_{2,max} = 380 \text{ mg}_{O_2} \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$, $I_k = 200 \text{ mE} \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$, $n = 2$. Se utiliza un valor medio de la irradiancia (I_{av}) siempre que la mezcla en el reactor sea suficiente (Chiarini and Quadrio, 2021b). Si los valores de oxígeno disuelto en el cultivo son demasiado grandes, pueden inhibir la tasa de crecimiento y la fotosíntesis, donde $[O_{2,max}]$, que representa la concentración máxima tolerada por el cultivo, se determinó como 225 %Sat junto con el parámetro $m = 3.5$ (Barceló-Villalobos et al., 2019d) y reflejan la inhibición por el oxígeno disuelto. Integrando todos estos fenómenos se obtiene la ecuación general de estimación de la tasa de fotosíntesis en función de la irradiancia y concentración de oxígeno disuelto en el cultivo (Ecuación 10):

$$PO_2 = PO_{2,max} \frac{I_{av}^n}{I_k^n + I_{av}^n} \left[1 - \left(\frac{[O_2]}{[O_{2,max}]} \right)^m \right] \quad \text{Ecuación 10}$$

Esta ecuación proporciona la posibilidad de incluir también la dependencia de la profundidad (o distancia de la superficie irradiada) en la irradiancia en utilizando la ley de Lambert-Beer (Papacek et al., 2018). Aunque la implementación de un modelo de irradiancia para la irradiancia local en función de la profundidad del agua no representa dificultades teóricas ni computacionales, lo habitual es utilizar el valor de irradiancia promedio I_{av} en lugar de la irradiancia puntual calculada.

Respecto a la transferencia de masa a través de la interfaz gas-líquido, ésta es función de la superficie específica, a , que representa del área interfacial del sistema, la cual se puede derivar de la relación entre la superficie del elemento diferencial dA y su volumen dV , es decir, dA/dV , dando solo un valor recíproco del espesor de la capa líquida $a = 1/h$, donde $h = 11 \text{ mm}$ en promedio para la capa desarrollada. Considerando estado estacionario, es decir, en una situación con gran longitud del sistema, se obtiene la Ecuación 11 donde Da representa una variante del número de Damköhler, ampliamente utilizado en ingeniería química. Aquí, representa la relación entre la velocidad de reacción y la velocidad de transferencia de masa.

$$0 = 1 - \frac{[O_2]}{[O_2^*]} + Da \left[1 - \left(\frac{[O_2]}{[O_{2,max}]} \right)^m \right], Da = \frac{PO_2}{K_L a [O_2]} \quad \text{Ecuación 11}$$

Cuanto mayor es la velocidad de producción de oxígeno en comparación con la velocidad de transferencia de masa, es decir, cuanto mayor es el número de Damköhler, menor es el impacto de la transferencia de masa en los resultados, y viceversa. Con transferencia de masa cero, es $Da \rightarrow \infty$, por lo tanto, la Ecuación 11 dará como resultado un perfil de concentración de oxígeno disuelto cercano a $[O_{2,max}]$.

3.3.4. Análisis fluidodinámico del dominio de partículas

Debido al gran tamaño del fotobiorreactor, para realizar un análisis detallado del seguimiento de partículas en un tiempo razonable fue necesario definir una sección del reactor con un volumen menor. Así, se discretizó un pequeño dominio del sistema global (Figura 11b), sobre el cual se utilizó una malla hexaédrica estructurada con elemento lineal de calidad ortogonal media del 100%, compuesta por 2.6×10^6 celdas. El dominio ha sido discretizado para la evaluación del movimiento de pequeñas partículas representadas como células de microalgas. La malla fue diseñada usando el criterio de la Ley de la Pared, donde la distancia del centroide celular de la pared está dada por y_p (Figura 11b), dónde $y^+ = 0.9$ (< 1 for LES Turbulent Model), μ es la viscosidad dinámica, u_τ es la velocidad de fricción y ρ es la densidad del fluido (Severin, 2017).

$$y_p = \frac{y^+ \mu}{u_\tau \rho} = 9.9 \times 10^{-5} \text{ m} \quad \text{Ecuación 12}$$

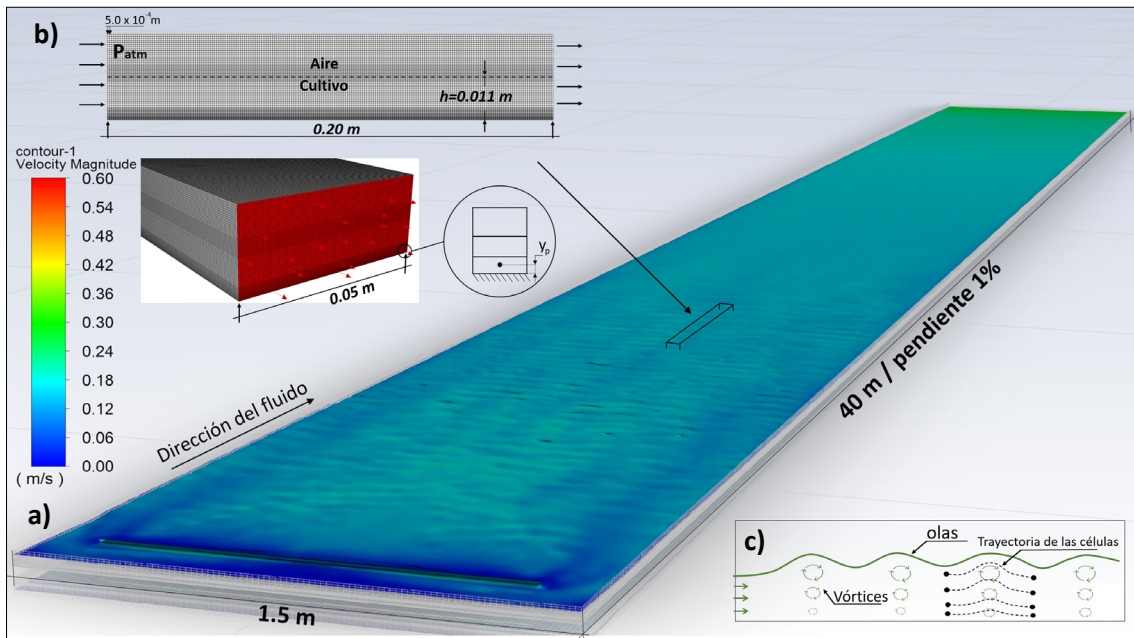


Figura 11. Esquema de análisis numérico del reactor realizado por CFD. a) Sistema global. b) Mallado para análisis de partículas. c) Diagrama de trayectoria de partículas o células.

Se utilizaron ecuaciones de flujo multifásicas utilizando el modelo Volume of Fluid (VOF). Se utilizó el modelo de turbulencia Large Eddy Simulation (LES), que resuelve una amplia gama

de tamaños de remolinos. Las escalas de vórtices más pequeñas fueron resueltas por Kinetic-Energy Transport (Sub-grid Scale Model). Se ha resuelto en modo transitorio con el algoritmo PISO (Moroni et al., 2019) con un paso de tiempo de 0,001 s calculado usando Courant-Friedrichs-Levy (CFL). Esta vez, la simulación se realizó con los submodelos de la condición de límite de canal abierto y la condición de límite de onda de canal abierto que involucra una superficie libre entre el fluido que fluye y el fluido en la superficie libre, que es aire a presión atmosférica, y la condición de límite de onda de canal abierto. Esto permite simular la propagación de la onda que influirá en la trayectoria de las partículas contenidas en los líquidos como se muestra en Figura 11c.

3.3.5. Análisis de transferencia de masa

La transferencia de masa a través de la interfaz gas-líquido se puede expresar utilizando los coeficientes de transferencia de masa unitarios en ambos lados, en la fase líquida es $k_l = 6.2 \times 10^{-5} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ y la fase gaseosa es $k_g = 5.2 \times 10^{-4} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, ambos previamente estudiados por Petera et al., 2021. La combinación da el coeficiente de transferencia de masa global $\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_l} + \frac{1}{k_g H}$, donde la constante de Henry en condiciones de equilibrio (Schuhfried et al., 2016, 2011) es $H_{O_2} = \frac{[O_2^*]}{P_{O_2}} = 8.8 \times 10^{-8} \text{ Kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{Pa}^{-1}$ donde $P_{O_2} = 101303 \text{ Pa}$ es la presión parcial de oxígeno en la fase gaseosa y $[O_2^*] = 9 \text{ mg}_{O_2}\cdot\text{L}^{-1}$ es el oxígeno disuelto en el equilibrio aire-agua. El área interfacial (a) representa la superficie específica del área interfacial que puede derivarse de la relación entre la superficie del elemento diferencial (dA) y su volumen (dV), por lo tanto, $a = \frac{1}{h}$, donde h es la altura media del cultivo. Por lo tanto, el coeficiente volumétrico de transferencia de masa es ($K_L a$) en s^{-1} y se puede calcular mediante la Ecuación 13:

$$K_L a = \frac{1}{\frac{1}{k_l a} + \frac{1}{k_g a \cdot H_{O_2}}} \quad \text{Ecuación 13}$$

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1. OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO DE REACTORES RACEWAY

4.1.1. Análisis monofásico

Para el optimizar el diseño de reactores raceway desde el punto de vista fluidodinámico en primer lugar se llevó a cabo un análisis monofásico de este tipo de sistemas. El análisis monofásico permite una primera aproximación al sistema para evaluar el comportamiento de diferentes configuraciones y seleccionar la configuración óptima para reactores raceway. Se estudiaron tres configuraciones distintas: TRADICIONAL, PARTICIÓN ISLA y PARTICIÓN DEFLECTORA (Figura 4). En este análisis también se considera la influencia de la velocidad del líquido en el comportamiento general del reactor, ya que ésta influye en la turbulencia por ende en la exposición a la luz de las células además de en la existencia de gradientes de propiedades (pH, temperatura del oxígeno disuelto, nutrientes, etc.), que pueden reducir el rendimiento de los reactores. La velocidad del líquido determina el comportamiento fluidodinámico del reactor. Así, a bajas velocidades se generan grandes vórtices que se convierten en zonas muertas, lo que reduce la productividad y la eficiencia del cultivo, además de facilitar la sedimentación de la biomasa y una baja frecuencia de rotación vertical del cultivo. Tener una adecuada velocidad del líquido asegura suficiente turbulencia minimizando así la existencia de gradientes de propiedades aumentando también la exposición a la luz de las células.

En la Figura 12 se muestra el perfil de velocidad y líneas de flujo de las tres configuraciones ya consideradas. Los datos muestran que el diseño TRADICIONAL tiene gradientes de velocidad más altos (particularmente en el contorno) que los otros dos diseños; en última instancia, esto supondrá un mayor consumo de energía y mayor estrés celular. Además, hay una zona muerta después de la primera curva (Figura 12) que favorece la formación de zonas muertas y la decantación de la biomasa. En el escenario de PARTICIÓN ISLA, la zona muerta es claramente más pequeña que en el diseño TRADICIONAL. No obstante, el efecto de estrangulamiento de Venturi de la corriente aumenta la pérdida de carga y evidentemente requerirá mayor energía mecánica. El escenario de PARTICIÓN DEFLECTORA es el más interesante porque la velocidad del gradiente, así como el volumen de las zonas muertas, es el más bajo. Se puede observar que el uso de deflectores tiene la ventaja de ordenar las corrientes de fluido en relación con el A/V para que puedan girar con la energía mecánica necesaria y reducir el efecto rebote provocado por las curvas. La adecuación de la configuración de PARTICIÓN DEFLECTORA ha sido reportada previamente por otros autores tanto empleando CFD como mediciones reales (Liffman et al., 2013; Mendoza et al., 2013a; Sompech et al., 2012). Además, el diseño específico de las curvas debe optimizarse para cada caso. En el diseño más

convencional la curva son semicírculos de radio reducido desde la pared exterior, sin embargo, en el diseño aquí propuesto los deflectores son más largos a la salida, para mejorar el ordenamiento del flujo a la salida de estos, minimizando así la creación de vórtice, y por tanto la disipación de energía en esta posición.

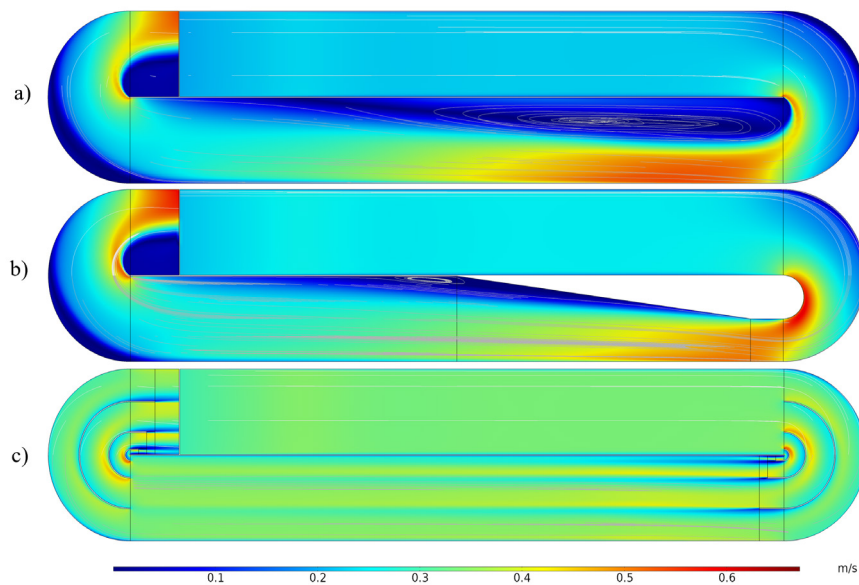


Figura 12. Análisis monofásico del reactor de raceway: Perfiles de velocidad. a) Tradicional. b) Partición tipo Isla. c) Partición deflectora.

Al analizar el rendimiento de los tres diseños considerados, se observa que la configuración con Baffles brinda los mejores resultados en comparación con las otras dos configuraciones. En cuanto a la velocidad media, los diseños TRADICIONAL e ISLA tienen una tendencia similar en ambos canales, manteniendo una velocidad no superior a $0.25 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ y produciendo un fuerte aumento de velocidad en la Curva 1, principalmente por el efecto de estrangulamiento que produce la alta velocidad y el vórtice de presión en la partición tipo isla. En ambos casos, TRADICIONAL e ISLA, el vórtice y el tabique producen un efecto hidrodinámico similar en el Canal 2 y la Curva 2, la velocidad cae por debajo de $0.1 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ provocando altas pérdidas de carga y posible sedimentación (Chisti, 2016). El diseño de DEFLECTORES funciona de manera diferente, hay una ganancia de velocidad inmediata de $0.15 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ en el Canal 1 y un ligero aumento de velocidad en la Curva 1, lo que es energética y biológicamente beneficioso. En cuanto al efecto de cizallamiento sobre las células de microalgas, la pérdida de velocidad en el Canal 2 y el Curva 2 es prácticamente despreciable; el tránsito del fluido permanece constante mientras que el efecto de la turbulencia mezcla constantemente el fluido, resultando en una menor posibilidad de sedimentación. La existencia de grandes gradientes de velocidad del líquido en los reactores de raceway es un fenómeno bien conocido, siendo los cuellos de botella

evitar la existencia de zonas con velocidades del líquido excesivamente bajas que favorezcan la sedimentación de las células, como los valores ya reportados de $0.05 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ (Prussi et al., 2014).

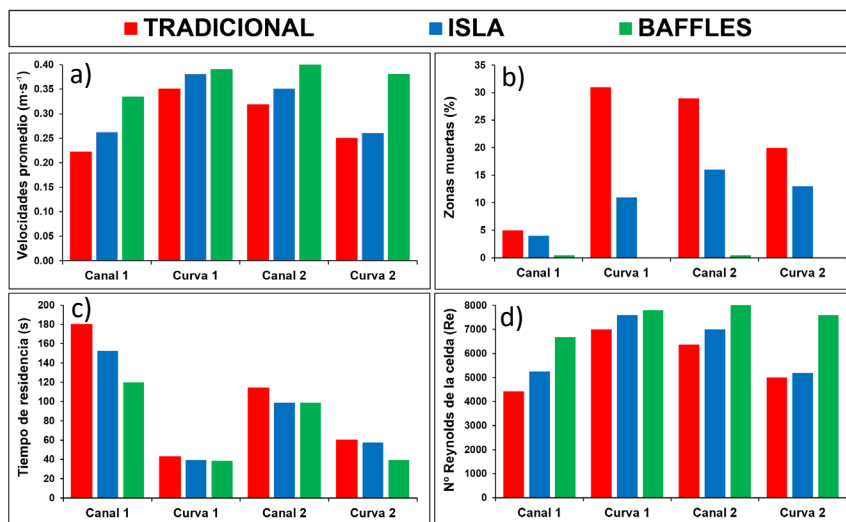


Figura 13. Gráfico de estudio monofásico. a) Velocidades medias. b) Zonas muertas. c)

En cuanto a la presencia de zonas muertas, estas tienen grandes desventajas como la acumulación/decantación de biomasa y nutrientes, o la disipación y pérdida de energía mecánica, todas ellas reduciendo la productividad de los cultivos. En el diseño TRADICIONAL la presencia de zonas muertas promedia el 22%, mientras que en el diseño en ISLA las zonas muertas representan el 10%, y en el diseño de DEFLECTORES el total de zonas muertas es inferior al 1% (Figura 13b). Por tramos, la mayor presencia de zona muerta en el diseño TRADICIONAL se encuentra en la Curva 1 y Curva 2, mientras que en el diseño DEFLECTORES no hay presencia alguna de zonas muertas. La disminución de las zonas muertas mejora en gran medida la confiabilidad de los reactores raceway al mejorar el rendimiento de los cultivos de microalgas. La existencia de grandes zonas muertas en los reactores raceway es un problema bien conocido para la estabilidad de los cultivos de microalgas. En estas zonas la biomasa de microalgas puede decantar, por lo que no se expone a la luz para realizar la fotosíntesis y producir biomasa, y acaba corrompiéndose favoreciendo problemas de contaminación. Trabajos previos confirman que en el diseño TRADICIONAL las zonas muertas pueden representar del 20 al 40% del volumen total del cultivo (Liffman et al., 2013).

En cuanto al tiempo de residencia, esta variable proporciona una medida del movimiento del fluido a lo largo del reactor. Así, para una misma superficie y volumen, a menor tiempo de residencia mayor es la velocidad del líquido y homogeneidad de movimiento del fluido a lo largo del reactor. Los tiempos de residencia observados en el Canal 1 son superiores a 150 s para las configuraciones TRADICIONAL y en ISLA debido a la perturbación producida por

la alta presión generada en las curvas. Esto actúa como un obstáculo para el tránsito de fluidos, produciendo una mayor retención de células de microalgas (Figura 13c). Como resultado, la velocidad del líquido es menor en esta sección, lo que favorece la sedimentación y una exposición inadecuada de las células a la luz. La configuración de DEFLECTORES no supera los 120 s en los canales y existe un flujo ordenado. En todos los casos de estudio, ni el Canal 2 ni ninguna de las curvas presentarían problemas para el tránsito de fluidos.

En cuanto a la turbulencia, se ha calculado el número de Reynolds de celda en las diferentes secciones del reactor raceway para los tres diseños ya considerados (Figura 13d). El desafío es lograr una alta turbulencia para mejorar la mezcla, especialmente la exposición a la luz de las celdas, mientras se minimiza el consumo de energía, siempre en un rango seguro para las celdas evitando velocidades de corte perjudiciales. En el diseño de DEFLECTORES se logra el mayor número de Reynolds, variando de 8000 a 6800 en el Canal 1 y a 8000 en el Canal 2. Por el contrario, el diseño TRADICIONAL proporciona los valores más bajos de número de Reynolds que van de 4000 a 7000 en el Canal 1 y Curva 1 respectivamente. Este es uno de los criterios más importantes cuando se analizan diferentes reactores y condiciones operativas, recomendándose mantener la uniformidad del flujo a lo largo del reactor con la mayor turbulencia posible (Chisti, 2016). Tanto la configuración TRADICIONAL como en ISLA no alcanzan el valor mínimo de este criterio, de 8000, que permita garantizar que las microalgas estén en suspensión, evitar la estratificación térmica, favorecer la mezcla vertical y por tanto la exposición a la luz de las células (Chisti, 2016).

Sin embargo, se ha informado que los ciclos de luz/oscuridad a los que las células están expuestas en los reactores de raceway están lejos de los valores que permiten la integración de la luz. Usando CFD, se informó que los tiempos de exposición de la luz se reducen de 3 a 1 s, mientras que los tiempos de exposición a la oscuridad se reducen de 22 a 20 s, cuando la velocidad del líquido aumenta de 0.15 a 0.35 m·s⁻¹ (Chen et al., 2016). Estos valores están muy lejos de las frecuencias óptimas de exposición de luz recomendadas de 1 Hz (Brindley et al., 2016). Así, se ha señalado que es imposible intentar conseguir la plena integración de la luz en reactores raceway, o que hacerlo requiere una enorme cantidad de energía, por lo que en estos reactores se produce siempre la adaptación de la fotosíntesis a la irradiancia local (Barceló-Villalobos et al., 2019). La única forma de abordar la integración de la luz en reactores abiertos es reducir en gran medida la profundidad del cultivo, porque la velocidad del líquido no se puede aumentar demasiado sin dañar las células o consumir grandes cantidades de energía. La reducción de la profundidad lleva al diseño del reactor de capa fina. Aunque el uso de reactores

de capa fina se propuso a finales del siglo pasado (Doucha J et al., 1995), el diseño óptimo y la fluidodinámica en estos reactores aún deben optimizarse (Severin et al., 2018).

Los resultados del análisis monofásico indican claramente que el diseño de DEFLECTORES cumple con todas las condiciones hidrodinámicas importantes y proporciona un potencial razonable para lograr una producción exitosa de microalgas. En la siguiente sección, se obtiene un análisis más preciso de este diseño mediante un análisis multifásico.

4.1.2. Análisis multifásico

Para afinar el diseño del reactor raceway se llevó a cabo un análisis más completo de este tipo de sistemas mediante análisis multifásico. En este caso se analizó únicamente el caso de reactores con DEFLECTORES en las curvas por ser el diseño más adecuado determinado anteriormente. El análisis se llevó a cabo considerando cuatro velocidades angulares diferentes para el paddlewheel y considerando un Plano de Elevación medio (EPM) situado a 10 cm de profundidad.

El análisis multifásico permite evaluar la variación del sistema con el tiempo, así como su comportamiento dinámico. En este sentido, la variación de los perfiles de velocidad del líquido en el sistema con el tiempo permite determinar el tiempo de estabilización, es decir, el tiempo requerido para lograr un comportamiento constante en el sistema. Los datos muestran que la velocidad del fluido se estabiliza después de 360 s cuando se usan velocidades angulares del paddlewheel de 14 y 16 rpm, y a los 240 s para velocidades angulares de 18 y 20 rpm (Figura 14). Una vez estabilizado el sistema, se observan velocidades bajas por debajo de $0,15 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ al operar el sistema a 14 rpm, por lo que estas velocidades de rotación no son recomendables (Huang et al., 2015). Con respecto a las velocidades del líquido a velocidades de rotación de 18 y 20 rpm, se observa que el flujo es más caótico y desordenado en el Canal 1 que en el Canal 2, donde las líneas de flujo se controlan y suavizan con mayor velocidad. La diferencia en la velocidad del líquido entre la entrada y la salida del paddlewheel se debe a la diferente profundidad del cultivo en estas posiciones. Además, para una velocidad de rotación de 20 rpm, se generan fuerzas de resistencia de succión que afectan directamente a la eficiencia del paddlewheel debido a la gran diferencia de presión.

La velocidad de flujo mínima estimada en la parte inferior osciló entre $10^{-4} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ y $10^{-3} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ cuando la velocidad de rotación del paddlewheel se modifica de 14 a 20 rpm. Las velocidades de líquido más altas se miden a profundidades de cultivo de 12 a 14 cm, con valores promedio de $0.4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. Los gradientes de velocidad del líquido mejoran la mezcla entre las capas de fluido, lo que permite una mayor frecuencia de tránsito vertical de las partículas. Por el

contrario, la existencia de zonas con velocidades de líquido extremadamente bajas provoca riesgo de sedimentación de microalgas en estas zonas, especialmente cerca del fondo del reactor (EPb). Además de la velocidad del fluido existen otros factores que pueden favorecer la sedimentación como son la intensidad de la turbulencia, la vorticidad y muy importante, la presión relativa.

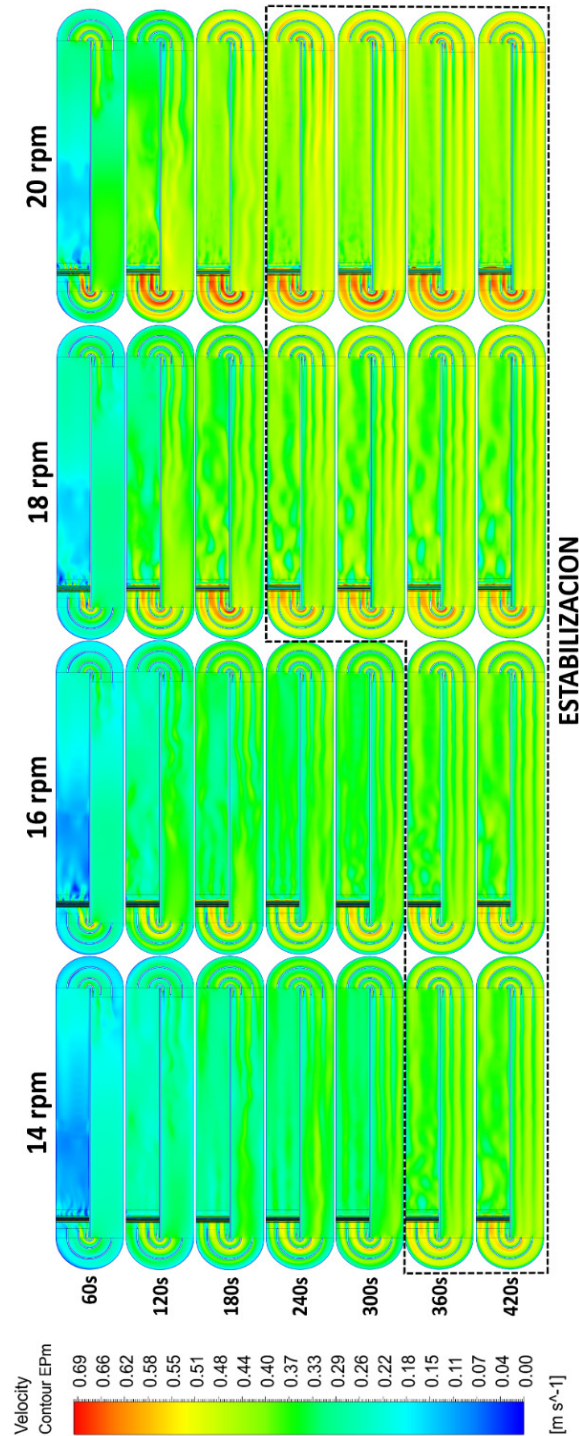


Figura 14. Análisis multifásico del reactor raceway: Influencia de la velocidad de rotación de la rueda de paletas en el tiempo de estabilización del sistema.

Los valores medios de la velocidad del líquido y la caída de presión en el sistema a las diferentes velocidades de rotación se resumen en la Figura 15. Los datos muestran que cuanto mayor es la velocidad de rotación, mayor es la velocidad del líquido, con valores que van desde 0,3 a 0.4 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ cuando la velocidad de rotación aumenta de 14 a 20 rpm.

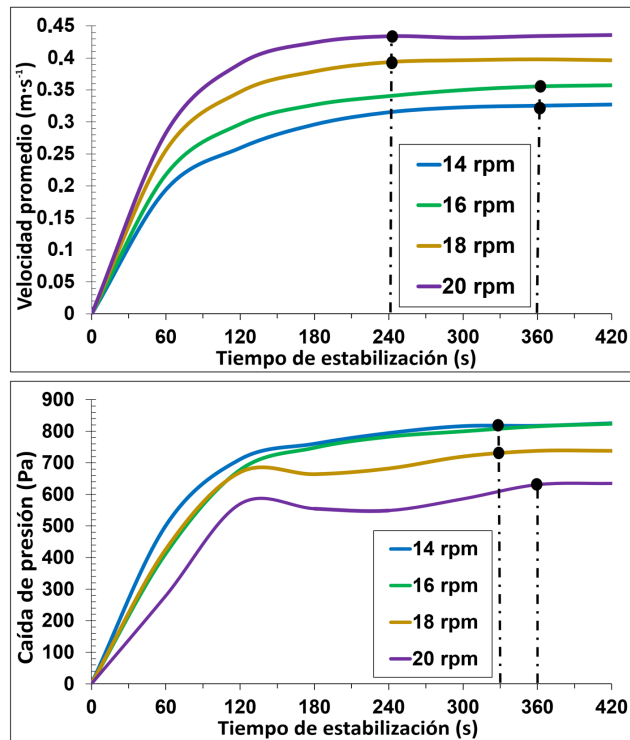


Figura 15. Estudio multifásico. Influencia de la velocidad y el tiempo de rotación en la dinámica de fluidos del reactor raceway. a) Velocidad media del fluido. b) Caída de presión total.

La velocidad de rotación se puede reducir para minimizar el consumo de energía, pero en este caso, pueden aparecer zonas de baja velocidad que favorecen la sedimentación de la biomasa y la aparición de problemas biológicos. Por el contrario, aumentar la velocidad del líquido en un rango razonable permite aumentar la productividad de biomasa hasta en un 30% (Cheng et al., 2015). La velocidad de rotación depende en gran medida del diseño específico del paddlewheel y del reactor en general, y van desde 5 a 40 rpm, aunque los valores más extendidos oscilan entre 15 y 20 rpm (Ali et al., 2015; Amini et al., 2016a; Hreiz et al., 2014; Pirasaci et al., 2017; Singha et al., 2017). Con respecto a la caída de presión general en el sistema, los datos indican que la caída de presión se reduce al aumentar la velocidad de rotación del paddlewheel, pasando de 800 Pa a 14 rpm a 600 Pa a 20 rpm. Esto se debe a que, a pesar de la mayor velocidad del líquido, el flujo es más ordenado cuando se opera a una velocidad de rotación del paddlewheel de 20 rpm que a 14 rpm, reduciéndose entonces la disipación de energía en el reactor, y haciéndose este más eficiente.

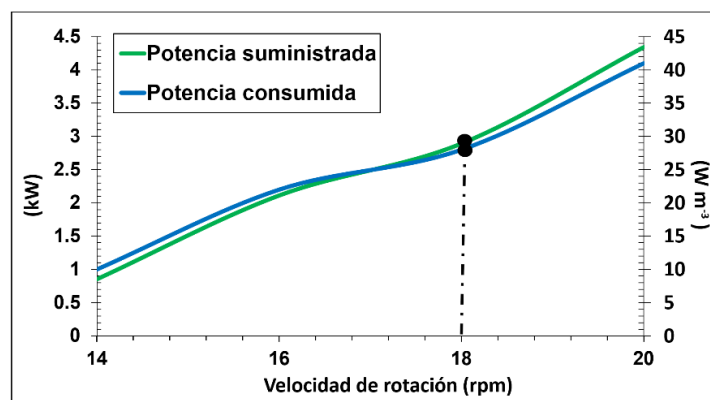


Figura 16. Datos experimentales. Energía utilizada para diferentes condiciones de funcionamiento.

La Figura 16 muestra la comparación entre el consumo de energía empírico y estimado en función de la velocidad de rotación del paddlewheel. Tanto los valores empíricos como los simulados proporcionan resultados similares, lo que confirma la idoneidad de las simulaciones realizadas. Los datos muestran que a medida que aumenta la velocidad de rotación del paddlewheel de 14 a 20 rpm, la potencia requerida aumenta de 1 a 4 kW, aumentando también la potencia específica de 10 a $40 W \cdot m^{-3}$. A 18 rpm la potencia requerida es de 3 kW siendo la potencia específica de $30 W \cdot m^{-3}$, en estas condiciones llegándose a una velocidad del líquido de $0.36 m \cdot s^{-1}$. Estos valores son mucho más altos que los informados anteriormente de $1.2 W \cdot m^{-3}$ (Liffman et al., 2013) y $5.0 W \cdot m^{-3}$ (Hreiz et al., 2014), pero similares a valores de $20 W \cdot m^{-3}$ medidos experimentalmente (Mendoza et al., 2013a). De todos modos, este estudio determinó que la velocidad de rotación más adecuada del paddlewheel es de 18 rpm, aunque 20 rpm generan una caída de presión un poco menor; sin embargo, con este última hay demasiada diferencia de velocidad, aumentando la tensión estructural en el Curva 2.

Las simulaciones CFD también permiten analizar los fenómenos de transferencia de masa, por lo que es una poderosa herramienta para tener un conocimiento temprano del rendimiento de diferentes diseños de reactores o condiciones operativas. La Figura 17 muestra la fracción de volumen entre el cultivo y el aire en las diferentes secciones del reactor. La zona más interesante es la interfase correspondiente a la fracción que se mezcla constantemente, el volumen donde se realiza el intercambio gaseoso con la atmósfera y donde se pierde el agua por evaporación. Sin embargo, la zona de mayor intercambio de gases se encuentra en el paddlewheel debido a la agitación mecánica que conlleva y el contacto estrecho que aquí se provoca entre el cultivo y el aire (Tabla 1).

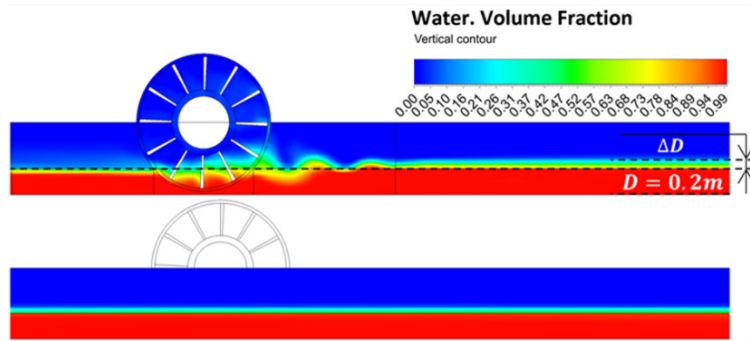


Figura 17. Diferencia visual en la altura de la columna de cultivo: a) Fracción de volumen en el canal 1. b) Fracción de volumen en el canal 2. Rojo corresponde al líquido y azul al aire.

Tabla 1. Resumen de fracciones de volumen.

DOMINIO	Interfaz (%)	Dominio V (m ³)	Interfaz V (m ³)
paddlewheel	86	0.57	0.43
Canal	14	99.43	13.92
TOTAL		100	14.41

El diseño correcto en términos de transferencia de masa tiene un impacto directo en la capacidad de producción, especialmente cuando se considera la acumulación de oxígeno disuelto que reduce en gran medida el rendimiento de los reactores raceway a gran escala (J.L. Mendoza et al., 2013). Además, la transferencia de masa en el canal está directamente relacionada con las pérdidas de carbono a la atmósfera a través de la descarbonización, aunque ya se ha demostrado que éstas son una contribución menor al balance de carbono en estos sistemas si se operan adecuadamente (de Godos et al., 2014; Duarte-Santos et al., 2016). Los datos también permiten observar la diferencia de altura $\Delta \approx 0.05$ m debido al volumen de fluido que fluye después del accionamiento mecánico, causado principalmente por el aumento de presión en el Canal 1 al encontrar un obstáculo (Curva 1). En cuanto a la vorticidad en el suelo, esto es un problema porque aumenta la presión absoluta favoreciendo la sedimentación en esa parte inferior y quedando retenida una alta presión total en el Canal 1.

La Figura 18 muestra el valor experimental y simulado de la diferencia de altura en las diferentes partes del reactor. Tanto los valores experimentales como los simulados vuelven a coincidir confirmando la idoneidad de las simulaciones realizadas. Además, la caída de presión también concuerda con la caída de presión anterior determinada en el sistema. Los datos muestran como la profundidad del cultivo disminuye en las diferentes secciones. Ésta diferencia en la altura del cultivo induce la circulación del mismo de forma similar a la que se logra en un

río. La mayor diferencia en la altura del agua se encuentra en el paddlewheel, siendo de hasta 0.055 m. La diferencia de altura del cultivo es mayor cuando aumenta el tamaño del reactor, lo que dificulta el escalado de reactores raceway a tamaños superiores a 5000 m², especialmente si operan estos reactores a profundidades de agua promedio por debajo de 0.3m.

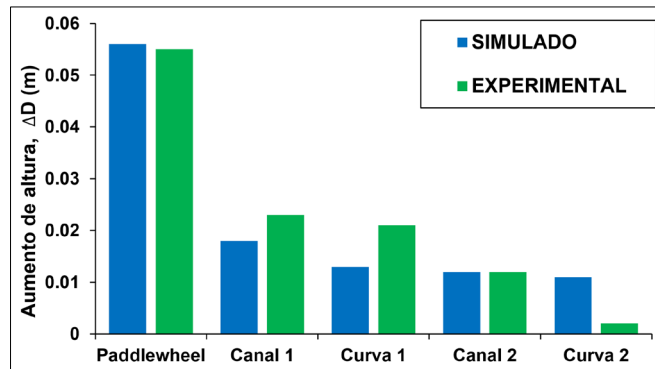


Figura 18. Comparación numérica y experimental de diferencia de altura de cultivo por sección.

Para concluir el análisis del reactor raceway a escala industrial, se calculó la intensidad de la turbulencia, la vorticidad y la presión total relativa en el sistema (Figura 19). La alta intensidad de la turbulencia permite una reducción de las fuerzas de arrastre globales que conducen a que las microalgas se muevan más libremente. Sin embargo, si la intensidad de la turbulencia es baja las fuerzas de arrastre las detendrán porque han generado un mayor rozamiento en la capa límite, permitiendo la aparición de tensiones tangenciales en zonas con menor turbulencia. Los datos muestran que la turbulencia supera ligeramente el 0.2 en los lugares con la mayor vorticidad debido a los grandes cambios de presión. Valores superiores a 0.1 indican que están muy perturbados, provocando una mayor disipación de energía cinética. En cuanto a la vorticidad, supera los 5 s⁻¹ debido al flujo desordenado y la turbulencia generada por el paddlewheel; este se mantiene en gran parte del tramo del Canal 1 pero se disipa al acercarse a la Curva 2, y supera los 8 s⁻¹ debido a las fuerzas de arrastre del sistema rotatorio que atrae el fluido aumentando las tensiones tangenciales; esto va acompañado de una alta presión relativa. En consecuencia, el peso sobre el suelo genera una retención de fluidos que giran y finalmente quedan retenidos en dichas zonas. Por ello, se deben realizar estudios encaminados a reducir las tensiones tangenciales y el diferencial de altura provocado por el paddlewheel. En EP_m y EP_t, se puede observar que la turbulencia aumenta y las vorticidades disminuyen menos en la Curva 2, mientras que la presión relativa disminuye, respectivamente. Estos no se consideran problemas importantes para el cultivo, pero deberían mejorarse para disipar las tensiones tangenciales en el Canal 1.

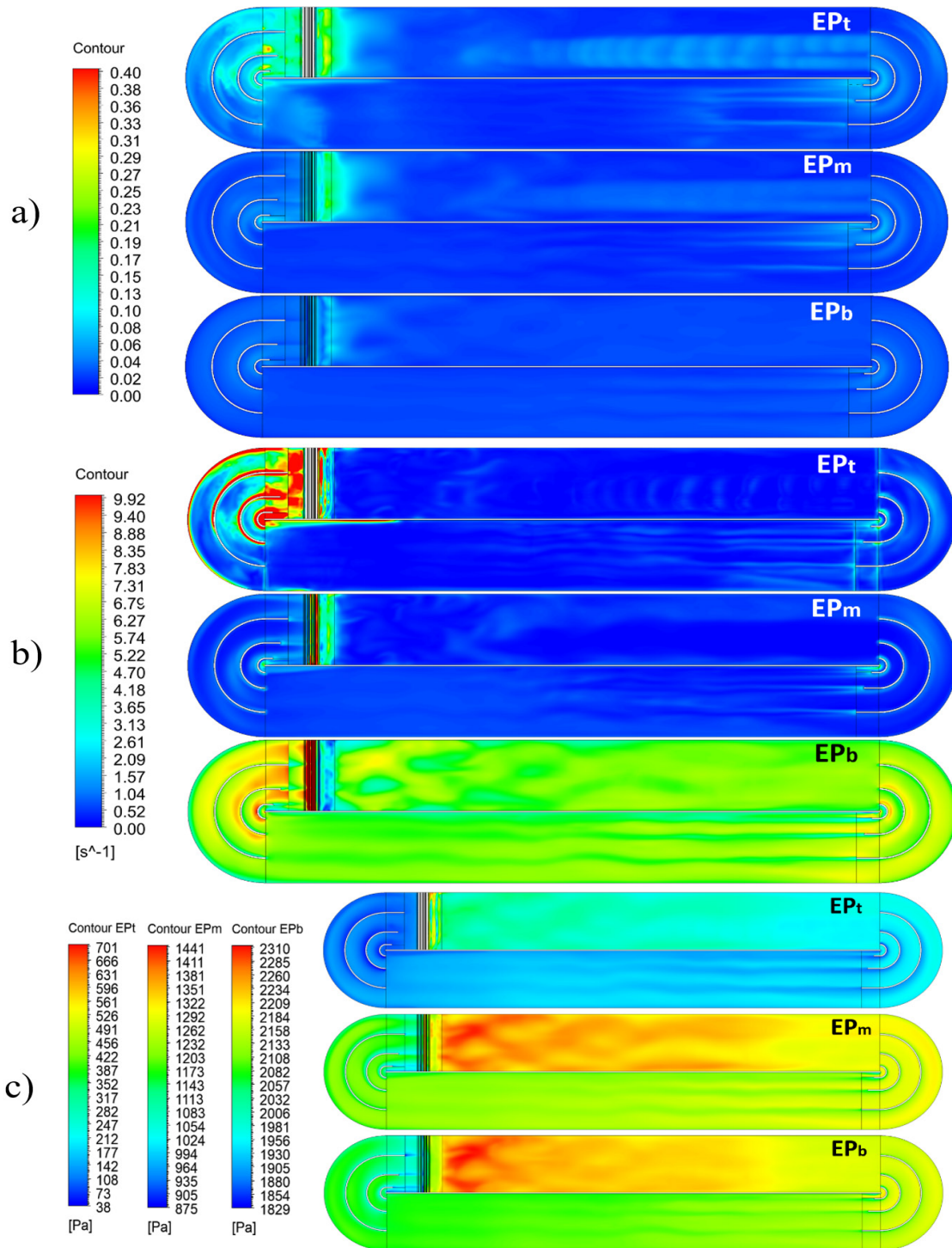


Figura 19. Contornos de análisis: a) Intensidad de turbulencia, b) Vorticidad, c) Presión relativa.

4.2. MEJORA DE REACTORES RACEWAY MEDIANTE EL USO DE ÁLABES

4.2.1. Dinámica de partículas en reactores raceway

Para estudiar la posible mejora del rendimiento de reactores raceway por ubicación en los mismos de alabes que mejoren la mezcla vertical se analizó en primer lugar la dinámica de partículas en este tipo de reactores. Por un lado, el flujo en un raceway tradicional ("flujo libre") tiene un campo de velocidades paralelo a la dirección de la corriente, por lo tanto, es un flujo laminar y las partículas siguen trayectorias muy estables en el tiempo, que son fácilmente representadas en un espacio 2D. Por otro lado, en un canal con generadores de vórtices ("con álabes"), el cambio de velocidad es inestable y altamente tridimensional. Como este patrón de movimiento a lo largo de la dirección de la corriente no es aleatorio, el diseño con álabes debe estudiarse cuidadosamente.

Existen trabajos previos que detallan el movimiento de partículas en reactores raceway mediante CFD (Fernández del Olmo et al., 2021; Gao et al., 2017; Nikolaou et al., 2016b; Prussi et al., 2014). Tomando como referencia dichos valores se han analizado los beneficios de aumentar la turbulencia para incrementar los cambios en la posición vertical y permitir que las células absorban fotones y puedan consumirlos con una mayor eficiencia. El único punto en contra de esto es la disminución en la velocidad horizontal (Cheng et al., 2015), que en todo caso ha resultado poco relevante. La diferencia de velocidad vertical de las partículas entre los dos casos estudiados se muestra en Figura 20.

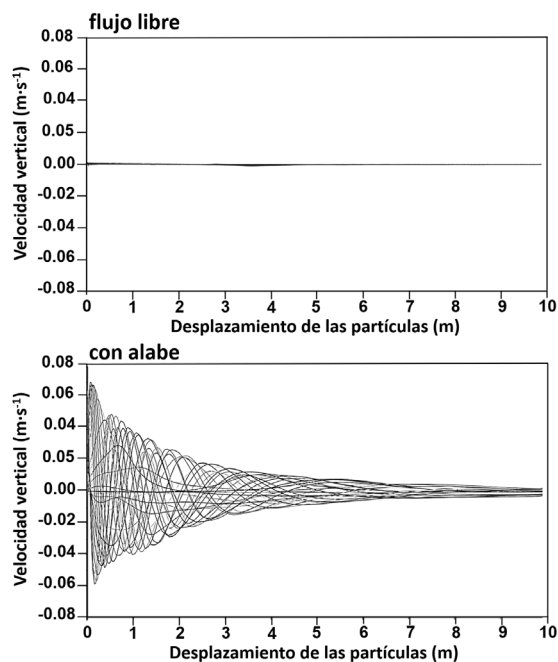


Figura 20. Velocidad vertical entre estudios de caso.

Con la instalación de álabes, la velocidad vertical tiene un aumento evidente con un máximo de $0.08 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ en comparación con $0 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ del canal libre de álabes. La influencia de la turbulencia es mayor en los primeros 5 metros con un máximo de $0.05 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. La velocidad vertical sobre el vórtice adquiere valores más altos lo que facilita que las células regresen a una zona mayormente iluminada cerca de la superficie. El hecho de que las células se muevan continuamente entre las diferentes zonas iluminadas favorece un aumento de la velocidad de fotosíntesis (Ali et al., 2015). Un alto nivel de mezcla está directamente relacionado con la integración de la luz (Γ), que a su vez está directamente relacionada con el ciclo L/D (v), que afecta positivamente la concentración de biomasa (C_b).

4.2.2. Régimen de luz

Para determinar el régimen de luz al que las células están expuestas en un cultivo de microalgas es necesario conocer el movimiento de las partículas, pero también la irradiancia disponible en las distintas posiciones, la integración de ambos determinando dicho régimen de luz. Para determinar cuándo una partícula está sometida a luz u oscuridad, se ha utilizado la Ley de Lambert-Beer (Ecuación 4), con una irradiancia en la superficie del cultivo $I_0 = 1500 \mu\text{E}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$, un coeficiente de extinción de la biomasa $k_a = 0.10 \text{ m}^2\cdot\text{g}^{-1}$ y para distintas concentraciones de biomasa, $C_b = 0.4, 0.8, 1.2, 1.6, 2.0, 2.4, 2.8$ y $3.2 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. Cabe señalar que la irradiancia de la partícula con respecto al tiempo es $I_p(t) = I$ y la posición vertical de la partícula en relación con la superficie es $L_p = L$. Debido al alto número de partículas (N) que se han utilizado, v_{av} debe calcularse mediante una caracterización estadística utilizando la siguiente fórmula:

$$v_{av} = \frac{1}{N} \sum_i^N \left(\frac{n}{t_f + t_d} \right)_i \quad \text{Ecuación 14}$$

donde, n es el número de ciclos totales en los 10 metros del subdominio de cada partícula, t_f es el tiempo de luz de las partículas en segundos cuando su irradiancia es $> I_c$, y t_d es el tiempo de oscuridad de la partícula cuando su irradiancia es $\leq I_c$. Dado que es importante que la simulación y el muestreo se realicen sobre la respuesta fotosintética de cada partícula, se han registrado al menos 50 puntos de posición de cada partícula por segundo durante un máximo de 50 segundos, lo que permite detectar estos movimientos de frecuencias entre 0.2 y 50 Hz (Fernández-Del Olmo et al., 2017).

La frecuencia de los ciclos L/D es un paso importante en la predicción de la velocidad de fotosíntesis en cultivos densos (Brindley et al., 2016). Éste ha sido un tema ampliamente discutido porque no todas las partículas se mueven entre la zona iluminada y la zona oscura. Por

esta razón, es importante definir el límite para los dos umbrales más importantes (Brindley et al., 2011). Tal como está, los parámetros que definen el límite de la zona oscura son la irradiancia de compensación (I_c) y el coeficiente de saturación (α). Ambos enfoques son incompatibles, por lo tanto, para este análisis el límite I_c se ha utilizado porque se supone que la productividad es igual a 0 donde las partículas no tienen actividad fotosintética. Los resultados comparativos se pueden ver en la Figura 21.

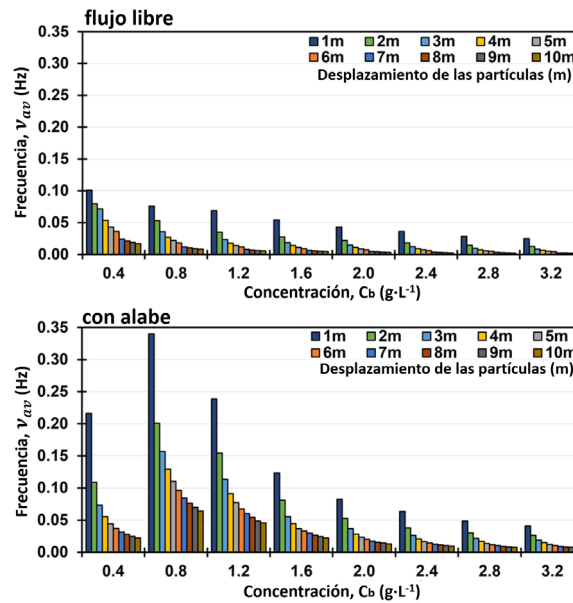


Figura 21. Ciclo L/D de ambos casos de estudio.

En el caso de canal sin álabes la ν_{av} es muy baja, presentando un máximo de 0.1 Hz a la concentración mínima ($C_b = 0.4 g \cdot L^{-1}$) y con un desplazamiento lineal mínimo de 1 m. La ν_{av} disminuye exponencialmente debido al aumento de la concentración (C_b) y también debido a la longitud de desplazamiento lineal de las partículas, lo que resulta en una limitación de la operación y explica por qué los reactores raceway se consideran tratados constantemente con una (Inostroza et al., 2021) Esto se explica por el hecho de que un gran número de partículas tienen ligeros cambios en su posición vertical, según la literatura. (Amini et al., 2016b; Barceló-Villalobos et al., 2019a; Leman et al., 2018) El análisis se ha llevado a cabo a una velocidad de $0.22 m \cdot s^{-1}$, a pesar de que autores como Barceló-Villalobos et al., 2019; Brindley et al., 2016 han recomendado aumentar la velocidad del líquido para incrementar la frecuencia. La decisión se tomó porque en casos reales, no es posible aumentar la velocidad sin causar un mayor consumo de energía. (Mendoza et al., 2013a). Por otro lado, en el caso con álabes, las partículas logran un mayor desplazamiento vertical, lo que significa que entran y salen de la zona oscura con mayor frecuencia. Incluso a bajas concentraciones ($C_b = 0.4 g \cdot L^{-1}$), la ν_{av} es menor que 0.8 y $1.2 g \cdot L^{-1}$, debido al hecho de que el grosor de la zona oscura es bajo y una gran cantidad de

células no pasan por un período de oscuridad. A concentraciones superiores a $1.2 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, se observa una disminución en la frecuencia, que ocurre porque el espesor de la zona oscura ha aumentado en este caso y, por ende, una gran población de partículas nunca entra en la zona iluminada.

El uso de álabes permite trabajar con un cultivo mucho más denso que en un raceway tradicional, siendo la concentración óptima $C_b = 0.8 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ un valor que se ha establecido para los siguientes análisis comparativos. Además, se pudo observar que el uso de álabes implica una mayor influencia de la velocidad de fotosíntesis a lo largo del canal. La comparación de la posición vertical seguida por las partículas a lo largo de ambos subdominios se puede ver con más detalle en la Figura 22.

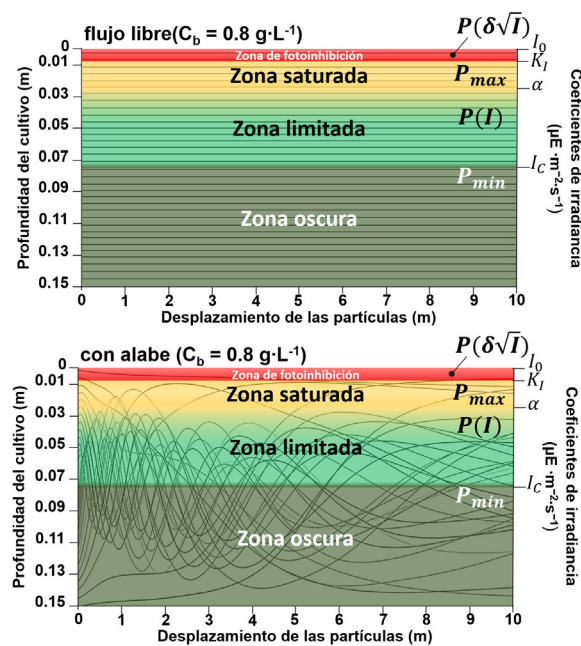


Figura 22. Posición vertical de las partículas para ambos estudios de caso.

El movimiento vertical de las células es uno de los principales factores que afectan el rendimiento de un reactor raceway. Así, la velocidad de fotosíntesis de cada célula dependerá de la intensidad lumínica de cada zona por la que se mueva, especialmente la zona saturada y la zona oscura, donde se produce la transición entre lo mínimo y lo máximo. Dado el elevado número de partículas (N) utilizadas, el parámetro numérico que representa la fracción iluminada o el ciclo de trabajo (ϕ) deberá calcularse mediante una caracterización estadística utilizando la fórmula siguiente:

$$\phi_{av} = \frac{1}{N} \sum_i^N \left(\frac{t_f}{t_f + t_d} \right)_i \quad \text{Ecuación 15}$$

Otro beneficio comparativo del uso de generadores de vórtice es que puede cambiar la posición de las partículas que viajan a través de la zona de fotoinhibición, reduciendo el daño producido. Dado al elevado número de partículas (N) que se han utilizado, la fracción fotoinhibida (ϕ_{KI}) debe calcularse mediante una caracterización estadística utilizando la siguiente fórmula:

$$\phi_{KI,av} = \frac{1}{N} \sum_i^N \left(\frac{t_{KI}}{t_c} \right)_i \quad \text{Ecuación 16}$$

donde t_{KI} es el tiempo de cada partícula en segundos cuando $I_p(t) \geq KI$ y t_c es el tiempo total requerido para que cada partícula se mueva a lo largo de los 10 m del subdominio.

En el caso del flujo libre, no hay movimiento completo de las células entre la superficie y el área inferior. Por lo tanto, considerando que no hay condiciones de saturación completas (Ali Kubar et al., 2020), algunas células permanecen durante largos períodos de tiempo en la zona de radiación continua, como se puede observar fácilmente en la Figura 22. La fracción iluminada corresponde a 0.485, lo que indica que la mitad de las células están en fase no productiva ($I_p(t) \leq I_c \rightarrow P = 0$). La ϕ_{av} obtenida corresponde a cultivos diluidos que pueden favorecer la integración de la luz (Γ) en función de la irradiancia y la frecuencia (Barceló-Villalobos et al., 2019; Brindley et al., 2016). Además, un valor de $\phi_{KI,av} = 0.05$ está fotoinhibida porque su fase productiva se ralentiza debido al daño temporal de la unidad fotosintética ($I_p(t) \geq KI \rightarrow P(\delta\sqrt{I})$) y permanece constante en todo el subdominio. El daño al fotosistema II conduce a la inactivación de otros sistemas, incluidos los sistemas generadores de oxígeno, el transportador de electrones y las proteínas D1/D2 asociadas, y la célula necesita horas para reparar este daño (Rubio Camacho et al., 2003). Este fenómeno puede tener lugar en fotobiorreactores a gran escala, especialmente cuando la concentración de biomasa es baja.

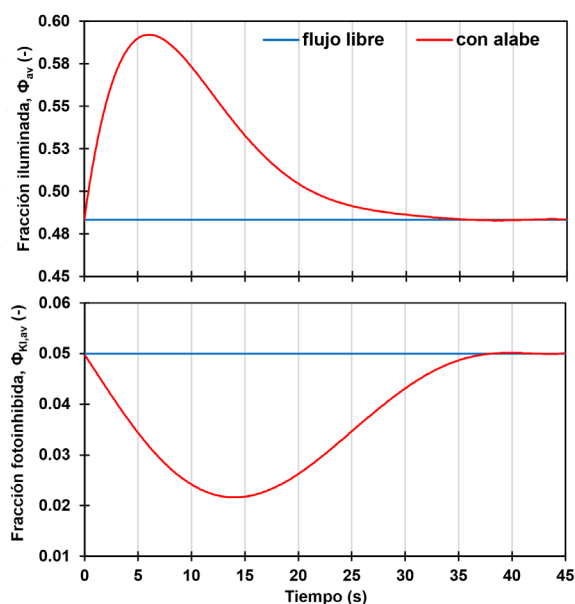


Figura 23. Fracción iluminada y fotoinhibida.

Por otro lado, el caso con álabes tiene un comportamiento diferente, influenciado por la geometría y el ángulo de ataque, los vórtices generados transportan partículas a poca profundidad del canal. De esa manera, el generador de vórtice o álabes constituye un método híbrido entre iluminación continua e intermitente, produciendo fluctuaciones de luz entre la zona iluminada y oscura con una alta frecuencia. La ϕ_{av} aumenta hasta un máximo de 0.595 a 5 s (1 m) y disminuye hasta 35 s (5 metros), permitiendo una rápida activación de las PSUs, así como una mejor integración de la luz y una mayor estabilidad de la productividad en el tiempo. A los 5 metros la tendencia es igualarse al caso sin álabes debido a la disipación de la turbulencia. Cabe aclarar que la influencia hidrodinámica de la turbulencia puede no ser la misma que la influencia fotosintética de la turbulencia. Otro beneficio es que la fracción fotoinhibida ($\phi_{KI,av}$) ha disminuido a 0.02 debido a un menor tiempo de residencia de las células en la zona de alta radiación, lo que conlleva una disminución del volumen fotoinhibido en un 40%, permitiendo iniciar cultivos con menor densidad y aumentando la estabilidad de los cultivos en estos reactores.

4.2.3. Velocidad de fotosíntesis

En la sección anterior, para un valor dado de la irradiancia incidente (I_0), se estudiaron las variaciones en los regímenes lumínicos del cultivo en términos de frecuencia (ν) y fracción iluminada (ϕ), y cómo a su vez afecta a la concentración (C_b). Estos parámetros permiten conocer diferentes respuestas fotosintéticas o de producción (P) en función de la luz que recibe cada partícula de forma dinámica. ($I_p(t)$). P se ha medido como la tasa de fotosíntesis, que está

representada por RO_2 ($mg_{O_2} \cdot g_b^{-1} \cdot h^{-1}$) (Ecuación 17). Una vez más, debido al alto número de partículas (N) utilizadas, se ha calculado mediante una caracterización estadística.

$$RO_{2,av}(t) = \frac{1}{N} \sum_i^N (RO_2)_i \quad \text{Ecuación 17}$$

$$RO_2 = \begin{cases} 0, & \text{si } I_p(t) \leq I_c \\ \frac{RO_{2,max} \cdot I_p(t)}{2\alpha} \left(1 + \kappa + \frac{\alpha}{I_p(t)} - \sqrt{\left(1 - \kappa - \frac{\alpha}{I_p(t)} \right)^2 + 4\kappa} \right), & \text{si } KI < I_p(t) < I_c \end{cases} \quad \text{Ecuación 18}$$

$$= \begin{cases} \frac{RO_{2,max} \cdot I_p(t)}{2\alpha} \left(1 + \kappa + \frac{\alpha}{I_p(t)} - \sqrt{\left(1 - \kappa - \frac{\alpha}{I_p(t)} \right)^2 + 4\kappa} \right) \left(\frac{1}{1 + \delta \sqrt{I_p(t)}} \right), & \text{si } I_p(t) \geq KI \end{cases} \quad \text{Ecuación 19}$$

donde $RO_{2,max} = 88 \text{ mg}_{O_2} \cdot g^{-1} \cdot h^{-1}$ (Costache et al., 2013), y la medición se considera representativa en condiciones óptimas de temperatura a 25°C y pH 8 (Barceló-Villalobos et al., 2019d), $\kappa = 0.1$ y $\delta = 0.05 \mu E \cdot m^{-0.5} \cdot s^{-0.5}$ (Rubio Camacho et al., 2003). RO_2 es directamente proporcional a la producción de biomasa (P_b) en $g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ y se han considerado 10 horas productivas por día y 150 L por m^2 . La productividad de biomasa (P_b) es un fenómeno que se observa durante más tiempo que la fotosíntesis, que es instantánea. Para realizar el análisis, se han proyectado resultados en el mismo gráfico, considerando un valor estequiométrico de 1.33 g_{O_2} por gramo de biomasa obtenida (Barceló-Villalobos et al., 2018). Los resultados comparativos se pueden ver en la Figura 24.

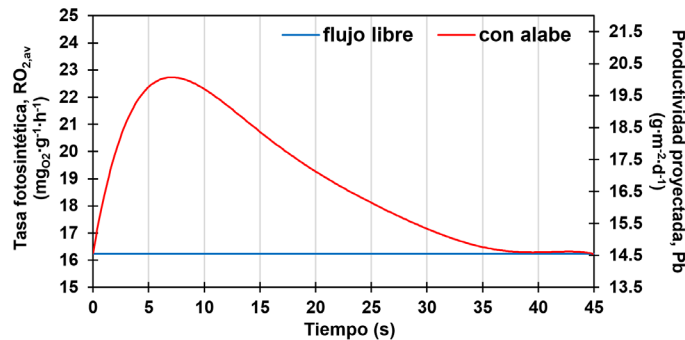


Figura 24. Fotosíntesis y velocidad de producción.

Los resultados muestran como al mantener un régimen de luz constante en las células, la producción no muestra variaciones significativas, como ocurre con los canales tradicionales sin álabes. Utilizando un generador de vórtice, la producción de oxígeno aumenta hasta un 30%, alcanzando una producción un 21% mejor en su fase estacionaria. De hecho, la producción de oxígeno creció desde $16.2 \text{ mg}_{O_2} \cdot g^{-1} \cdot h^{-1}$ hasta $22.8 \text{ mg}_{O_2} \cdot g^{-1} \cdot h^{-1}$, y la producción de biomasa aumentó de $15.8 \text{ g} \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ a $20.2 \text{ g} \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$. Estos cambios pueden no ser relevantes en

fotobiorreactores pequeños, pero implican grandes aumentos de producción y reducción de costos de producción a escala industrial.

En cuanto a la producción con los ábales, se observa una aceleración muy rápida en los primeros 10 segundos, que está directamente relacionada con la fracción iluminada en ese primer período del análisis. Por otro lado, después de 20 segundos la producción es estable en el dominio del análisis. Se supone que el efecto es útil cercano a los 10 m de longitud, lo cual es muy importante porque permite colocar los ábales a una gran distancia entre sí, lo que reduce la inversión. De esta forma la velocidad de fotosíntesis y producción de biomasa se puede aproximar a los de los fotobiorreactores de capa fina.

El uso de ábales permite una mejora mayor que si se incrementa la concentración de biomasa o la velocidad del flujo de fluido. De hecho, se ha demostrado que aumentando la velocidad de 0.2 a 0.8 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ solo lograría un 5% más de productividad, aumentando la productividad un 15% cuando la concentración cambió de 0.8 a 1.6 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ (Fernández del Olmo et al., 2021). Morillas-España et al., 2020 trabajó en un raceway con una irradiación incidente (I_0) de 2000 $\mu\text{E}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$, alcanzando una productividad de 20-25 $\text{g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$, un resultado ligeramente superior. Cabe señalar que, a pesar de utilizar un valor inferior de I_0 que el utilizado en el estudio anterior (1500 vs. 2000 $\mu\text{E}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$), los valores de productividad son similares, gracias a la mezcla producida en el canal del raceway con los generadores de vórtice.

Los valores de productividad obtenidos son similares a los reportados en reactores de capa fina, de 30 $\text{g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ en los que el régimen de luz es mucho mayor (Morillas-España et al., 2020; Villaró et al., 2022). Esta mejora se logra manteniendo gran parte de las células saturadas, lo que les permite trabajar a concentraciones mucho más altas. Este hecho ha sido reportado en reactores de capa fina, donde se alcanzaron 55 $\text{g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ cuando la concentración del cultivo aumentó a 12.5 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ (Masojídek et al., 2011). Sin embargo, la alta productividad conlleva una alta producción de oxígeno y puede conducir a cierta inhibición del crecimiento celular debido al exceso de acumulación de oxígeno en el cultivo. Para resolverlo se debe mejorar la transferencia de materia y mezcla en estos sistemas, más aun si mayores integraciones de luz se alcanzan con la mejora del diseño de este tipo de reactores (Masojídek et al., 2011).

A partir de los datos presentados, se pueden obtener información para explorar qué condiciones de régimen de luz mejoran el rendimiento de los sistemas de cultivo existentes o para diseñar otros más eficientes. En este sentido, el factor de integración (Γ) es igual a 1 cuando la distribución de la luz es suficientemente uniforme o bien mezclada para que las células respondan a la irradiancia media (I_{av}), mientras que es igual a 0 en un entorno suficientemente

segregado para que las células se adapten a las condiciones locales de crecimiento en función de la irradiancia local ($I_p(t)$) (Brindley et al., 2011; Terry, 1986). Dicho parámetro se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$\Gamma_{av}(t) = \frac{\overline{RO_{2,av}}(t) - \phi_{av} RO_{2,av}(t)}{RO_{2(I_{av})} - \phi_{av} RO_{2,av}(t)} \quad \text{Ecuación 20}$$

donde, $\overline{RO_2}$ es la velocidad de fotosíntesis y se mide en $\text{mg}_{O_2} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$. Este modelo niega la posibilidad de que la producción fotosintética ocurra durante períodos de oscuridad, como propone Eilers and Peeters, 1988 porque parte de la energía obtenida durante el período iluminado permanece almacenada en las PSUs activadas, de modo que pueden soportar la demanda metabólica siempre que el período en la oscuridad no sea demasiado largo (Rubio Camacho et al., 2003). Debido a que se ha utilizado un alto número de partículas (N), $\overline{RO_2}$ se calcula mediante caracterización estadística utilizando la siguiente fórmula:

$$\overline{RO_{2,av}}(t) = \frac{1}{N} \sum_i^N (\overline{RO_2})_i \quad \text{Ecuación 21}$$

$$\overline{RO_2} = RO_{2,max} \cdot \left(\frac{x^*}{\kappa + x^*} \right) \quad \text{Ecuación 22}$$

$$dx^* = I_p(t) \cdot \frac{\beta(1-x^*_{(t-1)})}{\alpha} - \frac{\beta \cdot x^*_{(t-1)}}{\kappa + x^*_{(t-1)}} dt \quad \text{Ecuación 23}$$

donde x^* es la fracción de unidades fotosintéticas (PSU) y $\beta = 5 \text{ Hz}$ es una frecuencia característica del sistema y representa la tasa máxima fotosintética específica (Rubio Camacho et al., 2003). $RO_{2(I_{av})}$ asume que todo el volumen del reactor está mezclado, siendo indiferente a la ubicación de las partículas y el tiempo. Asume que todas las partículas están expuestas a una irradiancia media. (I_{av}), Por lo tanto, para determinar este parámetro se puede utilizar la ecuación simplificada propuesta por Molina Grima et al., 1994. Se puede calcular mediante las siguientes ecuaciones.

$$RO_{2(I_{av})} = \frac{RO_{2,max} I_{av}}{2\alpha} \left(1 + \kappa + \frac{\alpha}{I_{av}} - \sqrt{\left(1 - \kappa - \frac{\alpha}{I_{av}} \right)^2 + 4\kappa} \right) \quad \text{Ecuación 24}$$

$$I_{av} = \frac{I_o}{\kappa_a \cdot C_b \cdot L} \cdot (1 - e^{-\kappa_a \cdot C_b \cdot L}) \quad \text{Ecuación 25}$$

Los resultados obtenidos con ambas configuraciones se pueden ver en la Figura 25. Dado que es posible obtener una representación confiable y con mayor precisión de las condiciones de luz de cada partícula y sus múltiples trayectorias, el modelo dinámico de fotosíntesis representa mejor los efectos del ciclo de luz y la frecuencia la que las células se ven expuestas

en el cultivo. En estas condiciones es factible predecir la velocidad de fotosíntesis utilizando un modelo estático simple también. Esto proporciona información valiosa sobre el diseño y operación de un reactor, especialmente relacionadas con el modo de agitación y consumo de energía relacionado. Mover las células entre las zonas iluminadas y oscuras rápidamente aumenta la eficiencia en el uso de la luz, alcanzando así un mayor estado de integración de la luz y productividad (Brindley et al., 2016).

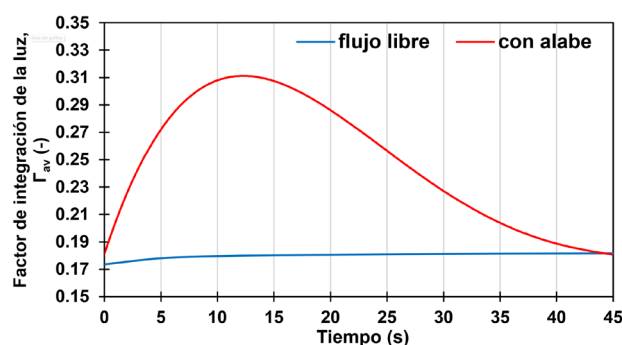


Figura 25. Factor de integración de ambos casos.

Una mayor exposición a la luz tiende a nivelar las PSU (x^*), reduciendo la tasa de consumo de PSU. En el caso de un canal tradicional sin álabes, se observa que la tasa de exposición a la luz es baja o mantiene largos períodos en la oscuridad, agotando por completo la energía almacenada en las PSU excitadas. Este mismo fenómeno también es posible en circunstancias de saturación de luz, lo que puede conducir a un mayor riesgo de fotoinhibición porque los centros activos continúan absorbiendo la luz, pero no impulsan la formación de PSUs. Por otro lado, el uso de álabes genera una situación de uso de la luz muy favorable para la eficiencia fotosintética al promover altas frecuencias de exposición a la luz y evitar los tres fenómenos más importantes que debilitan la productividad en los fotobiorreactores: la fotorrespiración producida si el tiempo en la zona oscura es excesivamente prolongado; fotosaturación que se produce por exceso de tiempo en zona saturada, y fotoinhibición por permanecer tiempos prolongados en la zona de muy alta irradiancia.

La variación del factor de integración de la luz se puede analizar en el gráfico anterior, donde se pueden observar dos etapas: 1) hasta 25 segundos con un 15% más de integración de la luz y 2) a partir de 45 segundos que se logra un estado estacionario. En general, la zona con álabes tiene un factor de integración de luz un 36% superior a la circulación por canales libres, con la posibilidad de lograr un aumento mayor si se colocan los álabes más próximos entre ellos. Los álabes permiten que las células reciban la luz gradualmente, estando siempre más cerca de la integración de la luz que de la exposición continua a la luz. Cuando los cambios de luz son

demasiado lentos o se suministran continuamente, las PSU pueden excitarse excesivamente, absorbiendo luz que no se convierte en energía fotosintéticamente disponible, que finalmente se disipa como fluorescencia o calor. Este fenómeno se denomina flujo disipado, y es un parámetro muy importante a la hora de optimizar un sistema de producción.

A continuación, se define el parámetro de optimización, que representa la eficiencia fotosintética metabólica entre los dos casos de estudio ($\varepsilon_{av(con\ alabe)}/\varepsilon_{av(flujo\ libre)}$):

$$\varepsilon_{av}(t) = \frac{\overline{RO_{2,av}}(t)/RO_{2,max}}{I_{av}/\alpha} \quad \text{Ecuación 26}$$

Los resultados muestran como el uso de álabes optimiza el uso de la luz o la eficiencia fotosintética en comparación con un canal tradicional (Figura 26). En los primeros 7.5 s existe un fuerte aumento del 27% en comparación con la configuración tradicional, lo que se debe a una alta frecuencia de exposición a la luz por encima de su punto de saturación, lo que permite una rápida activación de las PSUs. Sin embargo, operar cerca de la saturación causa fugas de luz debido una disminución de la eficiencia fotosintética y el riesgo de fotoinhibición. La optimización disminuye hasta 25% a los 20 s de análisis, desde los 20 s comienza el estado de adaptación porque comienza a operar por debajo del punto de saturación y la fracción iluminada disminuye, que es la situación más común y deseable (Fernández-Sevilla et al., 2018). La mejora se anula desde los 40 s. En la configuración sin álabes, la I_{av} es menor que α , por lo tanto, las células tienen muy poca transición entre las diferentes áreas iluminadas, por lo que no es posible aprovechar al máximo los sistemas fotosintéticos de las células. Sin embargo, con el uso de álabes, muchas más partículas interactúan sobre el punto de saturación y salen de él, generando un metabolismo dinámico de generación y consumo, y provocando que la adaptación metabólica sea mucho mayor en el tiempo que la influencia hidrodinámica de la turbulencia. Significa que la turbulencia tiene una alta influencia durante los primeros 5 metros, pero la influencia fotosintética puede ser superior.

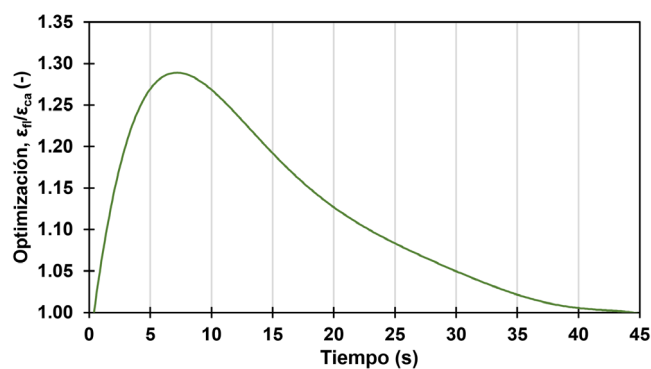


Figura 26. Optimización comparativa.

4.2.4. Validación experimental mediante análisis de saturación de oxígeno disuelto

Para la validación experimental de los fenómenos identificados se procedió a analizar la concentración de oxígeno disuelto a lo largo del reactor en las dos situaciones, con y sin alabes. Se determinó este parámetro en los mismos cinco puntos de control experimentales, y durante cinco días consecutivos de 9.00 a 13.00 horas (Figura 27). En términos generales, el uso de álabes ha logrado una mejora del 30% sobre la situación sin álabes, lo que es consistente con los análisis numéricos realizados. La mejora en la producción de oxígeno obtenida por simulación fue del 21% en estado estacionario. La concentración de oxígeno disuelto se ha incrementado hasta el máximo de 225 %Sat. recomendado (Petera et al., 2021), e incluso de 250 %Sat. (Barceló-Villalobos et al., 2019b), siendo muy superior al valor obtenido en el reactor sin álabes, del 200 %Sat. Por lo tanto, se estima que las mejoras en la saturación experimental de oxígeno pueden ser de hasta un máximo del 50%.

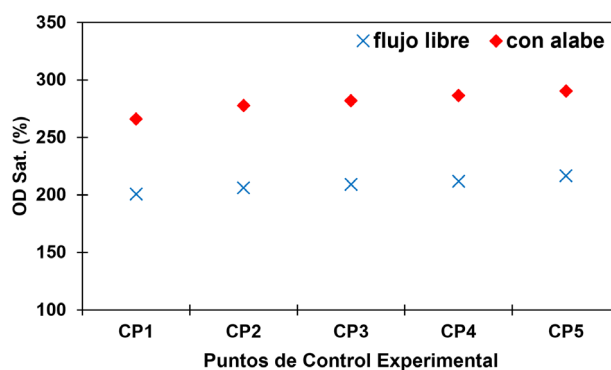


Figura 27. Puntos de control experimentales.

4.3. OPTIMIZACIÓN DE REACTORES DE CAPA FINA

4.3.1. Predicción del coeficiente de transferencia de masa.

Usando las concentraciones de oxígeno disuelto experimental medidas a lo largo de la longitud del reactor se puede encontrar el valor del coeficiente de transferencia de masa $K_L a$ que se ajustaría mejor a los datos experimentales (Barceló-Villalobos et al., 2019d). La Figura 28 muestra el resultado para el conjunto de datos correspondiente al tiempo de medición con $l_{av} = 129 \text{ mE} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, lo que produce $\text{PO}_2 = 112 \text{ mg}_{\text{O}_2} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ según la Ecuación 8.

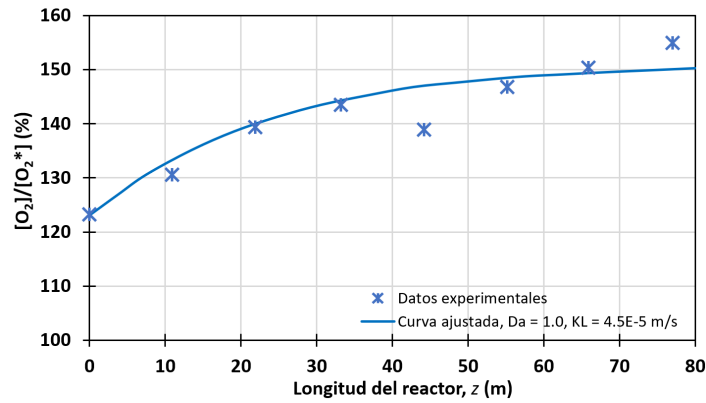


Figura 28. Valores experimentales de concentración de oxígeno disuelto a lo largo del reactor de capa fina.

Sin embargo, con respecto a los datos experimentales, hay una caída visible en la concentración entre 40 y 50 m de distancia, que corresponde a la transición entre dos secciones de 40 m de largo de todo el sistema (Barceló-Villalobos et al., 2019d). Por supuesto, con un sistema más largo, la dependencia de la distancia es diferente. Ajustando los datos experimentales representados se entrega la siguiente correlación:

$$k_l = 8.2 \times 10^{-5} z^{-0.09}, Sh_z = 0.079 Re_z^{0.91} Sc^{1/3} \quad \text{Ecuación 27}$$

donde z es la distancia desde la entrada es la longitud característica en los números de Sherwood Sh_z y Reynolds es $Re_z^{2/3}$, D_{O_2} es el coeficiente de difusión del oxígeno en el agua en $m^2 \cdot s^{-1}$, Sc es el número de Schmidt, U es la velocidad del cultivo en $m \cdot s^{-1}$, ν es la viscosidad cinemática en $m^2 \cdot s^{-1}$. En general, cuanto más largo sea el sistema, menor será la dependencia de la distancia. Por lo tanto, un valor promedio constante de $K_L = 6.2 \times 10^{-5} m \cdot s^{-1}$ es una buena aproximación de coeficiente de transferencia de masa global y se puede usar con seguridad.

4.3.2. Perfil de concentración de oxígeno a lo largo del reactor.

Para analizar mediante CFD la influencia de la velocidad de circulación y fluidodinámica en el reactor de capa fina en la acumulación de oxígeno, se pueden hacer simplificaciones que reduzcan el esfuerzo computacional requerido. Así, se puede simplificar la capa fina de cultivo como un sistema de flujo de pistón con velocidad constante en la sección transversal. Luego, es posible describir la concentración de oxígeno disuelto a lo largo de la longitud del sistema (coordenada z), mediante la Ecuación 28, donde N_L es el caudal por unidad de área de la fase líquida en $m^3 \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$.

$$N_L \frac{d[O_2]}{dz} = PO_2 - K_L a ([O_2] - [O_2^*])$$

Ecuación 28

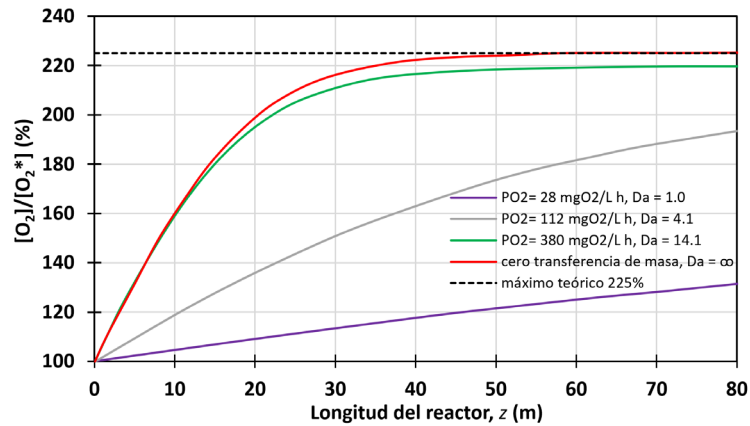


Figura 29. Perfiles de concentración de oxígeno disuelto a lo largo del reactor de capa fina descritos por la Ecuación 28 para varios valores del número de Damköhler.

Como puede observarse en la gráfica, la acumulación de oxígeno disuelto disminuye a medida que la producción de oxígeno es más alta, esto significa que a medida que aumenta la concentración de un compuesto acumulado, la velocidad de reacción disminuye en relación con la tasa de cambio de concentración del reactivo limitante, lo que lleva a un aumento del número de Damköhler (Da). Esto quiere decir también, que la concentración de oxígeno disuelto puede ser limitada por la tasa de reacción de la fotosíntesis. A medida que aumenta la concentración de oxígeno disuelto, la tasa de fotosíntesis disminuye debido a la menor disponibilidad de dióxido de carbono y agua. Esto a su vez reduce la tasa de cambio de concentración de DO, lo que lleva a un aumento del número de Damköhler.

De esta forma, la producción de oxígeno el sistema se satura rápidamente, en una sola circulación en el canal fotosintético, alcanzándose la máxima saturación a los 30 m. En este análisis se establece que un número de Damköhler de 14.1 es el máximo permitido y conlleva la máxima acumulación a los 60 m de canal. Para lograr un análisis más detallado de han establecido parámetros de concentración de cultivo máximo permitido en relación con la tasa fotosintética mediante un análisis Lagrangiano, el cual es más preciso y permite establecer más parámetros incluso para el diseño de la columna de eliminación de oxígeno generado por la fotosíntesis.

4.3.3. Régimen de luz de las partículas

El reactor de capa fina, al ser un fotobiorreactor canalizado mantiene una dirección definida del fluido con variación en su velocidad y turbulencia hacia la salida del sistema,

influenciada por la pendiente y la rugosidad del material. Se ha realizado un análisis Lagrangiano y se han elegido un total de 30 partículas con resolución vertical para estudiar dicho comportamiento.

La dinámica volumétrica de fluidos del reactor es el factor que ha influido en el movimiento de las células contenidas en el cultivo que se mueven en forma de onda en el tiempo y el espacio. La mayor variación se logra a una mayor altura del espesor de la capa donde la resistencia al movimiento es cero y disminuye a medida que aumenta la profundidad debido a la resistencia causada por la rugosidad de la pared inferior en contacto directo con el fluido. La distribución de partículas es muy similar a la reportada anteriormente, donde las partículas tienen ligeras variaciones verticales no superiores a 1 mm en la zona más profunda y no más de 5 mm en el área superficial (Severin et al., 2018). Como consecuencia, la velocidad lineal de las partículas es alta en la zona superior variando entre 0.21 a 0.30 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$. La velocidad vertical de las partículas es consecuencia de la posición vertical, su velocidad lineal y está directamente relacionada de forma que cuanto mayor es la variación de la posición vertical y su velocidad lineal mayor es su velocidad vertical. La misma relación se observa para las partículas que viajan a mayor profundidad.

Los reactores de capa fina tienen varias ventajas fluidodinámicas debido a su baja profundidad, velocidad de circulación y pendiente utilizada. Al tener una lámina de fluido de menor profundidad es menor el área viscosa en sus paredes Otra ventaja de su baja profundidad es trabajar en escalas de mm, lo que lo convierten en un equipo muy atractivo por su alta conversión fotosintética, pudiendo mantener un cultivo totalmente iluminado incluso a altas concentraciones de biomasa. Con los datos de posición vertical y velocidades, se ha realizado un estudio individual de las partículas que viajan a diferentes profundidades para evaluar la atenuación de la luz a la que se ven sometidas y poder estimar su actividad fotosintética.

Las microalgas responden a la cantidad de luz disponible variando la actividad fotosintética. La luz disponible ($\mu\text{mol}_{\text{photon}}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$) se puede calcular utilizando la Ley Lambert-Beer (Ecuación 5), donde $I_0 = 1000 \mu\text{mol}_{\text{photon}}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ es la irradiación del incidente, $k_a = 0.1 \text{ m}^2\cdot\text{g}^{-1}$, $C_b = 1, 2, 3, 4, 5$ and $6 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ y L es la profundidad del cultivo. Se ha establecido una irradiancia de compensación (I_c) de $\leq 40 \mu\text{mol}_{\text{photon}}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$, donde se considera que las células están en oscuridad y no hay suficiente luz para llevar a cabo la fotosíntesis (Barceló-Villalobos et al., 2019a),. La zona saturada se define por el coeficiente de saturación $\alpha = 222 \mu\text{mol}_{\text{photon}}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ y la zona limitada se encuentra entre α y I_c (Brindley et al., 2016). Los resultados muestran como hasta la concentración de $3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ el 100% de células permanecen iluminadas (Figura 30). A

concentraciones de 4, 5 y 6 g·L⁻¹ el porcentaje de células en luz es 95, 84 y 56 % respectivamente, teniendo la mayor cantidad de células en la oscuridad a 6 g·L⁻¹.

Para lograr concentraciones más altas de 6.5 a 12.5 g·L⁻¹ con ciclos de luz/oscuridad es aconsejable disminuir el espesor de la capa de fluido hasta 6 mm (Grivalský et al., 2019). A una concentración más alta hay una multiplicación celular más lenta pero no una detención total del crecimiento celular, por lo tanto, es esencial saber cuál es la concentración óptima de biomasa de operación. En este estudio se ha considerado la importancia de una capa fina de cultivo (11 mm) para tener el 100% del volumen iluminado de tal manera que mantenga una alta absorción de fotones generando un paso rápido y no enzimático para activar las Unidades Fotosintéticas (PSU). Que las células estén continuamente viajando entre las diferentes zonas iluminadas, mejora la mezcla desde el punto de vista fotosintético. Un alto nivel de mezcla está directamente relacionado con la integración de la luz (Γ), que se relaciona con la frecuencia o ciclo L/D (ν) y fracción iluminada o ciclo de trabajo (ϕ), y finalmente con la concentración de biomasa (C_b) (Ali et al., 2015).

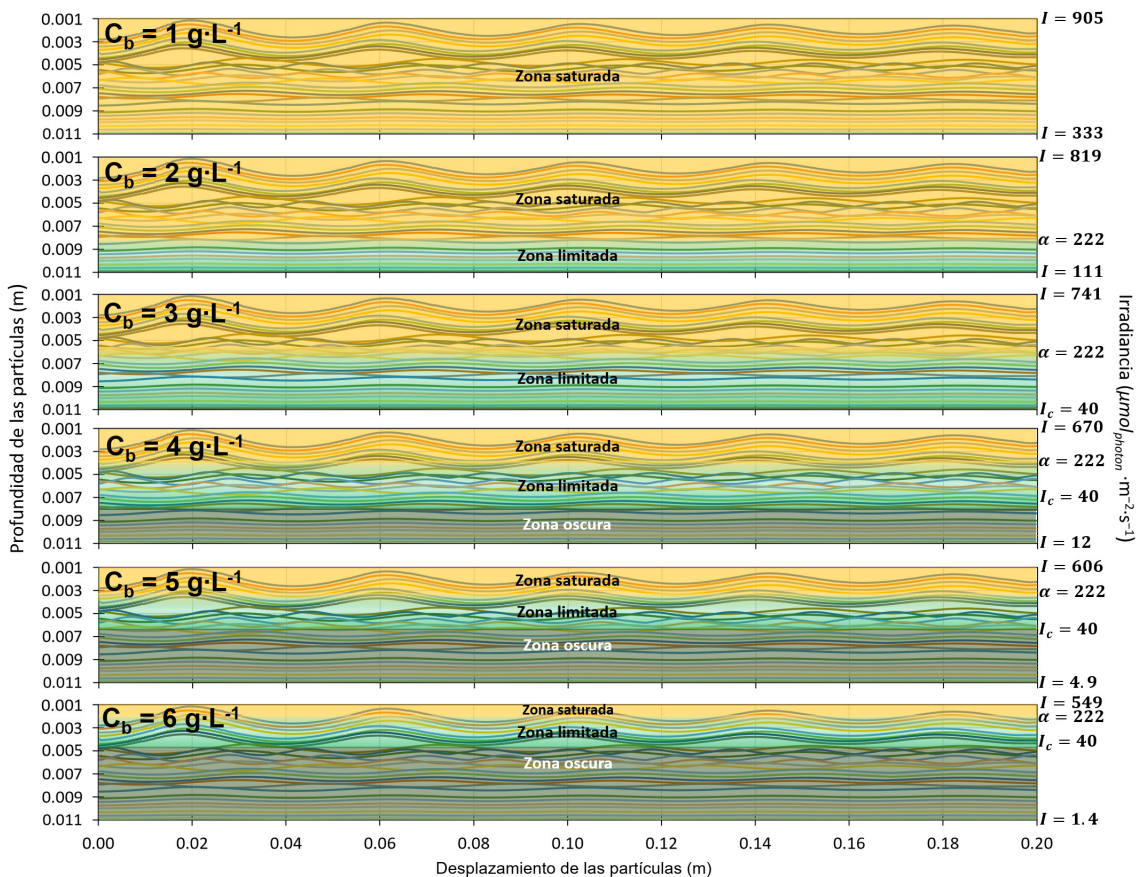


Figura 30. Atenuación de la luz a diferentes concentraciones.

El movimiento vertical de las células es uno de los factores que más afectan al rendimiento de un fotobiorreactor de capa fina. La respuesta fotosintética que cada célula

dependerá de la intensidad lumínica de cada zona por la que se mueva, especialmente la zona saturada y la zona oscura donde la célula transita entre los valores mínimo y máximo. La frecuencia o ciclo L/D (ν) se calcula mediante la Ecuación 14 mientras que la fracción iluminada o ciclo de trabajo (ϕ) se calcula mediante la Ecuación 15, donde n es el número de ciclos totales en los 0.2 metros del subdominio de cada partícula, t_f es el tiempo de luz de las partículas en segundos cuando su irradiancia es $> I_c$ y t_d es el tiempo de oscuridad de la partícula cuando su irradiancia es $\leq I_c$. Los resultados se pueden ver en Figura 31. Hasta una concentración de $3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ la frecuencia promedio es $\nu_{av} = 0 \text{ Hz}$ porque el cultivo se mantiene todo el tiempo saturada y limitada, por lo tanto, las células nunca viajan por la zona oscura, como también se puede ver en la medida del ciclo de trabajo o fracción iluminada que se mantiene $\phi_{av} = 1$. Esto significa que el 100% de las células están completamente iluminadas, y al permanecer todo el tiempo con luz las microalgas realizan un uso poco eficiente de este recurso. A $4 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ comienza un aumento ligero la zona oscura, por lo tanto, aparecen los ciclos L/D, siendo $\nu_{av} = 1.18 \text{ Hz}$ teniendo la máxima integración de la luz del 60 %. A $5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ la frecuencia disminuye a 1 Hz teniendo una integración de la luz del 55 %. A partir de esta concentración las células comienzan a sufrir un déficit de luz porque la zona oscura aumenta y menos células pueden entrar y salir de esta área porque la fracción oscura se incrementa hasta 49 %. Con $6 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ la frecuencia disminuye a $\nu_{av} = 0.9 \text{ Hz}$ teniendo una integración de la luz del 50 %, porque la zona oscura es aumentada hasta un 62% y cada vez menos células puede entrar y salir de esta zona. Los datos de integración de luz son análogos a los reportados (Fernández del Olmo et al., 2021). Todo este fenómeno se puede ver en conjunción con Figura 30.

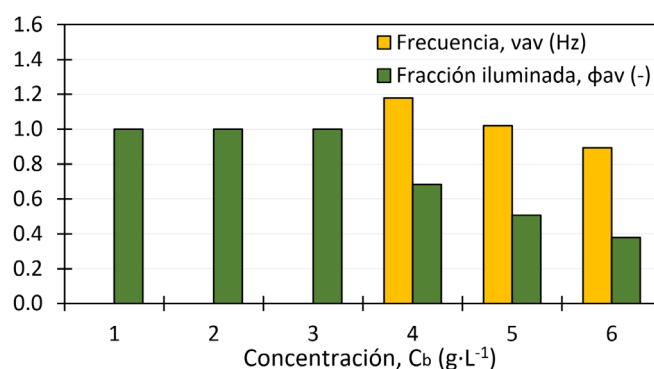


Figura 31. Promediando la frecuencia y el ciclo de trabajo del sistema.

4.3.4. Velocidad de fotosíntesis

La existencia de ciclos luz oscuridad determina el régimen de luz al que las células se ven expuestas en un cultivo, pero la velocidad de fotosíntesis final es función del uso de dicha luz que puedan hacer las microalgas para lo cual se han propuesto diversos modelos. En este

sentido, durante la fotosíntesis se activan reacciones enzimáticas que proporcionan energía para la producción de oxígeno. Para representar este comportamiento se ha utilizado un modelo dinámico que permite realizar un análisis para cada partícula, usando la Ecuación 23 para calcular la activación de los PSU y posteriormente la generación de oxígeno para cada partícula de forma individual mediante la Ecuación 22 (Rubio Camacho et al., 2003).

Los resultados muestran como en concentraciones de 1 y 2 g·L⁻¹ el cultivo está saturado, es decir, todas las partículas están produciendo oxígeno independientemente de la profundidad a la que se encuentren, la atenuación de la luz es mínima en comparación con la velocidad fotosintética de las células (Figura 32). Entre 3-4 g·L⁻¹ es una concentración ideal porque las partículas han disminuido su nivel de saturación y pocas células no están realizando la fotosíntesis ≤5%. Con 5 - 6 g·L⁻¹ se observa que las células que no realizan fotosíntesis aumentan, iniciando el proceso de pérdida de productividad hasta un 16% y un 44% a 5 y 6 g·L⁻¹ respectivamente, afectando el desarrollo óptimo del cultivo debido a que los largos períodos en la oscuridad desactivan las PSU. La reactivación puede ser lenta dependiendo de las condiciones de los cultivos, afectando la eficiencia fotosintética.

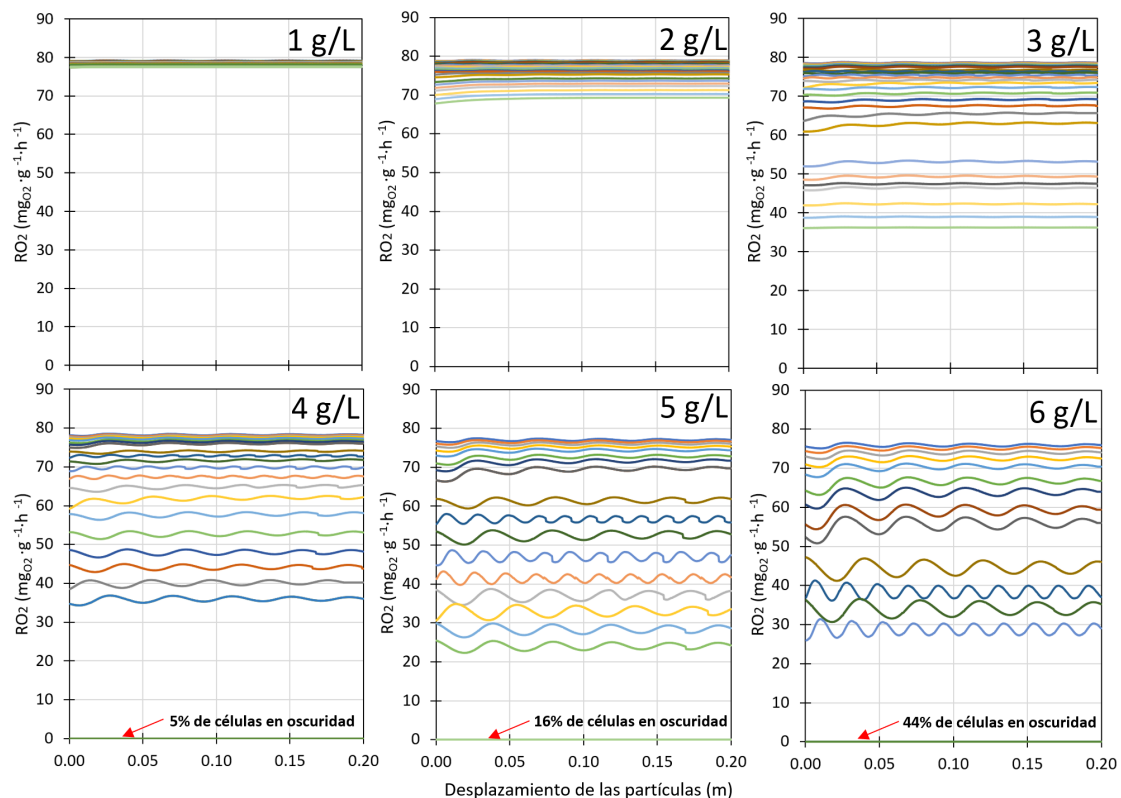


Figura 32. Tasa de fotosíntesis por partícula a diferentes concentraciones.

4.3.5. Comparación de modelos de fotosíntesis

Para seleccionar el modelo más adecuado de fotosíntesis en el sistema se ha realizado una comparación entre el método dinámico y los métodos estáticos con integración de luz. Se ha comparado para las concentraciones de biomasa evaluadas y permitir además aproximar las concentraciones de operación óptimas. El modelo dinámico no asume integración de la luz y la media aritmética de las partículas se puede calcular mediante la Ecuación 21. El modelo estático con integración de luz (Γ) asume que todo el volumen del reactor está mezclado, es indiferente a la ubicación de las partículas y el tiempo. Asumen que todas las partículas están expuestas a una irradiancia media. (I_{av}). La generación de oxígeno (RO_2 , $mg_{O_2} \cdot g_{biomass}^{-1} \cdot h^{-1}$) para el modelo estático con integración de luz se calcula de acuerdo con la Ecuación 29, donde $I_k = 120 \mu mol_{photon} \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$ y $n = 2$ (Barceló-Villalobos et al., 2019d; Molina Grima et al., 1994).

$$RO_{2,ESTATICO} = RO_{2,max} \cdot \frac{I_{av}^n}{I_{av}^n + I_k^n} \quad \text{Ecuación 29}$$

La producción de oxígeno (PO_2 , $mg_{O_2} \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$), se calcula para las diferentes concentraciones de biomasa utilizado la Ecuación 30, donde RO_2 es directamente proporcional a la producción de biomasa (P_b) en $g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$, considerando 10 horas productivas por día y 11 L por m^2 .

$$PO_2 = RO_2 \cdot C_b \quad \text{Ecuación 30}$$

La productividad (P_b) es un efecto observado a tiempos más largos que la fotosíntesis la cual es instantánea. Para efectos del estudio se ha realizado un análisis proyectado sobre el mismo gráfico, considerando un valor estequiométrico de Y_b en el análisis realizado con respecto a la concentración de biomasa (Figura 33). Al analizar el comportamiento del método dinámico frente al método estático se logra observar más detalles con el método dinámico si se analiza junto con la trayectoria de las partículas a través de las diferentes áreas iluminadas de la Figura 30, frecuencia y fracción iluminada de la Figura 31 y la velocidad de fotosíntesis de las partículas de la Figura 32. Es concluyente que las células se mantienen saturadas y ligeramente limitadas de luz, y su comportamiento en términos de producción de oxígeno es lineal a $3 g \cdot L^{-1}$. Entre 3 - 4 $g \cdot L^{-1}$ la producción de oxígeno aumenta porque las tres zonas fotosintéticas están presentes (saturadas, limitadas y oscuras) aumentando la simetría de las áreas iluminadas hasta 4 $g \cdot L^{-1}$ donde se produce la máxima producción. Los ciclos de frecuencia L/D confirman que es el instante de máxima integración de luz y 2/3 de volumen iluminado con solo el 5% de células que en ningún momento pueden salir de la oscuridad. Entre 5 y 6 $g \cdot L^{-1}$ la producción de oxígeno disminuye a un ritmo bajo porque se mantiene una frecuencia alta y fracción iluminada

aceptable en rangos aceptables, teniendo un 16% y un 44% de células que en ningún momento pueden salir de la oscuridad respectivamente.

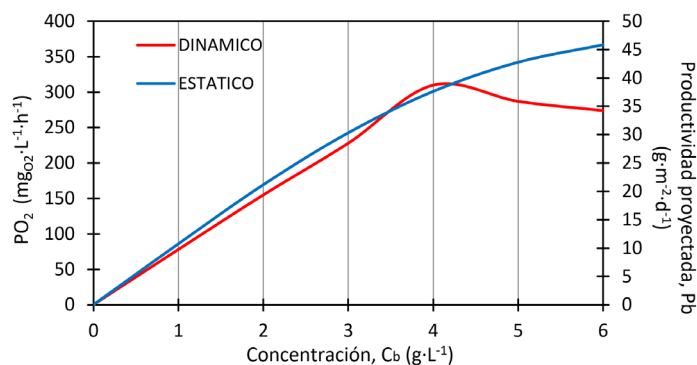


Figura 33. Producción de oxígeno y productividad de biomasa.

Utilizando el modelo dinámico que tiene mayor precisión en sus resultados, el PO_2 máximo es $310 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ que ha sido alcanzado a $4 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, cuando se logra la máxima integración de la luz. A medida que aumenta la concentración de biomasa la velocidad de fotosíntesis disminuye linealmente a $280 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ a $6 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. A medida que aumenta la concentración las partículas cambian de estado de saturación a estado de no saturación y a un estado oscuro sin lograr la fotosíntesis, como se ha observado en la Figura 32. La precisión de los resultados observados se debe al análisis individual de las partículas que relaciona directamente la posición vertical y sus velocidades. Se observa que cuanto mayor es la velocidad vertical mayor es su eficiencia de integración de la luz.

El modelo estático con integración de luz supone que todo el volumen está expuesto a una irradiancia media, pero hay tanto microalgas situadas cerca de la superficie donde la irradiancia es mayor, como células situadas en la zona de mayor profundidad donde es volumen oscuro especialmente a altas concentraciones. Se puede observar que el máximo PO_2 de $366 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ ha sido alcanzado a $6 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ debido a que es la concentración máxima estudiada, aunque se opera a más de $6 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ donde aparece la zona estacionaria. Como es un método volumétrico promediado este análisis es menos confiable porque no es posible identificar las partículas que están en una irradiancia $a \leq I_c$.

En cuanto a la productividad de la biomasa, para la superficie expuesta a la luz de 60 m^2 la productividad máxima alcanzada fue de $39 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ a $4 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, disminuyendo a $34 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ a $6 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, según el método dinámico. A través del método estático con integración de luz la máxima productividad alcanzada fue $46 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ a $6 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. Doucha and Lívanský, 2009 ha reportado una productividad mucho mayor, de $38 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ en un reactor con 224 m^2 . La superficie expuesta a la luz, la concentración de biomasa y la productividad es un tema muy discutido en este ámbito.

Éstos parámetros cambian según los investigadores o los tipos de reactores. El grosor de la lámina de cultivo determina productividades muy diferentes entre 5 y 11 mm, aumentando la productividad en un reactor de 900 m² de 7 to 12 g·m⁻²·d⁻¹ (Tomáš Grivalský et al., 2019). En reactores mejorados de 650 m² la productividad aumento de 14 a 18 g·m⁻²·d⁻¹, llegándose actualmente a valores de 55 g·m⁻²·d⁻¹ en un reactor en casaca (Masojídek et al., 2011). Éstos resultados muestran como las cascadas aumentar la turbulencia lo que demuestra la importancia de que el cultivo tenga perturbaciones para favorecer la mezcla vertical. Como se ha observado, el modelo dinámico y el modelo estático muestran la misma tendencia hasta 4 g·L⁻¹, el modelo estático con integración de luz asume una mezcla perfecta, por lo tanto, los resultados pueden estar sobrevalorados.

4.3.6. Transferencia de masa y saturación de oxígeno en el reactor

En reactores de capa fina la acumulación de oxígeno disuelto es un grave problema por resolver, ya que el exceso de oxígeno disuelto inhibe el crecimiento de microalgas. La variación de oxígeno disuelto en el cultivo se puede estimar haciendo uso de las siguientes ecuaciones:

$$[O_2] = P_{O_2} H_{O_2} + \frac{C_b \cdot \bar{\mu}_p \cdot Y_b}{K_L a} \quad \text{Ecuación 31}$$

$$\bar{\mu}_p = \frac{1}{N} \sum_i^N \frac{\mu_{max} \cdot I_p(t)}{2\alpha} \left(1 + \kappa + \frac{\alpha}{I_p(t)} - \sqrt{\left(1 - \kappa - \frac{\alpha}{I_p(t)} \right)^2 + 4\kappa} \right)_i \quad \text{Ecuación 32}$$

$$\frac{d[O_2]}{dt} = P_{O_2, DIN} - K_L a ([O_2] - [O_2^*]) \quad \text{Ecuación 33}$$

donde $K_L a$ se mide mediante la Ecuación 13, $\bar{\mu}_p$ es la tasa específica de crecimiento en h⁻¹ (Rubio Camacho et al., 2003), $\mu_{max} = 0.045 \text{ h}^{-1}$ es la tasa de crecimiento máxima, donde se ha supuesto que el movimiento de las partículas en el dominio pequeño de 0.2 m de longitud se mantiene hasta 40 m length, $\frac{d[O_2]}{dt}$ (Mendoza et al., 2013b).

La acumulación de oxígeno superior al 200 %Sat y 300 %Sat tiene una reducción de la productividad del 17 % y 25 % respectivamente (Park et al., 2011), más del 300 %Sat induce una pérdida del 30 % (Kazbar et al., 2019). El metabolismo fotosintético de las microalgas es muy rápido y eficiente, por lo que dependiendo de las condiciones de cultivo la producción de oxígeno puede llegar a 380 mg_{O₂}·L⁻¹·h⁻¹ (Barceló-Villalobos (Barceló-Villalobos et al., 2019d). Frente a esto, la eliminación de oxígeno por desorción natural a través de la superficie del reactor es mínima en comparación con la producción de oxígeno. Utilizando los resultados de RO₂ obtenidos por el modelo dinámico se puede predecir la saturación de oxígeno disuelto en

el cultivo. Para reducir dicho oxígeno disuelto, a la salida del reactor el cultivo se hace pasar por una columna de burbujeo donde se aporta aire para tal fin. Cuanto más tiempo permanece el cultivo expuesto a la luz en el reactor, mayor es la acumulación de oxígeno, por lo que el diseño del reactor está determinado por una longitud máxima que permite mantener el oxígeno disuelto por debajo de un valor crítico. Los resultados de este análisis se pueden mostrar en la Figura 34.

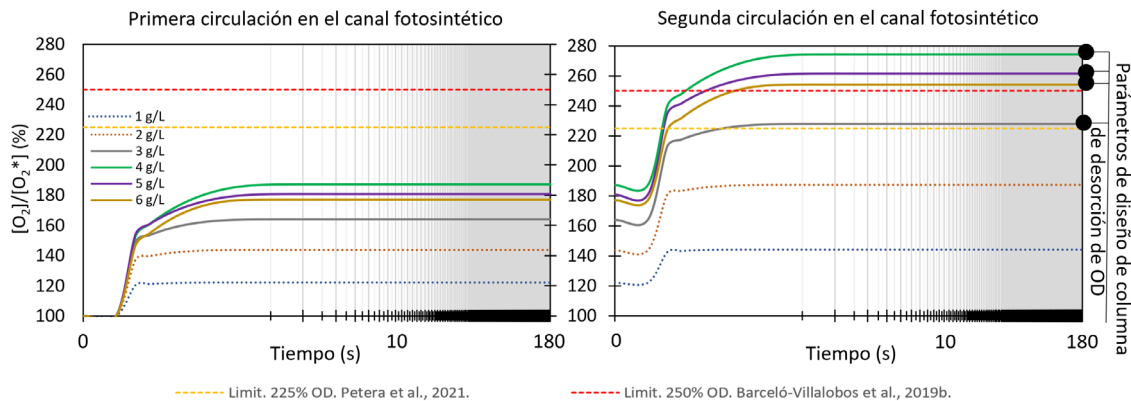


Figura 34. Saturación de oxígeno ($[O_2]/[O_2^*]$ %) a lo largo del fotobiorreactor, los 40 m de largo se han convertido en segundos según el modelo dinámico. donde 180s es igual a 40m.

Petera et al., 2021 ha realizado un primer análisis utilizando un modelo Euleriano para establecer la saturación de oxígeno disuelto a lo largo de un reactor, donde se ha establecido un máximo de 225 %Sat. Los resultados indican que una longitud máxima de 40 m es segura antes de que se genere la inhibición del crecimiento. Los datos de estos estudios son esenciales para el diseño de nuevas generaciones de reactores de capa fina. Barceló-Villalobos et al., 2019c en su estudio ha establecido como límite seguro el 250 %Sat; en su estudio experimental los resultados van desde 141 y 197 %Sat, como niveles recomendados para la mayoría de las cepas. Sforza et al., 2020 establece mediante estudios de fotorrespiración el límite del 200 Sat como límite seguro antes de caer abruptamente la productividad, especialmente a bajas concentraciones, pero puede ser más tolerante a medida que aumenta la concentración de cultivo. En el diseño de reactores de capa fina el intercambio de gases del cultivo en el canal es deficiente, ya que la difusión de oxígeno al aire es deficiente, lo que obliga a buscar métodos para evitar este fenómeno de toxicidad.

Para estudiar la transferencia de masa entre el cultivo y la atmosfera se llevó a cabo un estudio mediante CFD usando un Modelo Lagrangiano. Los resultados muestran las concentraciones óptimas de operación del reactor de capa fina para evitar la inhibición por oxígeno disuelto en función de la difusión de oxígeno al ambiente (Figura 34). La difusión de

oxígeno es un tema que depende de muchos factores. La acumulación de oxígeno disuelto sin difusión es el caso menos ideal, por lo tanto, al diseñar una columna de desorción de oxígeno este debe ser considerado. Ación Fernández et al., 2013 ha reportado que aunque la capacidad de turbulencia y transferencia de masa es considerablemente mayor que la de los reactores raceway, en los reactores de capa fina también hay una acumulación de oxígeno disuelto mayor, llegando a 350 %Sat, que obliga al desarrollo de sistemas adecuados de eliminación de oxígeno. Otra opción para disminuir el efecto adverso de la excesiva acumulación de oxígeno en el reactor puede ser modificar la altura de la lámina. Rearte et al., 2021 estudió un reactor de capa fina de 6 mm de espesor de cultivo y 20 m de longitud, llegando a valores de 135 – 398 %Sat que demuestran la necesidad de incluir sistemas de eliminación de oxígeno, y como el empleo de capas de cultivo demasiado bajas no es beneficiosa.

Los resultados muestran como es fundamental controlar la concentración del cultivo para evitar la fotosaturación que evita una correcta integración de la luz. Se observa que 1 y 2 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ no genera problemas de saturación de oxígeno disuelto en ninguno de los estudios, pero a partir de 3 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ el oxígeno disuelto comienza a exceder los límites propuestos. Considerando la difusión del oxígeno al aire en el canal se puede aumentar la concentración de biomasa hasta 4 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ manteniendo el oxígeno disuelto por debajo del límite de 250 %Sat. Para concentraciones de biomasa por encima de 4 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ la saturación disminuye porque la fotolimitación y la fotorrespiración aumentan cuando se genera la zona oscura. En términos de régimen de luz, al aumentar la frecuencia de los ciclos L/D (ν) disminuye la zona saturada lo cual mejora la tasa de fotosíntesis porque las microalgas que realizan la fotosíntesis en la zona limitada son las que mejor aprovechan la luz. Para concentraciones por encima de 6 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ el 44% de las células están en oscuridad, siendo esta situación menos recomendable porque aumenta la fotorrespiración aunque debido a la alta concentración de biomasa se mantiene una productividad y saturación de oxígeno disuelto aceptables (225 %Sat.). De lo contrario, sin considerar la difusión de oxígeno al aire, para concentraciones de biomasa de 4 a 6 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$, se alcanzan concentraciones de oxígeno disuelto superiores a 250 %Sat, lo que repercute en que la productividad disminuye entre el 17-25%. Por lo tanto, es necesario generar la difusión de oxígeno de manera forzada.

5. CONCLUSIONES

- **Mejora del diseño de reactores raceway**

El análisis monofásico de diferentes configuraciones de reactores raceway permite identificar el diseño con tabiques deflectores en las curvas como el más adecuado para la producción de microalgas, desde el punto de vista fluidodinámico. Este diseño permite minimizar la posibilidad de sedimentación de biomasa al reducir la existencia de zonas muertas y reducir el tiempo de residencia en las diferentes secciones del reactor, debido a un óptimo movimiento del fluido en el mismo. La turbulencia en esta configuración es también la óptima, determinándose valores del número de Reynold superiores a 6000 en todo el reactor. Un análisis multifásico adicional permite realizar una caracterización más precisa del diseño con tabiques deflectores en las curvas, incluso a diferentes velocidades de rotación del paddlewheel. El análisis multifásico proporciona además un análisis temporal del comportamiento del sistema. Las mediciones experimentales tanto del consumo de energía como de las diferencias en la altura del agua a lo largo del reactor validan los datos simulados. Las simulaciones muestran que la estabilización adecuada del fluido y las velocidades del líquido se predijeron a 18 rpm, con un consumo de energía razonable. Los datos también confirman que en los reactores de raceway el volumen disponible para la transferencia de masa es bajo, y que la existencia de grandes diferencias en la altura del agua en el paddlewheel dificulta el escalado de este tipo de reactores a tamaños superiores a 5000 m². Las simulaciones CFD permiten tener una descripción precisa de los reactores raceway, siendo así una poderosa herramienta en el diseño y optimización de este tipo de sistemas.

Se ha demostrado que el uso de álabes en el canal del raceway mejora la mezcla vertical debido a la formación de vórtices, en comparación con el modo tradicional con el canal libre. La circulación en canal libre genera un muy bajo intercambio de las células entre las distintas zonas iluminadas en relación a la profundidad de cultivo, mientras que el empleo de alabes modifica el régimen hidrodinámico de flujo laminar sin álabes a flujo turbulento con álabes. La disipación de la turbulencia aumenta a medida que aumenta la distancia desde el alabe, siendo intensa hasta los 5 metros y se elimina casi por completo a partir de los 10 m. Respecto al régimen de luz, se determinó una concentración de biomasa óptima de 0.8 g·L⁻¹ para lograr la mayor frecuencia de ciclos luz oscuridad de 0.34 Hz, siendo la máxima fracción iluminada del 59%. En comparación, en la configuración tradicional sin alabes la frecuencia es de 0.1 Hz y su fracción iluminada del 49%. La tasa fotosintética empleando alabes logra una máxima producción de oxígeno de 22.8 mg_{O₂}·g⁻¹·h⁻¹ y productividad estimada de 20.2 g·m⁻²·d⁻¹, en comparación a la configuración tradicional sin alabes que solo logra un poco más de 16.2 mg_{O₂}·g⁻¹·h⁻¹ y 15.8 g·m⁻²·d⁻¹ respectivamente. En resumen, la frecuencia de exposición mejora tres veces con respecto

a los sistemas convencionales, lo que permite un aumento en la tasa de fotosíntesis y la productividad hasta un 30% mayor por una mayor integración de la luz que es un 36% superior cuando se emplean alabes. Estos resultados confirman los beneficios de optimizar la mezcla en cultivos de microalgas, centrándose especialmente en el movimiento de las células entre las diferentes zonas iluminadas. Se está trabajando adicionalmente para aumentar la tasa de fotosíntesis y la productividad final de la biomasa, y se espera aumentar la capacidad de producción de microalgas de los fotobiorreactores reales hasta en un 50%, independientemente de la ubicación, manteniendo un bajo consumo de energía y CAPEX.

- **Mejora del diseño de reactores de capa fina**

El principal logro de este estudio reside en la metodología presentada, que proporciona un enfoque viable para describir los sistemas de cultivo de microalgas y brinda una herramienta útil para el diseño de los sistemas de producción y la posible identificación y/o optimización de parámetros. Al ser utilizado un enfoque Lagrangiano se pueden predecir más variables que afectan el diseño y producción del reactor. Así, al estudiar el comportamiento de las partículas individualmente se pueden filtrar partículas no productivas debido a que su baja disponibilidad de luz, identificándose las zonas iluminadas y oscuras del sistema. Respecto a la concentración de biomasa, se ha determinado que la concentración óptima de operación es $4 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. A concentraciones más bajas el cultivo se mantiene saturado y sobresatura con una fracción iluminada del 100%, mientras que a concentraciones más altas la zona oscura cada vez gana mayor importancia. La zona oscura ha permitido la frecuencia de trabajo siendo 1.18 Hz como máxima y decreciendo a medida que aumenta la concentración de biomasa. La máxima producción de oxígeno y productividad de biomasa estimada ha sido $310 \text{ mg}_{\text{O}_2}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ y $39 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ e igualmente decreciendo a medida que aumenta la concentración de biomasa. Se han establecido dos límites para evaluar la saturación de oxígeno del sistema (225 y 250 %Sat.), siendo la más alta modelada de 275 %Sat a $4 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. Se ha demostrado que, en los reactores de capa fina, al operar saturados por luz, no es tan crítico el largo del canal fotosintético, pero si es crítico identificar la concentración del cultivo para evaluar que tan saturado lograría estar el sistema completo. El otro factor clave en el diseño es la columna de desorción. El presente trabajo entrega dos métodos efectivos para el diseño y mejora de este tipo de fotobiorreactor.

6. LISTA DE CONTRIBUCIONES

6.1. PUBLICACIONES CIENTÍFICAS INCLUIDAS EN EL DESARROLLO DE ESTA TESIS

- **Inostroza, C.**, Solimeno, A., García, J., Fernández-Sevilla, J. M., & Acién, F. G. (2021). Improvement of real-scale raceway bioreactors for microalgae production using Computational Fluid Dynamics (CFD). *Algal Research*, 54 (February). <https://doi.org/10.1016/j.algal.2021.102207>
- Petera, K., Papáček, Š., **Inostroza, C.**, Fernández-Sevilla, J. M., & Fernández, F. G. A. (2021). Advanced computational fluid dynamics study of the dissolved oxygen concentration within a thin-layer cascade reactor for microalgae cultivation. *Energies*, 14(21). <https://doi.org/10.3390/en14217284>
- Cristian Inostroza, Javier Dávila, Sergio Román, José M. Fernández-Sevilla, F. Gabriel Acién (en revisión). Use of airfoils for enhancement of photosynthesis rate of microalgae in raceway.
- Cristian Inostroza, Karel Petera, Štěpán Papáček, José M. Fernández-Sevilla, F. Gabriel Acién (en revisión). Optimization of Thin-Layer Photobioreactors (TLP) for the production of microalgae by integrating fluid-dynamic and photosynthesis rate aspects.

6.2. PUBLICACIONES CIENTÍFICAS NO INCLUIDAS EN EL DESARROLLO DE ESTA TESIS

- Díaz, J. P., **Inostroza, C.**, & Acién Fernández, F. G. (2019). Fibonacci-type tubular photobioreactor for the production of microalgae. *Process Biochemistry*, 86(April), 1–8. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2019.08.008>
- Díaz, J. P., **Inostroza, C.**, & Acién, F. G. (2021). Scale-up of a Fibonacci-Type Photobioreactor for the Production of *Dunaliella salina*. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 193(1), 188–204. <https://doi.org/10.1007/s12010-020-03410-x>
- Reyes, J. F., & **Inostroza, C.** (2020). Carbon Fixation of a Microalgae *Scenedesmus* sp. Pilot Culture under Different Nutritional Inputs. *Asian Journal of Applied Sciences*, 8(4). <https://doi.org/10.24203/ajas.v8i4.6290>
- Díaz, J. P., **Inostroza, C.**, & Acién Fernández, F. G. (2022). Scale-up of a Fibonacci-type photobioreactor for the production of *Chlorella* sp. *Process Biochemistry*. **Artículo enviado.**
- **Inostroza, C.**, El Bahraoui, N., Rivera-Tinoco, R., & Acién, F. G. (2022). Uses of electro-coagulation-flocculation (ECF) for the pre-concentration of microalgae biomass. *Process Biochemistry*, 122(June), 1–7. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2022.09.012>

6.3. ARTÍCULOS PUBLICADOS EN LIBROS DE RESÚMENES DEL CONGRESO

- **C. Inostroza-González**, A. Solimeno, J. García-Serrano, F.G. Acien-Fernandez y J.M. Fernández-Sevilla. (2019). Dinámica Computacional de Fluidos (CFD) Aplicada al Diseño de Fotobiorreactores para la Producción de Microalgas. Conferencia de COMSOL Multiphysics. Registro ISBN: 978-84-09-21335-1, pag. 42-43.
- Javier Dávila, Sergio Román, **Cristian Inostroza**, José M. Fernández-Sevilla, F. Gabriel Acien (2021). Increasing Vertical mixing in HRAP to enhance photosynthetic light integration. AlgaEurope Online Conference 7 – 10 December 2021.
- **Cristian Inostroza**, Javier Dávila, Sergio Román, José M. Fernández-Sevilla, F. Gabriel Acien (2021). Major Improvements in the design of Raceway Photobioreactors using Computational Fluid Dynamics (CFD). AlgaEurope Online Conference 7 – 10 December 2021.
- Díaz, J. P., **Inostroza, C.**, & Acien, F. G. (2021). New Design of a Photobioreactor for the Massive Production of Microalgae, named Fibonacci-type. In J. L. López, I. Fernández, M.C. Cerón, J.F. Mañas and J. Moreno, IX Simposio de Investigación en Ciencias Experimentales, Universidad de Almería. <http://www2.ual.es/isimpos/>
- **Cristian Inostroza**, Javier Dávila, Sergio Román, José M. Fernández-Sevilla, F. Gabriel Acien (2022). Improvement of Vertical Mixing in Raceway Photobioreactor. AlgaEurope 2022, Roma 13 – 15 Diciembre 2022, pag. 423-424.
- Javier Dávila, Sergio Román, **Cristian Inostroza**, José M. Fernández-Sevilla, F. Gabriel Acien (2022). Time Scales of the Use of Light in Photobioreactors. AlgaEurope 2022, Roma 13 – 15 Diciembre 2022, pag. 140-141.

6.4. PARTICIPACIÓN EN PROYECTOS

- Desarrollo biotecnológico y uso de microalgas *chlorella* como quelante natural y poder protector contra la contaminación por polimetales (plomo) (2002-2023). Entidades participantes: Universidad Arturo Prat, Universidad de Almería y Solarium Biotechnology S.A. Código BIP 40037400-0. Chile.
- Value chains of microalgae from culture to end products.
- Sustainable Algae Biorefinery for Agriculture and Aquaculture “SABANA”.

7. AGRADECIMIENTOS

Este trabajo forma parte del Proyecto SABANA del Programa Marco de Investigación e Innovación Horizonte 2020 de la Unión Europea (Convenio de subvención 727.874), el Proyecto AL4BIO, financiado por el Ministerio de Ciencia, Innovación y Universidades de España, el proyecto GREENFARM financiado por la Ministerio de Ciencia, Innovación y Universidades (PDC2021-121861-C21) y el VALIMA (P20_00800) financiado por la Junta de Andalucía. Esta investigación fue apoyada financieramente por la Fundación de Ciencias Checa a través de la beca de investigación No. 19-05872S. Financiación K. Petera: OP RDE subvención CZ.02.1.01/0.0/0.0/16_019/0000753 “Centro de investigación para tecnologías energéticas bajas en carbono”. Movilidad de Cristian Inostroza González cofinanciada con el programa ERASMUS+ de la Unión Europea.

8. REFERENCIAS

- Acién, F.G., Molina, E., Reis, A., Torzillo, G., Zittelli, G.C., Sepúlveda, C., Masojídek, J., 2017. Photobioreactors for the production of microalgae, in: Muñoz, R.B.T.-M.-B.B. and B. (Ed.), *Microalgae-Based Biofuels and Bioproducts: From Feedstock Cultivation to End-Products*. Woodhead Publishing, pp. 1–44. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-101023-5.00001-7>
- Akhtar, S., Ali, H., Park, C.W., 2020. Complete evaluation of cell mixing and hydrodynamic performance of thin-layer cascade reactor. *Appl. Sci.* 10. <https://doi.org/10.3390/app10030746>
- Ali, H., Cheema, T.A., Park, C.W., 2017. Numerical prediction of heat transfer characteristics based on monthly temperature gradient in algal open raceway ponds. *Int. J. Heat Mass Transf.* 106, 7–17. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2016.10.061>
- Ali, H., Cheema, T.A., Park, C.W., 2014. Effect of Paddle-Wheel Pulsating Velocity on the Hydrodynamic Performance of High-Rate Algal Ponds. *J. Energy Eng.* 141, 04014039. [https://doi.org/10.1061/\(asce\)ey.1943-7897.0000219](https://doi.org/10.1061/(asce)ey.1943-7897.0000219)
- Ali, H., Cheema, T.A., Yoon, H.S., Do, Y., Park, C.W., 2015. Numerical prediction of algae cell mixing feature in raceway ponds using particle tracing methods. *Biotechnol. Bioeng.* 112, 297–307. <https://doi.org/10.1002/bit.25443>
- Ali Kubar, A., Cheng, J., Guo, W., Kumar, S., Song, Y., 2020. Development of a single helical baffle to increase CO₂ gas and microalgal solution mixing and *Chlorella* PY-ZU1 biomass yield. *Bioresour. Technol.* 307, 123253. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.123253>
- Amini, H., Hashemsohi, A., Wang, L., Shahbazi, A., Bikdash, M., KC, D., Yuan, W., 2016a. Numerical and experimental investigation of hydrodynamics and light transfer in open raceway ponds at various algal cell concentrations and medium depths. *Chem. Eng. Sci.* 156, 11–23. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2016.09.003>
- Amini, H., Hashemsohi, A., Wang, L., Shahbazi, A., Bikdash, M., KC, D., Yuan, W., 2016b. Numerical and experimental investigation of hydrodynamics and light transfer in open raceway ponds at various algal cell concentrations and medium depths. *Chem. Eng. Sci.* 156, 11–23. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2016.09.003>
- Barceló-Villalobos, M., Fernández-del Olmo, P., Guzmán, J.L., Fernández-Sevilla, J.M., Acién Fernández, F.G., 2019a. Evaluation of photosynthetic light integration by microalgae in a pilot-scale raceway reactor. *Bioresour. Technol.* 280, 404–411. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.02.032>
- Barceló-Villalobos, M., Fernández-del Olmo, P., Guzmán, J.L., Fernández-Sevilla, J.M., Acién Fernández, F.G., 2019b. Evaluation of photosynthetic light integration by microalgae in a pilot-scale raceway reactor. *Bioresour. Technol.* 280, 404–411. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.02.032>

- Barceló-Villalobos, M., Fernández-del Olmo, P., Guzmán, J.L.L., Fernández-Sevilla, J.M.M., Acién Fernández, F.G.G., Olmo, P.F., Guzmán, J.L.L., Fernández-Sevilla, J.M.M., Fernández, F.G.A., 2019c. Evaluation of photosynthetic light integration by microalgae in a pilot-scale raceway reactor. *Bioresour. Technol.* 280, 404–411. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.02.032>
- Barceló-Villalobos, M., Guzmán Sánchez, J.L., Martín Cara, I., Sánchez Molina, J.A., Acién Fernández, F.G., 2018. Analysis of mass transfer capacity in raceway reactors. *Algal Res.* 35, 91–97. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2018.08.017>
- Barceló-Villalobos, M., Serrano, C.G., Zurano, A.S., García, L.A., Maldonado, S.E., Peña, J., Fernández, F.G.A., 2019d. Variations of culture parameters in a pilot-scale thin-layer reactor and their influence on the performance of *Scenedesmus almeriensis* culture. *Bioresour. Technol. Reports* 6, 190–197. <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2019.03.007>
- Ben Salah, M., Askri, F., Slimi, K., Ben Nasrallah, S., 2004. Numerical resolution of the radiative transfer equation in a cylindrical enclosure with the finite-volume method. *Int. J. Heat Mass Transf.* 47, 2501–2509. <https://doi.org/10.1016/J.IJHEATMASSTRANSFER.2003.11.023>
- Benemann, J R, David M, T. and W.J.C., Benemann, J.R., Tillett, D.M., Weissman, J.C., Benemann, J R, David M, T. and W.J.C., 1987. *Microalgae biotechnology, Trends in Biotechnology, Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology.* Springer International Publishing, Cham. https://doi.org/10.1007/10_2014_286
- Brindley, C., Acién Fernández, F.G., Fernández-Sevilla, J.M., Fernández, F.G.A., Fernández-Sevilla, J.M., 2011. Analysis of light regime in continuous light distributions in photobioreactors. *Bioresour. Technol.* 102, 3138–3148. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.10.088>
- Brindley, C., Jiménez-Ruíz, N., Acién, F.G., Fernández-Sevilla, J.M., 2016. Light regime optimization in photobioreactors using a dynamic photosynthesis model. *Algal Res.* 16, 399–408. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2016.03.033>
- Cabanelas, I.T.D., Arbib, Z., Chinalia, F.A., Souza, C.O., Perales, J.A., Almeida, P.F., Druzian, J.I., Nascimento, I.A., 2013. From waste to energy: Microalgae production in wastewater and glycerol. *Appl. Energy* 109, 283–290.
- Chen, Z., Zhang, Xinru, Jiang, Z., Chen, X., He, H., Zhang, Xinxin, 2016. Light/dark cycle of microalgae cells in raceway ponds: Effects of paddlewheel rotational speeds and baffles installation. *Bioresour. Technol.* 219, 387–391. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.07.108>
- Cheng, J., Yang, Z., Ye, Q., Zhou, J., Cen, K., 2015. Enhanced flashing light effect with up-down chute baffles to improve microalgal growth in a raceway pond. *Bioresour. Technol.* 190, 29–35. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.04.050>

- Chiaramonti, D., Prussi, M., Casini, D., Tredici, M.R., Rodolfi, L., Bassi, N., Zittelli, G.C., Bondioli, P., 2013. Review of energy balance in raceway ponds for microalgae cultivation: Re-thinking a traditional system is possible. *Appl. Energy* 102, 101–111.
- Chiarini, A., Quadrio, M., 2021a. The light/dark cycle of microalgae in a thin-layer photobioreactor. *J. Appl. Phycol.* 33, 183–195. <https://doi.org/10.1007/s10811-020-02310-1>
- Chiarini, A., Quadrio, M., 2021b. The Turbulent Flow over the BARC Rectangular Cylinder: A DNS Study. *Flow, Turbul. Combust.* 107, 875–899. <https://doi.org/10.1007/S10494-021-00254-1>
- Chisti, Y., 2016a. Large-Scale Production of Algal Biomass: Raceway Ponds. pp. 21–40. https://doi.org/10.1007/978-3-319-12334-9_2
- Chisti, Y., 2016b. Large-Scale Production of Algal Biomass: Photobioreactors 41–66. https://doi.org/10.1007/978-3-319-12334-9_3
- Costache, T.A., Gabriel Acien Fernandez, F., Morales, M.M., Fernández-Sevilla, J.M., Stamatini, I., Molina, E., 2013. Comprehensive model of microalgae photosynthesis rate as a function of culture conditions in photobioreactors. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 97, 7627–7637. <https://doi.org/10.1007/s00253-013-5035-2>
- de Godos, I., Mendoza, J.L., Acien, F.G., Molina, E., Banks, C.J., Heaven, S., Rogalla, F., 2014. Evaluation of carbon dioxide mass transfer in raceway reactors for microalgae culture using flue gases. *Bioresour. Technol.* 153, 307–314. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.11.087>
- Dos Santos, C.M., Dionisio, R., Cerqueira, H.S., Sousa-Aguiar, E.F., Mori, M., Davila, M.A., 2007. Three-dimensional gas-liquid CFD simulations in cylindrical bubble columns. *Int. J. Chem. React. Eng.* 5. <https://doi.org/10.2202/1542-6580.1620/HTML>
- Doucha, J., Lívanský, K., 2009. Outdoor open thin-layer microalgal photobioreactor: Potential productivity. *J. Appl. Phycol.* 21, 111–117. <https://doi.org/10.1007/s10811-008-9336-2>
- Doucha, J., Lívanský, K., 2006. Productivity, CO₂/O₂ exchange and hydraulics in outdoor open high density microalgal (*Chlorella* sp.) photobioreactors operated in a Middle and Southern European climate 18, 811–826. <https://doi.org/10.1007/s10811-006-9100-4>
- Doucha J, L.K., Doucha, J., Lívanský, K., 1995. Novel outdoor thin-layer high density microalgal culture system: productivity and operation parameters. *Arch. Hydrobiol/Algol Stud* 76, 129–147.
- Duarte-Santos, T., Mendoza-Martín, J.L., Acien Fernández, F.G., Molina, E., Vieira-Costa, J.A., Heaven, S., 2016. Optimization of carbon dioxide supply in raceway reactors: Influence of carbon dioxide molar fraction and gas flow rate. *Bioresour. Technol.* 212, 72–81.

- <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.04.023>
- Duran, J.E., Taghipour, F., Mohseni, M., 2010. Irradiance modeling in annular photoreactors using the finite-volume method. *J. Photochem. Photobiol. A Chem.* 215, 81–89. <https://doi.org/10.1016/J.JPHOTOCHEM.2010.07.027>
- Eilers, P.H.C., Peeters, J.C.H., 1988. A model for the relationship between light intensity and the rate of photosynthesis in phytoplankton. *Ecol. Modell.* 42, 199–215.
- FCC Aqualia, 2018. Home - All-Gas [WWW Document]. URL <http://www.all-gas.eu/en/> (accessed 5.5.18).
- Fernández-Del Olmo, P., Fernández-Sevilla, J.M., Ación, F.G., González-Céspedes, A., López-Hernández, J.C., Magán, J.J., 2017. Modeling of biomass productivity in dense microalgal culture using computational fluid dynamics, *Acta Horticulturae*. <https://doi.org/10.17660/ActaHortic.2017.1170.12>
- Fernández-Sevilla, J.M., Brindley, C., Jiménez-Ruiz, N., Ación, F.G., 2018. A simple equation to quantify the effect of frequency of light/dark cycles on the photosynthetic response of microalgae under intermittent light. *Algal Res.* 35, 479–487. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2018.09.026>
- Fernández del Olmo, P., Ación, F.G.G., Fernández-Sevilla, J.M.M., Aci, F.G., Fern, P., Fern, J.M., 2021. Bioresource Technology Analysis of productivity in raceway photobioreactor using computational fluid dynamics particle tracking coupled to a dynamic photosynthesis model. *Bioresour. Technol.* 334, 125226. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125226>
- Gao, X., Kong, B., Vigil, R.D., 2017. Comprehensive computational model for combining fluid hydrodynamics, light transport and biomass growth in a Taylor vortex algal photobioreactor: Lagrangian approach. *Bioresour. Technol.* 224, 523–530. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.10.080>
- Gómez-Pérez, C.A., Espinosa, J., Montenegro Ruiz, L.C., van Boxtel, A.J.B., 2015. CFD simulation for reduced energy costs in tubular photobioreactors using wall turbulence promoters. *Algal Res.* 12, 1–9. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2015.07.011>
- Grima, E.M., Camacho, F.G., Chisti, Y., 1999. Photobioreactors" light regime, mass transfer, and scaleup 70, 231–247.
- Grima, E.M., Camacho, F.G., Pérez, J.A.S., Sevilla, J.M.F., Fernández, F.G.A., Gómez, A.C., 1994. A mathematical model of microalgal growth in light-limited chemostat culture. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 61, 167–173. <https://doi.org/10.1002/jctb.280610212>
- Grivalský, T., Ranglová, K., daCâmaraManoel, J., Lakatos, G.E., Lhotský, R., Masojídek, J., da Câmara Manoel, J.A., Lakatos, G.E., Lhotský, R., Masojídek, J., 2019. Development of thin-layer cascades for microalgae cultivation: milestones (review). *Folia Microbiol. (Praha)*. 64,

- 603–614. <https://doi.org/10.1007/s12223-019-00739-7>
- Hadiyanto, H., Elmore, S., Van Gerven, T., Stankiewicz, A., 2013. Hydrodynamic evaluations in high rate algae pond (HRAP) design. *Chem. Eng. J.* 217, 231–239. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2012.12.015>
- Hreiz, R., Sialve, B., Morchain, J.Ô., Escudié, R., Steyer, J.P., Guiraud, P., 2014. Experimental and numerical investigation of hydrodynamics in raceway reactors used for algaculture. *Chem. Eng. J.* 250, 230–239. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2014.03.027>
- Huang, J., Qu, X., Wan, M., Ying, J., Li, Y., Zhu, F., Wang, J., Shen, G., Chen, J., Li, W., 2015. Investigation on the performance of raceway ponds with internal structures by the means of CFD simulations and experiments. *Algal Res.* 10, 64–71. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2015.04.012>
- Huang, J., Yang, Q., Chen, J., Wan, M., Ying, J., Fan, F., Wang, J., Li, W., Li, Y., 2016. Design and optimization of a novel airlift-driven sloping raceway pond with numerical and practical experiments. *Algal Res.* 20, 164–171. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2016.09.023>
- Huang, Q., Liu, T., Yang, J., Yao, L., Gao, L., 2011. Evaluation of radiative transfer using the finite volume method in cylindrical photoreactors. *Chem. Eng. Sci.* 66, 3930–3940. <https://doi.org/10.1016/J.CES.2011.05.032>
- Inostroza, C., Solimeno, A., García, J., Fernández-Sevilla, J.M., Acién, F.G., 2021. Improvement of real-scale raceway bioreactors for microalgae production using Computational Fluid Dynamics (CFD). *Algal Res.* 54. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2021.102207>
- Kazbar, A., Cogne, G., Urbain, B., Marec, H., Le-Gouic, B., Tallec, J., Takache, H., Ismail, A., Pruvost, J., 2019. Effect of dissolved oxygen concentration on microalgal culture in photobioreactors. *Algal Res.* 39. <https://doi.org/10.1016/J.ALGAL.2019.101432>
- Khan, M.I., Shin, J.H., Kim, J.D., 2018. The promising future of microalgae: Current status, challenges, and optimization of a sustainable and renewable industry for biofuels, feed, and other products. *Microb. Cell Fact.* 17, 36. <https://doi.org/10.1186/s12934-018-0879-x>
- Kusmayadi, A., Philippidis, G.P., Yen, H.W., 2020. Application of computational fluid dynamics to raceways combining paddlewheel and CO₂ spargers to enhance microalgae growth. *J. Biosci. Bioeng.* 129, 93–98. <https://doi.org/10.1016/j.jbiosc.2019.06.013>
- Leman, A., Holland, M., Tinoco, R.O., 2018. Identifying the dominant physical processes for mixing in full-scale raceway tanks. *Renew. Energy* 129, 616–628. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.05.087>
- Liffman, K., Paterson, D.A., Liovic, P., Bandopadhyay, P., 2013. Comparing the energy efficiency of different high rate algal raceway pond designs using computational fluid dynamics. *Chem. Eng. Res. Des.* 91, 221–226. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2012.08.007>

- Lívanský, K., Doucha, J., 1996. CO₂ and O₂ gas exchange in outdoor thin-layer high density microalgal cultures. *J. Appl. Phycol.* 8, 353–358.
- Lundquist, T.J., Woertz, I., Benemann, J.R., 2010. Microalgae for wastewater treatment and biofuels production, in: *ACS National Meeting Book of Abstracts*.
- Masojídek, J., Kopecký, J., Giannelli, L., Torzillo, G., 2011. Productivity correlated to photobiochemical performance of *Chlorella* mass cultures grown outdoors in thin-layer cascades. *J. Ind. Microbiol. Biotechnol.* 38, 307–317. <https://doi.org/10.1007/s10295-010-0774-x>
- Masojídek, J., Prášil, O., 2010. The development of microalgal biotechnology in the Czech Republic, in: *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology*. pp. 1307–1317. <https://doi.org/10.1007/s10295-010-0802-x>
- Masojídek, J., Ranglová, K., Lakatos, G.E., Silva Benavides, A.M., Torzillo, G., Benavides, A.M.S., Torzillo, G., 2021. Variables Governing Photosynthesis and Growth in Microalgae Mass Cultures 9, 820.
- Mendoza, J.L., Granados, M.R., de Godos, I., Ación, F.G., Molina, E., Banks, C., Heaven, S., 2013a. Fluid-dynamic characterization of real-scale raceway reactors for microalgae production. *Biomass and Bioenergy* 54, 267–275. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2013.03.017>
- Mendoza, J.L., Granados, M.R., de Godos, I., Ación, F.G., Molina, E., Heaven, S., Banks, C.J., 2013b. Oxygen transfer and evolution in microalgal culture in open raceways. *Bioresour. Technol.* 137, 188–195.
- Michele, V., Hempel, D.C., 2002. Liquid flow and phase holdup - Measurement and CFD modeling for two-and three-phase bubble columns. *Chem. Eng. Sci.* 57, 1899–1908. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(02\)00051-9](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(02)00051-9)
- Molina Grima, E., Fernández Sevilla, J.M., Sánchez Pérez, J.A., García Camacho, F., Molina-Grima, E., Sevilla, J.M.F., Pérez, J.A.S., Camacho, F.G., Molina Grima, E., Fernández Sevilla, J.M., Sánchez Pérez, J.A., García Camacho, F., Molina-Grima, E., Sevilla, J.M.F., Pérez, J.A.S., Camacho, F.G., 1996. A study on simultaneous photolimitation and photoinhibition in dense microalgal cultures taking into account incident and averaged irradiances. *J. Biotechnol.* 45, 59–69. [https://doi.org/10.1016/0168-1656\(95\)00144-1](https://doi.org/10.1016/0168-1656(95)00144-1)
- Molina Grima, E., Garcia Carnacho, F., Sanchez Perez, J. a, Fernandez Sevilla, J.M., Acien Fernandez, F.G., Contreras Gomez, A., 1994. A mathematical model of microalgal growth in light-limited chemostat culture. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 61, 167–173. <https://doi.org/10.1002/jctb.280610212>
- Morillas-España, A., Lafarga, T., Gómez-Serrano, C., Ación-Fernández, F.G., González-López, C.V., 2020. Year-long production of *Scenedesmus almeriensis* in pilot-scale raceway and thin-

- layer cascade photobioreactors. *Algal Res.* 51, 102069. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2020.102069>
- Morillas-España, A., Lafarga, T., Sánchez-Zurano, A., Ación-Fernández, F.G., Rodríguez-Miranda, E., Gómez-Serrano, C., González-López, C.V., 2021. Year-long evaluation of microalgae production in wastewater using pilot-scale raceway photobioreactors: Assessment of biomass productivity and nutrient recovery capacity. *Algal Res.* 60, 102500. <https://doi.org/10.1016/J.ALGAL.2021.102500>
- Moroni, M., Lorino, S., Cicci, A., Bravi, M., 2019. Design and bench-scale hydrodynamic testing of thin-layer wavy photobioreactors. *Water (Switzerland)* 11, 1–11. <https://doi.org/10.3390/w11071521>
- Nikolaou, A., Booth, P., Gordon, F., Yang, J., Matar, O., Chachuat, B., 2016a. Multi-Physics Modeling of Light-Limited Microalgae Growth in Raceway Ponds. *IFAC-PapersOnLine*. <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2016.12.147>
- Nikolaou, A., Hartmann, P., Sciandra, A., Chachuat, B., Bernard, O., 2016b. Dynamic coupling of photoacclimation and photoinhibition in a model of microalgae growth. *J. Theor. Biol.* 390, 61–72. <https://doi.org/10.1016/j.jtbi.2015.11.004>
- Oswald, J., Golueke, G., Oswald, W.J., Golueke, C.G., 1960. Biological transformation of solar energy. *Adv. Appl. Microbiol.* 2, 223–262.
- Pandey, R., Premalatha, M., 2017. Design and analysis of flow velocity distribution inside a raceway pond using computational fluid dynamics. *Bioprocess Biosyst. Eng.* 40, 439–450. <https://doi.org/10.1007/s00449-016-1712-8>
- Papacek, S., Jablonsky, J., Petera, K., 2018. Advanced integration of fluid dynamics and photosynthetic reaction kinetics for microalgae culture systems. *BMC Syst. Biol.* 12, 1–12. <https://doi.org/10.1186/s12918-018-0611-9>
- Park, J.B.K., Craggs, R.J., Shilton, A.N., 2011. Wastewater treatment high rate algal ponds for biofuel production. *Bioresour. Technol.* 102, 35–42.
- Perner, I., Posten, C., Broneske, J., 2003. CFD Optimization of a Plate Photobioreactor Used for Cultivation of Microalgae. *Eng. Life Sci.* 3, 287–291. <https://doi.org/10.1002/ELSC.200302964>
- Petera, K., González, C.I., Fernández-sevilla, J.M., Gabriel, F., Fernández, A., 2021. Advanced Computational Fluid Dynamics Study of the Dissolved Oxygen Concentration within a Thin-Layer Cascade Reactor for Microalgae Cultivation.
- Pirasaci, T., Manisali, A.Y., Dogaris, I., Philippidis, G., Sunol, A.K., 2017. Hydrodynamic design of an enclosed Horizontal BioReactor (HBR) for algae cultivation. *Algal Res.* 28, 57–65. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2017.10.009>

- Pramparo, L., Pruvost, J., Stüber, F., Font, J., Fortuny, A., Fabregat, A., Legentilhomme, P., Legrand, J., Bengoa, C., 2008. Mixing and hydrodynamics investigation using CFD in a square-sectioned torus reactor in batch and continuous regimes. *Chem. Eng. J.* 137, 386–395. <https://doi.org/10.1016/J.CEJ.2007.05.013>
- Prussi, M., Buffi, M., Casini, D., Chiaramonti, D., Martelli, F., Carnevale, M., Tredici, M.R., Rodolfi, L., 2014. Experimental and numerical investigations of mixing in raceway ponds for algae cultivation. *Biomass and Bioenergy* 67, 390–400. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2014.05.024>
- Rearte, T.A., Celis-Plá, P.S.M., Neori, A., Masojídek, J., Torzillo, G., Gómez-Serrano, C., Silva Benavides, A.M., Álvarez-Gómez, F., Abdala-Díaz, R.T., Ranglová, K., Caporgno, M., Massocato, T.F., da Silva, J.C., Al Mahrouqui, H., Atzmüller, R., Figueroa, F.L., 2021. Photosynthetic performance of *Chlorella vulgaris* R117 mass culture is moderated by diurnal oxygen gradients in an outdoor thin layer cascade. *Algal Res.* 54, 102176. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2020.102176>
- Rubio Camacho, F., García Camacho, F., Fernández Sevilla, J.M., Chisti, Y., Molina Grima, E., 2003. A mechanistic model of photosynthesis in microalgae. *Biotechnol. Bioeng.* 81, 459–473. <https://doi.org/10.1002/bit.10492>
- Sawant, S.S., Gosavi, S.N., Khadamkar, H.P., Mathpati, C.S., Pandit, R., Lali, A.M., 2019. Energy efficient design of high depth raceway pond using computational fluid dynamics. *Renew. Energy* 133, 528–537. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.10.016>
- Schuhfried, E., Biasioli, F., Aprea, E., Cappellin, L., Soukoulis, C., Ferrigno, A., Märk, T.D., Gasperi, F., 2011. PTR-MS measurements and analysis of models for the calculation of Henry's law constants of monosulfides and disulfides. *Chemosphere* 83, 311–317. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2010.12.051>
- Schuhfried, E., Romano, A., Märk, T.D., Biasioli, F., 2016. Proton Transfer Reaction-Mass Spectrometry (PTR-MS) as a tool for the determination of mass transfer coefficients. *Chem. Eng. Sci.* 141, 205–213. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2015.11.006>
- Seo, I.H., Lee, I.B., Hwang, H.S., Hong, S.W., Bitog, J.P., Kwon, K.S., 2011. Quantitative evaluation of bubble-column photo-bioreactors for bio-diesel production from microalgae using computational fluid dynamics. *Am. Soc. Agric. Biol. Eng. Annu. Int. Meet. 2011, ASABE 2011 3, 1-*. <https://doi.org/10.13031/2013.38159>
- Seo, I.H., Lee, I.B., Hwang, H.S., Hong, S.W., Bitog, J.P., Kwon, K.S., Lee, C.G., Kim, Z.H., Cuello, J.L., 2012. Numerical investigation of a bubble-column photo-bioreactor design for microalgae cultivation. *Biosyst. Eng.* 113, 229–241. <https://doi.org/10.1016/j.biosystemseng.2012.08.001>

- Severin, T.S., 2017. Computational Fluid Dynamics Assisted Design of Thin-Layer Cascade Photobioreactor Components.
- Severin, T.S., Apel, A.C., Brück, T., Weuster-Botz, D., 2018. Investigation of vertical mixing in thin-layer cascade reactors using computational fluid dynamics. *Chem. Eng. Res. Des.* 132, 436–444. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.01.036>
- Sforza, E., Pastore, M., Franke, S.M., Barbera, E., 2020. Modeling the oxygen inhibition in microalgae: An experimental approach based on photorespirometry. *N. Biotechnol.* 59, 26–32. <https://doi.org/10.1016/J.NBT.2020.06.003>
- Singha, N.B., Deb, U.K., Shahriar, M., 2017. Investigation of Flow Dynamics for a Microalgae Suspension in an Open Pond System. *Am. J. Comput. Math.* 07, 195–207. <https://doi.org/10.4236/ajcm.2017.73018>
- Sompech, K., Chisti, Y., Srinophakun, T., 2012. Design of raceway ponds for producing microalgae. *Biofuels* 3, 387–397.
- Terry, K.L., 1986. Photosynthesis in modulated light: Quantitative dependence of photosynthetic enhancement on flashing rate. *Biotechnol. Bioeng.* 28, 988–995. <https://doi.org/10.1002/bit.260280709>
- van Baten, J.M., Ellenberger, J., Krishna, R., 2003. Hydrodynamics of internal air-lift reactors: experiments versus CFD simulations. *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 42, 733–742. [https://doi.org/10.1016/S0255-2701\(02\)00076-4](https://doi.org/10.1016/S0255-2701(02)00076-4)
- Villaró, S., Sánchez-Zurano, A., Ciardi, M., Alarcón, F.J., Clagnan, E., Adani, F., Morillas-España, A., Álvarez, C., Lafarga, T., 2022. Production of microalgae using pilot-scale thin-layer cascade photobioreactors: Effect of water type on biomass composition. *Biomass and Bioenergy* 163. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2022.106534>
- Wang, B., Lan, C.Q., Horsman, M., 2012. Closed photobioreactors for production of microalgal biomasses. *Biotechnol. Adv.* 30, 904–912. <https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2012.01.019>
- Weissman, J.C., Products, R.P.G.M., 1987. Microalgal Open Pond Systems for the Purpose of Producing Fuels. *Sol. Energy Res. Inst.* 61, 1–231.
- Xu, B., Li, P., Waller, P., 2014. Study of the flow mixing in a novel ARID raceway for algae production. *Renew. Energy* 62, 249–257. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2013.06.049>

9. ARTICULOS PUBLICADOS



Improvement of real-scale raceway bioreactors for microalgae production using Computational Fluid Dynamics (CFD)

Cristian Inostroza^a, Alessandro Solimeno^b, Joan García^b, José M. Fernández-Sevilla^a, F. Gabriel Acien^{a,*}

^a Department of Chemical Engineering, Universidad de Almería, E04120 Almería, Spain

^b GEMMA – Environmental Engineering and Microbiology Group, Department of Civil and Environmental Engineering, Universitat Politècnica de Catalunya-BarcelonaTech, c/Jordi Girona, 1-3, Building D1, E-08034 Barcelona, Spain.

ARTICLE INFO

Keywords:

Photobioreactors
Microalgae
Computational Fluid Dynamics (CFD)
COMSOL multiphysics™
ANSYS-fluent

ABSTRACT

In this work, the design and hydrodynamic of a 500 m² raceway bioreactor were optimized using Computational Fluid Dynamics (CFD). First, the influence of the bend type (traditional, isle partition and baffle partition) and the liquid velocity was studied, after that the dynamic behavior of the optimal configuration was analyzed. A monophasic analysis employing the Finite Element Method (FEM) with COMSOL Multiphysics™ allows to confirm that the utilization of deflectors in the baffle partition bend type provide the best performance in terms of fluid velocity, reduction of dead zones, shorter residence time and a suitable cell Reynolds number. A multiphasic analysis using the Finite Volume Method (FVM) with ANSYS Fluent was performed to complete the analysis, it considering the geometry and rotation speed of the paddlewheel. Different angular velocities from 14 to 20 rpm were studied. Results shows that at 18 rpm average liquid velocity of 0.38 m·s⁻¹ were achieved and stabilized at 240 s, the pressure drop in the overall system stabilizes at 700 Pa at 330 s, power consumption in the range of 30 W·m⁻³, a maximum turbulence intensity of 0.4 and vorticity greater than 9 s⁻¹ in areas adjacent to the paddlewheel being determined. In addition, it was determined that more than 14% of the total volume is useful for mass transfer with the atmosphere as well as to water loss by evaporation. This study provides a robust start point for improving large-scale raceway reactors, a highly relevant issue because these are the most used reactors in large-scale microalgae production.

1. Introduction

Microalgae have aroused great interest worldwide due to their extensive potential in the pharmaceutical and nutraceutical industries, in addition to renewable energy among others [22]. Raceway reactors are the most widely used production technology; in fact, more than 90% of systems worldwide are based on these types of reactors. One of the reasons for that is because raceways can easily be scaled up, allowing high productivity at low energy costs and requirements although they are only suitable to produce roust strains resistant to contaminations [25]. The design of raceway reactor has a significant impact on biomass production rates because it influences relevant variables such as the degree of mixing, then influencing the existence of gradients of properties such as temperature, CO₂ availability, dissolved oxygen concentration and pH, but specially light penetration and their use by the microalgae cells [1]. Thus, raceway reactor design and operational

conditions have a large impact into the adequacy of culture conditions, then on biomass productivity, in addition to into the power consumption and overall performance by affecting both mass transfer and fluid-dynamic behavior [15,24,26,29,31].

To optimize the design and operational conditions of raceway reactors, different factors must be considered. Geometry of the reactor, configuration of bends, and specific design of paddlewheel being some of the most relevant ones. Geometry includes the volume to surface ratio (water depth) and aspect ratio (length to wide ratio). Regarding the volume to surface ratio, a typical value of 0.25 to 0.30 m³/m², corresponding to culture depth of 0.25–0.30 m, was proposed more than 40 years ago [28], although much larger water depth up to 1.0 have been proposed [32]. However, to improve the light-penetration it is recommendable to reduce the volume to surface ratio below 0.2 m³/m², culture depths up to 0.15 m demonstrating high yields. Nevertheless, shallow raceway bioreactor depths generate a series of fluid movement

* Corresponding author.

E-mail address: facien@ual.es (F.G. Acien).

<https://doi.org/10.1016/j.algal.2021.102207>

Received 20 March 2020; Received in revised form 18 December 2020; Accepted 14 January 2021

Available online 25 February 2021

2211-9264/© 2021 Elsevier B.V. All rights reserved.



Fig. 1. Images of the real raceway reactor utilized, it being already installed at Las Palmerillas Experimental Station, Almería. Spain.

problems because friction losses increase and the hydraulic jump product of the rotary machinery (the paddlewheel) decreases, thus causing microalgal decay and the consecutive death of the microorganism. To reduce the water depth below 10 cm the utilization of thin-layer reactors is recommendable, it allowing to increase the biomass productivity by enhancing the light exposition of the cells [7].

Regarding aspect ratio an optimal value of 10 have been defined for large scale raceways. The higher is the aspect ratio the larger is the effect of walls of the reactor in the head losses then increasing the energy consumption. However, reducing the aspect ratio more dead zones, on which high-pressure and low-velocity vortices ($<0.1 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$) exist. Both, water depth and aspect ratio determine the mixing on the reactor both longitudinal and transversal/vertical. To avoid a low level of mixing and thermal stratification, speeds above $0.05 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ are necessary [5,14], whereas to avoid sedimentation, velocities greater than $0.1 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ are required. Consequently, velocities greater than $0.2 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ are used in the straight sections [14].

The installation of baffles has been reported to improve mixing cycles in research looking at enhanced productivity [24,35]. Configuration of bends have a large effect into the energy consumption whereas its influence on mixing is quite low at large scale [24,26,35]. Usually the island configuration is recommended but by installing optimized baffles a better performance of the system can be achieved, definitively the use of not adequate bends largely reducing the performance of whatever raceway, including the complete fail of the system [24]. Regarding impulsion of the liquid, the utilization of paddlewheels is the most extended strategy, although also the utilization of airlift system and propellers have been proposed, but none of them being performed at industrial scale [12,21,37]. The design of paddlewheel systems have been already defined time ago, the utilization of paddlewheel with total diameter four times the water depth and a number of paddles from 10 to 12 being recommendable [36]. The efficacy of paddlewheel thus designed ranged from 20 to 50% according to the final quality of construction, the utilization of much more efficient propellers demonstrating efficiencies much higher, close to 90% but at much higher cost, then they are only recommendable for extremely low energy demanding processes such as wastewater treatment [9].

The optimization of raceway reactor designs and their configuration has been widely reported using oversimplified approaches with classical equations such as Manning or Bernoulli, or including experimental measurements [12,26,35]. These types of approaches are useful and suitable when considering a non-dependent space formulation as they only allow bulk water velocity estimations in simple geometries. Unfortunately, these optimization methods do not intrinsically consider the parts of the reactors overall, such as the bends and baffles, and require the building of the reactor to accurately evaluate them. Computational Fluid Dynamic (CFD) tools offer an alternative to circumvent these

obstacles. CFD allows to simulate the behavior of whatever raceway reactor, it being especially recommendable to optimize its design in terms of geometry of the reactor, configuration of bends, and specific design of paddlewheel.

Conventionally single phase systems are used on which a speed-input at the beginning of the reactor is considered, the software allowing to determine the pressure drop, liquid velocity, mixing and other fluid-dynamic variables along the reactor [5,18,23,24,34]. However, the paddlewheel imposes the existence of pulses on the movement of the liquid that influences the mixing and overall performance of the reactor [3]. To simulate this pulse related phenomena and accurately simulate the behavior of the system much more multiphase systems must be considered. Thus, the overall performance of raceways is greatly influenced by the phenomena taking place into the channel of the reactor but also by those taking place into the paddlewheel. Proper paddlewheel speed largely increases the gas exchange which mainly takes place around the paddlewheel since there is very low liquid/air interaction in the rest of the channel [14]. Otherwise, a very low angular velocity will not give the culture the necessary energy to mix whereas a very high speed can be harmful due to excessive friction - the microalgae tend to be very delicate, especially the filamentous ones. The areas adjacent to the paddlewheel are those favored by most culture parameters [3,26]. An appropriate turbulence intensity percentage must be achieved by the paddlewheel to create pressure and speed changes that generate controlled vertical vorticity [10]. If horizontal vorticity is generated, this can cause sediment, especially when accompanied by low turbulence intensity and uncontrolled absolute pressure - a problem affecting the low section of the photobioreactor. Other phenomena associated with gas exchange appear on the surface of the culture resulting from induced agitation. If this is not constantly controlled, evaporation phenomena might also occur that concentrate the salts contained and lead to saturation. Inadequate evaporation control can increase temperatures to levels that are not viable for microalgal growth [2].

The objective of this study is to optimize the design and operation of a 500 m^2 real-scale raceway bioreactor using CFD, differently from previous works analysing small scale systems. As a first step, a more conventional monophasic approach is employed to define the optimal design of the reactor. Subsequently, a more innovative and accurate but complex multiphase approach is used to evaluate the overall performance of the selected optimal design and to determine the influence of the operational conditions on the relevant hydrodynamic factors. This work uses CFD to optimize the design and operation of real scale raceways and promotes its use in the industrial application of this technology. Therefore, this work represents a relevant contribution in the design of large-scale raceway systems for microalgae production, essential for the expansion of this industrial activity.

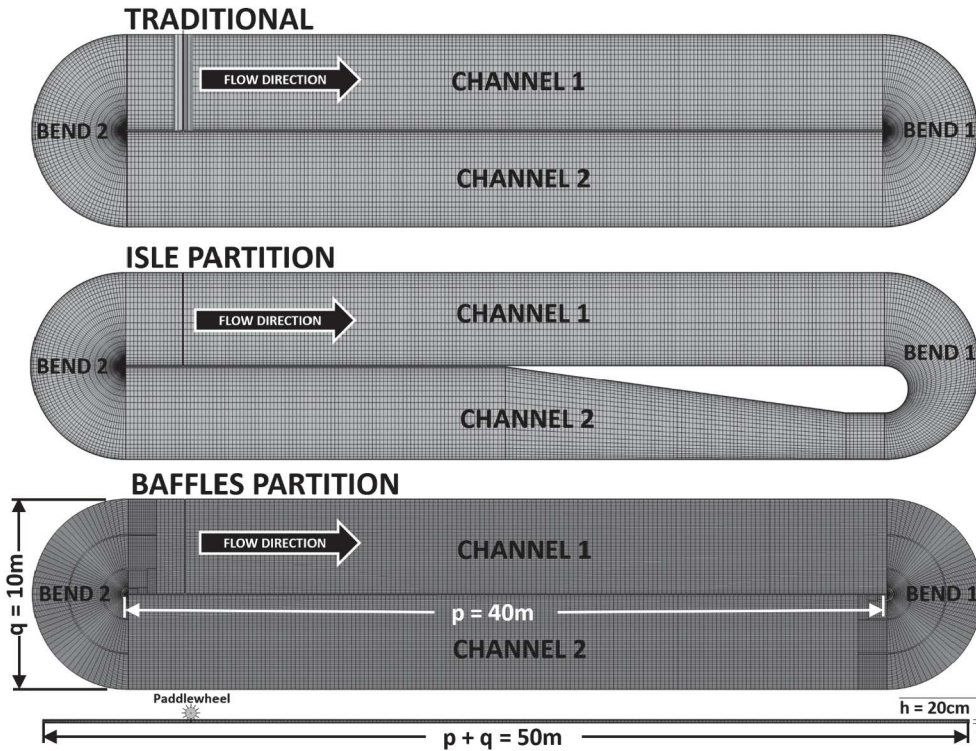


Fig. 2. Discretization domains of the three different configurations already considered obtained using COMSOL Meshing.

2. Materials and methods

2.1. Location of the real-scale raceway reactor

A 500 m² (10 × 50 m) raceway reactor was built at Las Palmerillas Experimental Station of the Fundación CAJAMAR (36°48'N–2°43'W), Almería, Spain. The reactor was operated at 0.2 m water depth although other water depths are possible, walls of the reactor having a total height of 0.4 m (Fig. 1). The reactor was built using a 1.5 mm polyethylene sheet arranged into the ground directly, walls being conformed using stainless steel stink located at 1.0 m distance. The real configuration of the reactor was used to define the geometry of the simulated reactor. The reactor is fully automatized, including the paddlewheel's rotatory velocity, the water depth inside the reactor. A stainless-steel paddlewheel of 1.0 m diameter with 10 paddles was utilized. The velocity of the paddlewheel was controlled by an inverter connected to an engine of 1.5 kW (Ebara, Barcelona, Spain). Bends of the reactor were designed according to optimal values found in this paper.

2.2. Design phases with computational fluid dynamics

Two different software tools were used: (i) COMSOL Multiphysics™, which uses the Finite Element Method (FEM), and (ii) ANSYS-Fluent CFD Research, which uses the Finite Volume Method (FVM). COMSOL was used separately in three case studies to evaluate the most widely used raceway bioreactor configurations (geometries) in monophasic flow. Single-phase flow approaches are widely used due to their low computational cost. Fluent was used to evaluate the behavior of the multiphase flow photobioreactor (the air-water interaction) more accurately as well as the rotary machine (the paddlewheel) as a generator of agitation, so as to more accurately assess the reactor's operational behavior.

2.3. First modelling design step. Discretization domains and governing equations

In CFD analysis, it is difficult and complex to treat a rotating geometry solid domain in two phases (air and water) simultaneously submerged in the water for the COMSOL code [3]. Therefore, the rotary system and the surface air layer comprised the only hydrodynamic analysis domain for the water domain. Such a method is valid in this type of analysis and has been adopted by numerous researchers in the past [3,5,18,24,34]. Three different initial reactor configurations were considered in 3D (Fig. 2). The meshes were created with the COMSOL Multiphysics mesh generator, hexahedrally structured with a 97–99% symmetrical quality and an average element size of 0.2 L. The number of elements were: TRADITIONAL = 100,000, ISLE PARTITION = 111,800 and BAFFLES PARTITION = 364,000. Newtonian fluid water with a density of $\rho = 1000 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ and a viscosity $\mu = 0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ was used as the initial condition. A regular flow velocity $u = 0.22 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ was set and on the top of the raceway, an atmospheric pressure was defined. The boundary walls had an average roughness of $Ra = 0.0015 \text{ mm}$.

Fundamental equations governing the monophasic flow problem at steady state are as follows:

$$\rho(u \cdot \nabla)u = \nabla \cdot [-pl + K] + F + \rho g \tag{Eq. (1)}$$

$$\rho \nabla \cdot (u) = 0 \tag{Eq. (2)}$$

$$K = (u + u_T)(\nabla u + (\nabla u)^T) \tag{Eq. (3)}$$

where F = volume forced vector ($\text{N}\cdot\text{m}^{-3}$), $T = T_{\text{ref}} = 293.15 \text{ K}$, $p = p_{\text{ref}} = 101,130 \text{ Pa}$, $g = 9.81 \text{ m}\cdot\text{s}^{-2}$, $l = 100 \text{ m}$. In this study the standard k - ϵ turbulence model was utilized [35]:

$$\rho(u \cdot \nabla)k = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + P_k - \rho \epsilon \tag{Eq. (4)}$$

$$\rho(u \cdot \nabla)\epsilon = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_\epsilon} \right) \nabla \epsilon \right] + C_{\epsilon 1} \frac{\epsilon}{k} P_k - C_{\epsilon 2} \rho \frac{\epsilon^2}{k} \tag{Eq. (5)}$$

$$\mu_T = \rho C_\mu \frac{k^2}{\epsilon} \tag{Eq. (6)}$$

$$P_k = \mu_T [\nabla u : (\nabla u + (\nabla u)^T)] \tag{Eq. (7)}$$

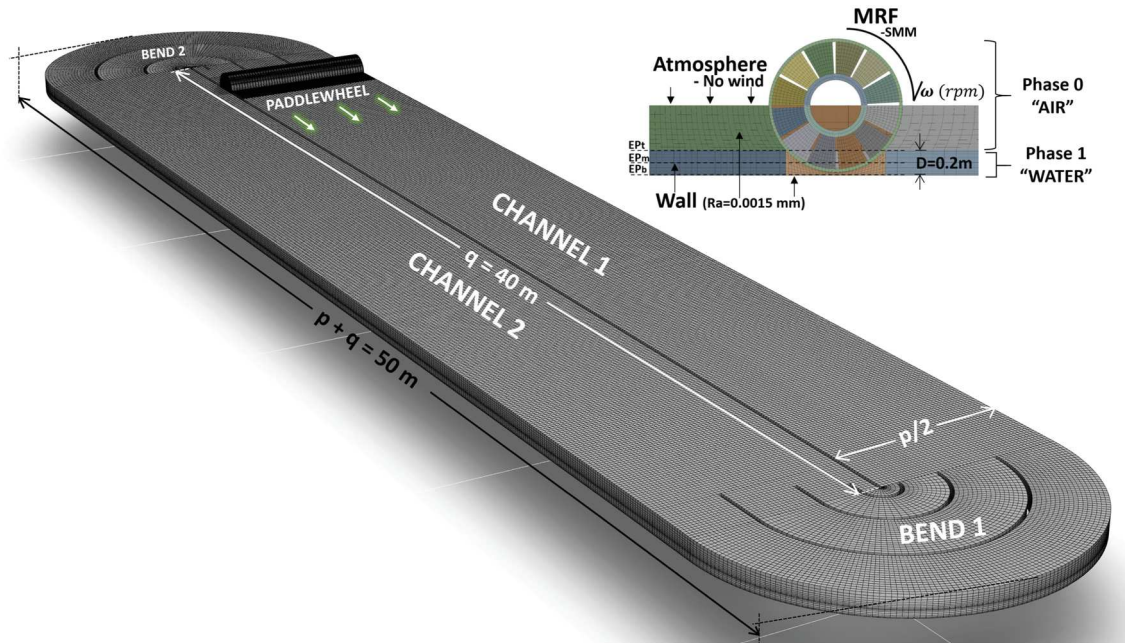


Fig. 3. Overall geometry and computational domain of the raceway reactor performed using ANSYS Meshing.

where, k = turbulent kinetic energy, ε = turbulent dissipation rate, μ_T = turbulent viscosity (pa-s), $\sigma_k = 1.0$ (Prandtl number for kinetic energy), $\sigma_\varepsilon = 1.3$ (Prandtl number for dissipation rate), $C_{\varepsilon 1} = 1.44$ and $C_{\varepsilon 2} = 1.92$ (first and second constant for the dissipation rate), and $C_\mu = 0.09$ (turbulent model constant).

The negative effect of the Dead Zone (DZ) is directly related to the fall in productivity energy loss, and others; velocities lower than $0.1 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ [14] will be considered dead volumes. These can be calculated using the following model [3]:

$$DZ = \frac{\text{Volume with velocity less than } 0.1 \text{ m/s}}{\text{Total volume of pond}} \quad \text{Eq. (8)}$$

The flow in a raceway needs to be turbulent to keep the cells in a mixing condition. Whether the flow is turbulent or not depends on its Reynolds Number, Re , which is defined as:

$$Re = \frac{\rho u \sqrt{d_c}}{\mu} \quad \text{Eq. (9)}$$

where, $\sqrt{d_c}$ is the equivalent diameter of an element, measured by meshing controls.

2.4. Second modelling design step. Discretization domains and governing equations

For this second CFD analysis, the geometrics were discretized using ANSYS Software Meshing (Fig. 3). The hexahedron meshing method was employed, achieving a total of 843,624 control volumes and 999,333 nodes with the linear order of elements. The FVM was used to predict the hydrodynamic behavior of the raceway in its transient regime. Navier-Stokes equations were used, which arise from Newton's Second Law of fluid motion. Considering that fluids such as water (which is incompressible) and air (which is compressible) were being calculated, two mass and momentum conservation equations were used, respectively.

To solve the multiphasic problem, a Eulerian approach was used in

which all the phases are calculated as a continuous medium. In this situation, the volume fractions are modelled through continuous functions in time and space throughout the domain. The Volume Of Fluid (VOF) technique was used [19], this being a technique developed for monitoring a surface between two or more fluids based on a fixed Eulerian mesh, where one region of the volume cannot be occupied by another. If α_q is considered the fraction of volume of fluid q , there are three possible cases: if $\alpha_q = 0$, the cell contains 0% of the fluid q (fluid = p); if $\alpha_q = 1$, the cell contains 100% of the fluid q whereas if $0 < \alpha_q < 1$, the cell contains the interface between the fluid and any other that is being considered. To solve the implicit scheme for temporal discretization, given that the equation requires knowing the volume fraction values in the current time step, a scalar transport equation is solved iteratively for each secondary phase volume fraction at each time step. This equation has the following form:

$$\frac{1}{\rho_q} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) \right] = S_{\alpha_q} + \sum_{p=1}^n (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp}) \quad \text{Eq. (10)}$$

where \dot{m}_{pq} and \dot{m}_{qp} in the rate of mass transfer, S_{α_q} is zero but we can specify a constant or user-defined mass source for each phase.

The Reynolds-Averaged Navier Stokes Equations (RANS) was used with the Realizable $k - \varepsilon$ turbulence model [29]; this is the most recommended turbulence model when there is a paddlewheel with the angular velocity. In the transport equation for k , the constants (σ_k , σ_ε , $C_{\varepsilon 1}$, $C_{\varepsilon 2}$) are the same as in the standard $k - \varepsilon$ turbulence model but the local acceleration term must be added ($\rho \left(\frac{\partial k}{\partial t} \right)$). The modified realizable ε models are:

$$\frac{\partial(\rho\varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho\varepsilon v_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right] + \rho C_1 S_\varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{\nu \varepsilon}} + C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} C_{3\varepsilon} G_b S_\varepsilon \quad \text{Eq. (11)}$$

where μ_T = turbulent viscosity (not constant).

The raceway paddlewheel with a diameter of 1 m and 4.8 m wide is simulated and by a Multiple Rotating Reference Frame with 12 blades that interact with stationary domains. In this case, the Rotating Reference Frame (MRF) model, incorporating the Sliding Mesh Model (SMM)

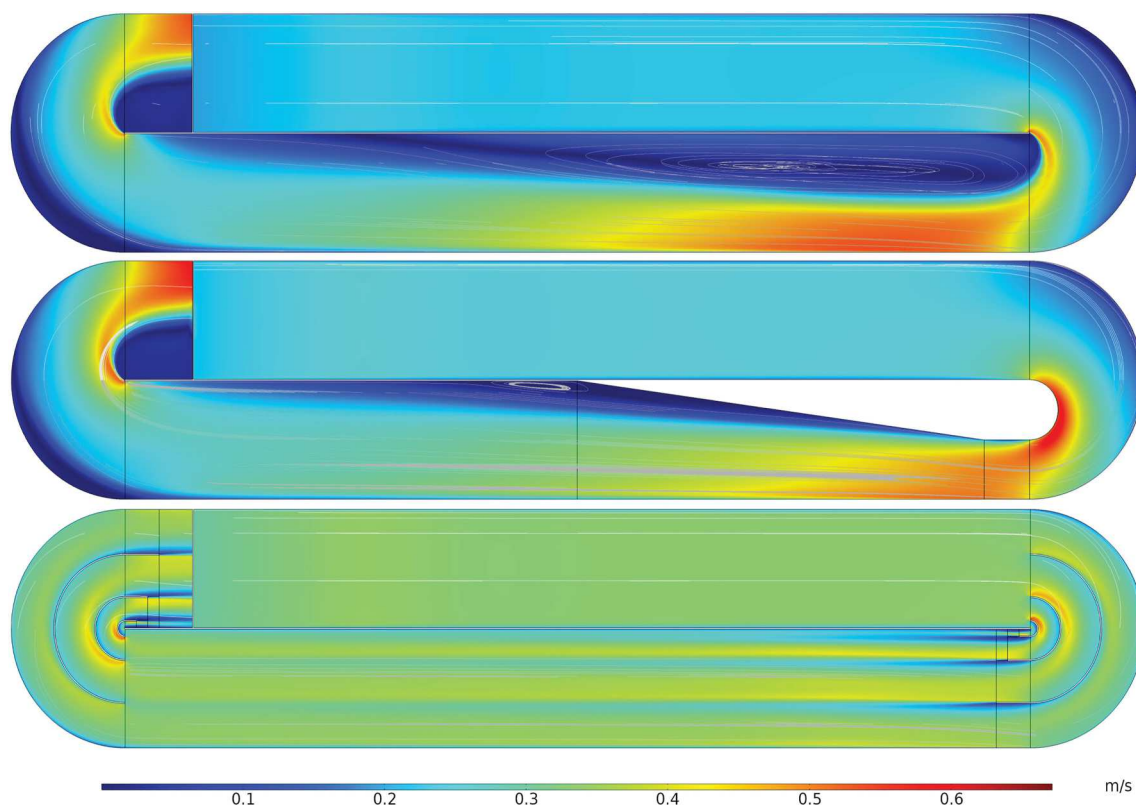


Fig. 4. Monophasic analysis of the raceway reactor: Velocity profiles. a) Traditional. b) Isle Partition. c) Baffles Partition.

[20] was used, this is composed of sliding meshes that capture the transient effects of movement in adjacent areas such as the paddlewheel, which moves at angular velocities of 14, 16, 18 and 20 rpm and interacts with Phase 0 and Phase 1. The transformed fluid velocities from the stationary frame to the rotating frame are:

$$\vec{v}_r = \vec{v} - (\vec{\omega} \cdot \vec{r}) \quad (12)$$

where \vec{v}_r is the relative velocity, \vec{v} is the absolute velocity, $\vec{\omega}$ is the angular velocity of the reference frame relative to the stationary reference frame and \vec{r} is the distance of the stationary control volume from the rotating reference frame.

The effect of the inlet velocity and mixing is given by the paddlewheel while the regions of phases are given as initial conditions; these regions undergo variations as the VOF equations are solved. The wall boundary condition was used for the bottom and side walls with a roughness of 0.0015 mm while the top wall was a pressure-outlet. The paddlewheel blades were considered as a wall with no roughness. For the results visualization, three Elevation Plans were established in the liquid domain: 1) EP_t, on the surface, 2) EP_m, at half the depth (0.1 m) and 3) EP_b, on the floor at maximum depth.

The Pressure-Based Solver was used via the PISO Algorithm because, among its advantages, it works by correcting adjacent areas, such as the paddlewheel, with the rest of the domain, and higher time steps can be evaluated by decreasing the calculation time for large systems; although this involves a higher computational cost and decreases the chances of divergence.

3. Results and discussion

3.1. Monophasic analysis

Monophasic analysis allows a first approach to the system to evaluate the behavior of the three considered configurations and select the

optimal configuration for the raceway. On this analysis also the influence of liquid velocity on the reactor's overall performance is considered. Thus, one of the most important factors in microalgae reactors is the speed at which the fluid is recirculated along the reactors, because it influences the light exposition of the cells in addition to the existence of gradients of properties (pH, dissolved oxygen temperature, etc.) including nutrients which can reduce the performance of the cells. Various fluid dynamic parameters are governed by the liquid velocity - at low speeds, large vortices are generated that become dead zones, reducing the culture's productivity and efficiency; long residence times mean a high sedimentation capacity and low vertical rotation frequency of the microalga culture. Having an adequate liquid velocity ensure enough turbulence so minimizing the existence of gradients of properties also increasing the light exposition of the cells.

The velocity profile and flow lines of the three configurations already considered is shown in Fig. 4. Data shows as the TRADITIONAL design has higher velocity gradients (particularly in the contour) than the other two designs; ultimately, this will mean a greater economic cost in mechanical energy and far more biological cellular stress. In addition, there is a dead zone after the first bend (Fig. 4). In the ISLE PARTITION scenario, the dead zone is clearly smaller than in the TRADITIONAL design. Nevertheless, the current's venturi choking effect increases the head loss and will evidently require greater mechanical energy. The BAFFLES PARTITION scenario is the most interesting because the gradient velocity, as well as the volume of dead zones, is the lowest. It can be observed that using baffles has the advantage of ordering the fluid currents in relation to the A/V so that they can rotate with the necessary mechanical energy and reduce the rebound effect caused by the bends. The adequacy of BAFFLES PARTITION configuration has been previously reported by other authors both from CFD and real measurements [24,26,35]. Moreover, the specific design of the bends must be optimized for each case. In the most conventional design the bends are half-circles of reducing radius from the outer wall, however in the design here proposed the baffles are longer at the outlet, to improve the

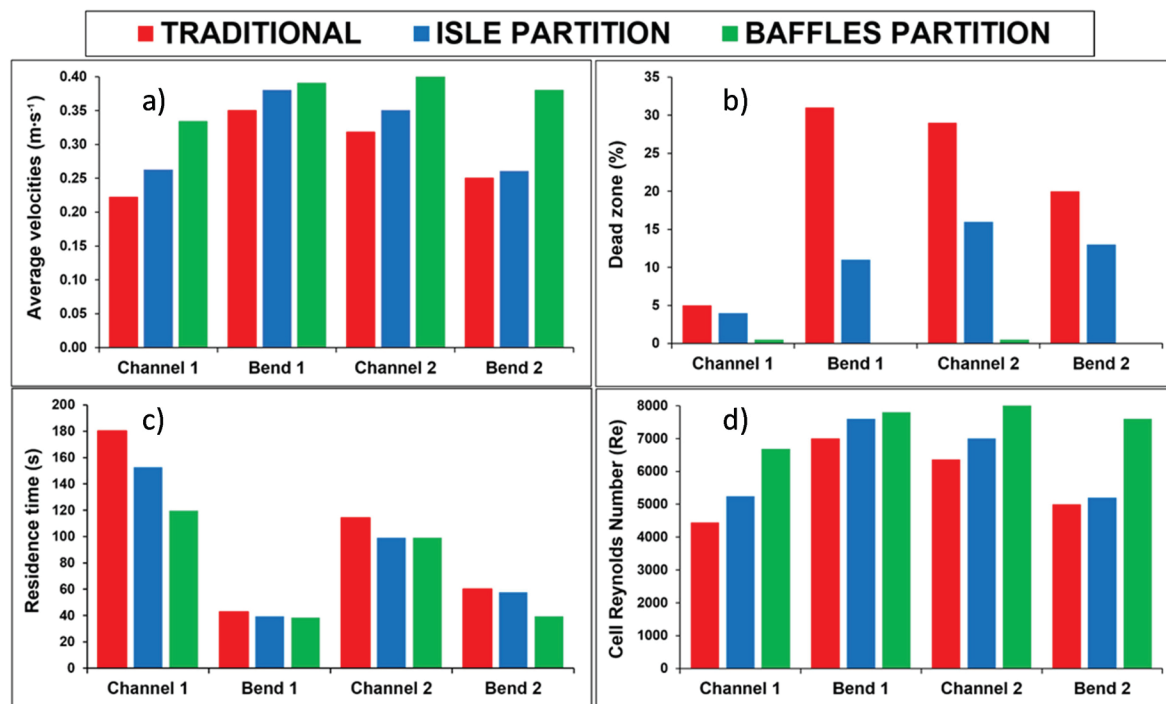


Fig. 5. Graph of monophasic study. a) Average velocities. b) Dead zones. c) Dispersion coefficient. d) Cell Reynolds Number.

ordering of the flow at the outlet of the bends, thus minimizing the creation of vortex, so the dissipation of energy at this position.

When analysing the overall performance of the three considered designs (Fig. 5a), it is observed as the BAFFLES PARTITION configuration provides the best results in comparison with the other two configurations. Regarding average velocity, the TRADITIONAL and ISLE PARTITION designs have a similar tendency in both channels, maintaining a velocity not exceeding $0.25 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ and producing a sharp velocity increase in Bend 1, mainly due to the choking effect produced by the high-pressure vortex and the isle type partition, respectively. In both cases, the vortex and the septum produce a similar hydrodynamic effect in Channel 2 and Bend 2, the velocity drops below $0.1 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ provoking high load losses and possible sedimentation [14]. The BAFFLES PARTITION design performs differently, there is an immediate velocity gain of $0.15 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ in Channel 1 and a slight velocity increase in Bend 1, which is energetically and biologically beneficial. In terms of the shear effect on the microalgae cells, the loss of velocity in Channel 2 and Bend 2 is practically negligible; the fluid transit remains constant while the turbulence effect constantly mixes the fluid, resulting in a low sedimentation capacity. The existence of large liquid velocity gradients in raceway reactors is a well-known phenomenon, the bottlenecks being to avoid the existence of zones with excessively low liquid velocities favouring sedimentation of the cells, such as already reported values of $0.05 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ [31].

Regarding the presence of dead zones, these have large disadvantages such as accumulation/precipitation of biomass and nutrients, the dissipation and loss of mechanical energy, all of them reducing the productivity of the cultures. In the TRADITIONAL design the presence of dead zones averages 22%, whereas in the ISLE PARTITION design the dead zones represent 10%, and in the BAFFLES PARTITION design the total of dead zones is less than 1% (Fig. 5b). By sections, the greatest dead zone presence in the TRADITIONAL design is found in Bend 1 and Channel 2, whereas in the BAFFLES PARTITION design there is no presence at all. Decreasing the dead zones greatly improves the reliability of raceway reactors by improving the performance of the microalgae cultures. The existence of large dead zones in the raceway reactors is a well-known problem for the stability of microalgae cultures.

On these zones the microalgae biomass can settle, then (i) it being not exposed to the light to perform photosynthesis then to produce more biomass, and (ii) it being easily corrupted favouring contamination problems. Previous works confirm that in the TRADITIONAL design dead zones can represent from 20 to 40% of the overall volume of the culture [24].

Regarding residence time, this variable provides a measurement of the movement of the fluid along the reactor, thus for a same surface and volume the lower the residence time the higher is the liquid velocity and homogeneity of movement of the fluid along the reactor. The residence times observed in Channel 1 are more than 150 s for the TRADITIONAL and ISLE PARTITION configurations due to the disturbance produced by the high pressure generated in the curves; this acts as an obstacle to fluid transit, producing greater retention of microalgae cells (Fig. 5c). As a result, liquid velocity is lower on this section which favored sedimentation, then inadequate exposition of the cells to light. The BAFFLES PARTITION configuration does not exceed 120 s in the channels and there is an orderly flow. In all the case studies, neither Channel 2 nor either of the curves would pose any problems to fluid transit.

Regarding turbulence, the cell Reynolds number in the different sections of the raceway reactor for the three designs already considered have been calculated (Fig. 5d). The challenge is to achieve a high turbulence to improve the mixing, specially the light exposition of the cells, while minimizing the energy consumption, always in a safe range for the cells avoiding damaging shear rates [13]. In the BAFFLES PARTITION design, the larger Reynolds number are achieved, it ranging from 8000 to 6800 at the channel 1 to 8000 at Channel 2. Opposite the TRADITIONAL design provides the lowest values ranging from 4000 to 7000 at channel 1 and bend 1 respectively. This is one of the most important criteria when analysing different reactors of operational conditions, it being recommended to maintain flow uniformity along the reactor at higher turbulence as possible [14]. Both the TRADITIONAL and the ISLE PARTITION configurations fail to reach the minimum safe criterion value of 8000, since the flow needs to be turbulent in order to ensure that microalgae are in suspension, to avoid thermal stratification and to favor vertical mixing, so the light exposition of the cells [14]. However, it has been reported that light/dark cycles at which the cells are exposed

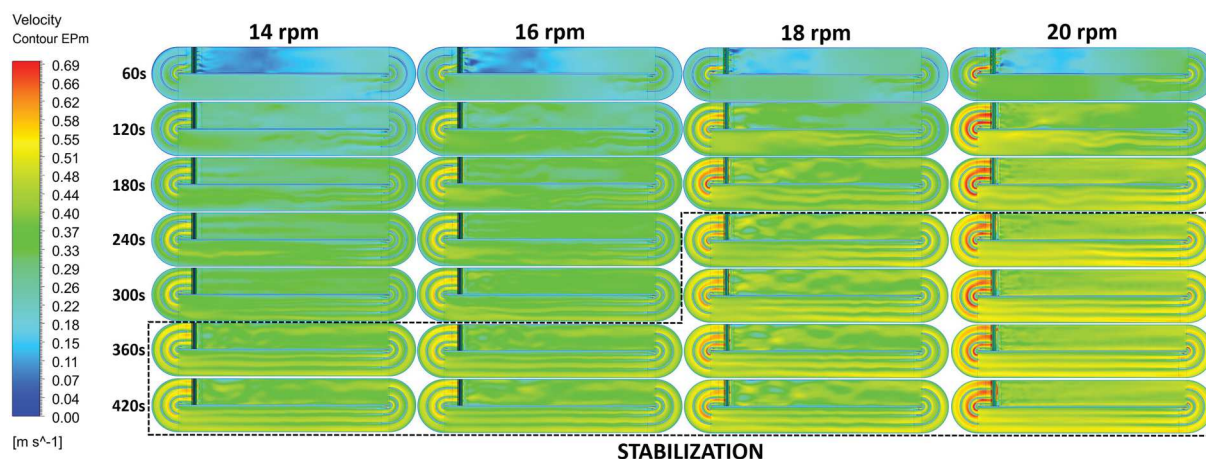


Fig. 6. Multiphasic analysis of the raceway reactor: Influence of rotation velocity of the paddlewheel on the stabilization time of the system.

to in raceway reactors is far from values allowing the light integration by the cells. Using CDF, it was reported that the light exposition times reduces from 3 to 1 s, whereas the dark exposition times reduces from 22 to 20 s, when the liquid velocity increases from 0.15 to 0.35 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ [10]. These values are far away from optimal frequencies of light exposition of 1 Hz [8]. Thus, in conventional raceway reactors it has been reported that to try to achieve full integration of light is impossible, or requires enormous amount of energy, in these reactors adaptation to local irradiance taking place [6]. The only way to approach to light integration in open reactors is to largely reduce the water depth, because the liquid velocity cannot be increased too much without damaging the cells or consuming large amounts of energy, then approaching to the thin-layer design. Although the design of thin-layer reactors was proposed time ago [16], the optimal design and fluid-dynamic on these reactors still must be optimized [33].

The results of the monophasic analysis clearly indicate that the BAFFLES PARTITION design meets all the important hydrodynamic conditions. Providing a reasonable potential for achieving successful microalgae production. In the next section, a more accurate analysis of this design is obtained by performing a multiphasic analysis.

3.2. Multiphasic analysis

A more accurate analysis of the baffles partition design was performed by multiphasic analysis, it being performed considering four different angular velocities for the paddlewheel. The Elevation Plane middle (EPm) considered is located at a 10 cm depth (Fig. 3). Multiphasic analysis allows to evaluate the variation of the system with the time, so its dynamic behavior. On this sense, the variation of liquid velocity profiles into the system with the time allows to determine the stabilization time, so the time required to achieve a constant behavior into the system. Data shows as the fluid velocity is stabilized after 360 s when using paddlewheel angular velocities of 14 and 16 rpm, and at 240 s for angular velocities of 18 and 20 rpm (Fig. 6). Once the system is stabilized, low velocities below 0.15 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ are observed when operating the system at 14 and rpm, then these rotational speeds being not recommendable [20]. Regarding liquid velocities at rotational speeds of 18 and 20 rpm, it is observed as flow is more chaotic and disordered in Channel 1 than in Channel 2 where the flow lines are controlled and smoothed with increased velocity. Difference in liquid velocity between inlet and outlet of the paddlewheel is due to the different water depth at these positions. Moreover, for a rotational speed of 20 rpm, suction resistance forces are generated which directly affect the paddlewheel due to the high-pressure difference. The minimum flow velocity identified in the boundary limits at the bottom ranged from 10^{-4} $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ to 10^{-3} $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ when the rotational speed of the paddlewheel modifies from

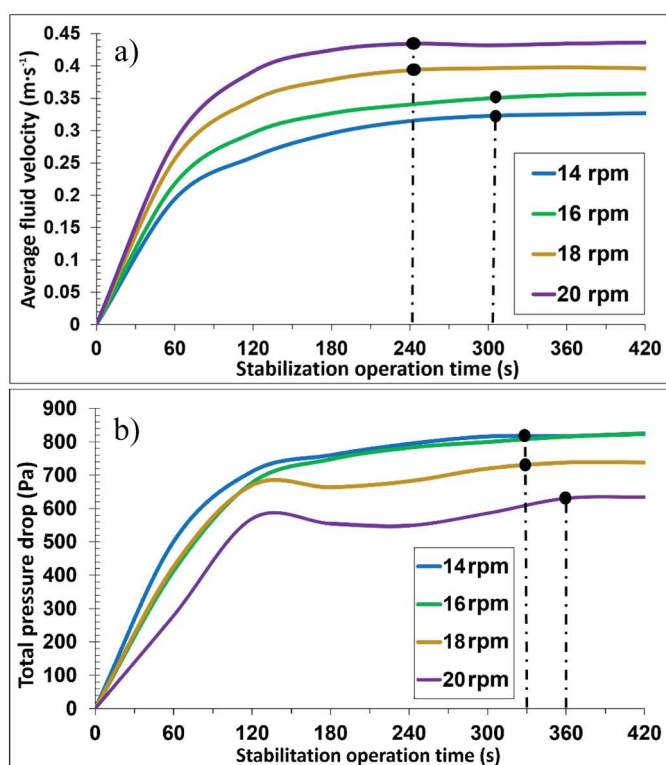


Fig. 7. Multiphasic study. Influence of rotation speed and time on the fluid-dynamic of raceway reactor. a) Average fluid velocity. b) Total pressure drop.

14 to 20 rpm. The highest liquid velocities are measured at water depths from 12 to 14 cm, with values that average around 0.4 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$. Gradients of liquid velocity improve mixing between fluid layers allowing greater vertical particle-transit frequency. Otherwise, the existence of zones with extremely low liquid velocities provoke risk of sedimentation of microalgae cells on these zones, especially close to the bottom of the reactor (EPb). Moreover, there are other factors in addition to the fluid velocity that can favor sedimentation such as turbulence intensity, vorticity and, very importantly, relative pressure.

Average values of liquid velocity and pressure drop into the system at the different rotational speeds are summarized in (Fig. 7). Data shows as the higher the rotational speed the higher the liquid velocity, values ranging from 0.3 to 0.4 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ when the rotational velocity increases from 14 to 20 rpm (Fig. 7a). The rotational speed can be reduced to

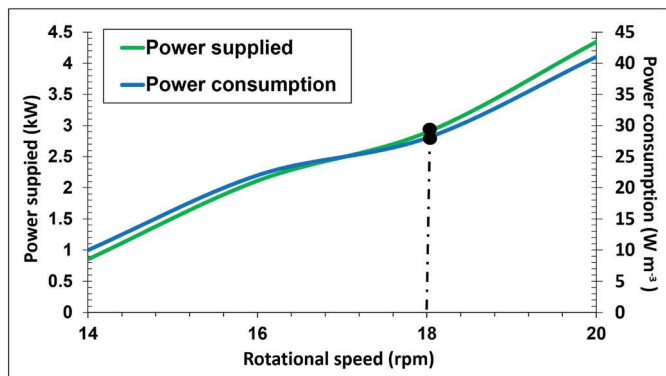


Fig. 8. Experimental data. Energy used for different operating conditions.

minimize the energy consumption but, in this case, low velocity zones favouring the sedimentation of the biomass, then the appearance of biological problems can occur. Opposite, to increase the liquid velocity in a reasonable range allows to increase the biomass productivity up to 30% [11]. The rotational speed is largely dependent of specific design of paddlewheel and overall reactor but it ranges from 5 to 10 rpm [10,19] to 30–40 rpm, although the most extended values ranges from 15 to 20 rpm [4,5,19,30,34]. Regarding the overall pressure drop into the system, data indicates that pressure drop reduces when increasing the rotational speed of the paddlewheel values reducing from 800 Pa at 14 rpm to 600 Pa at 20 rpm. This is because in spite of higher liquid velocity the flow is more ordered when operating at rotational speed of the paddlewheel of 20 rpm than at 14 rpm, then the dissipation of energy on the reactor reducing, this becoming more efficient. Fig. 8 shows the comparison between empirical and estimated energy consumption as a function rotational velocity of the paddlewheel. Both, empirical and simulated values provide similar results this confirming the adequacy of simulations already performed. Data shows as increasing the rotational velocity of the paddlewheel from 14 to 20 rpm the power required increases from 1 to 4 kW, specific power consumption also increasing from 10 to 40 W·m⁻³. At 18 rpm the power required is 3 kW specific power consumption being 30 W·m⁻³, at these conditions the liquid velocity being 0.36 m·s⁻¹. This values are much higher than previously reported values of 1.2 W·m⁻³ [24], 2.2 to 5.0 W·m⁻³ [19], but similar to values up to 20 W·m⁻³ experimentally measured. [26]. Anyway, this study determined that the most balanced rotational velocity of the paddlewheel is 18 rpm although 20 rpm generates a little less pressure drop; nevertheless, with the latter, there is too much speed difference increasing the structural stress in Bend 2, the high velocity generated is

due to the high pulling power of the paddlewheel. The following studies are continued at 18 rpm and at the stabilization time of 240 s.

CFD simulations also allows to analyse the mass transfer phenomena, thus it being a powerful tool to have an early knowledge of the performance of different reactor designs or operational conditions. Fig. 9 shows the Volume Fraction between the water and air in the different sections of the reactor. The most interesting area is the interface corresponding to the fraction that is constantly mixing, the volume where the gas exchange balance with the environment is performed and where water is lost by evaporation. The area of greatest gas exchange is at the paddlewheel due to its agitation, and there are only a few centimetres in the channels and bends where the air is mixed (Table 1). Correct design in terms of mass transfer have a direct impact on productivity capacity, especially when considering oxygen removal which largely reduces the performance of large scale raceway reactors [27]. also, mass transfer into the channel is directly related with the carbon losses to the atmosphere through decarbonisation, although it has been already demonstrated that these are a minor contribution to the carbon balance on these systems if they are adequately operated [15,17]. Data also allows to

Table 1
Volume fraction summary.

Domain	Interface (%)	V _{domain} (m ³)	V _{interface} (m ³)
Paddlewheel	86	0.57	0.43
Water	14	99.43	13.92
Total		100	14.41

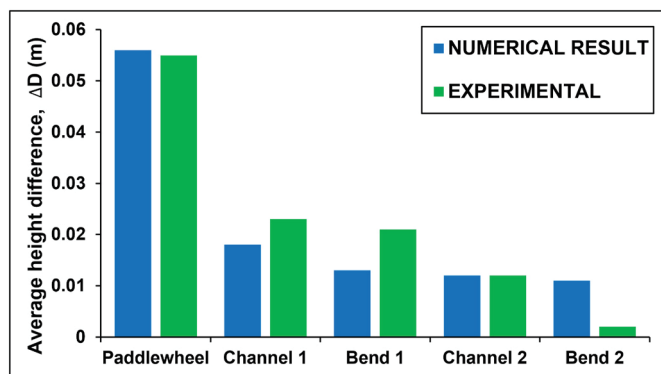


Fig. 10. Numerical and experimental comparison of culture height difference per section.

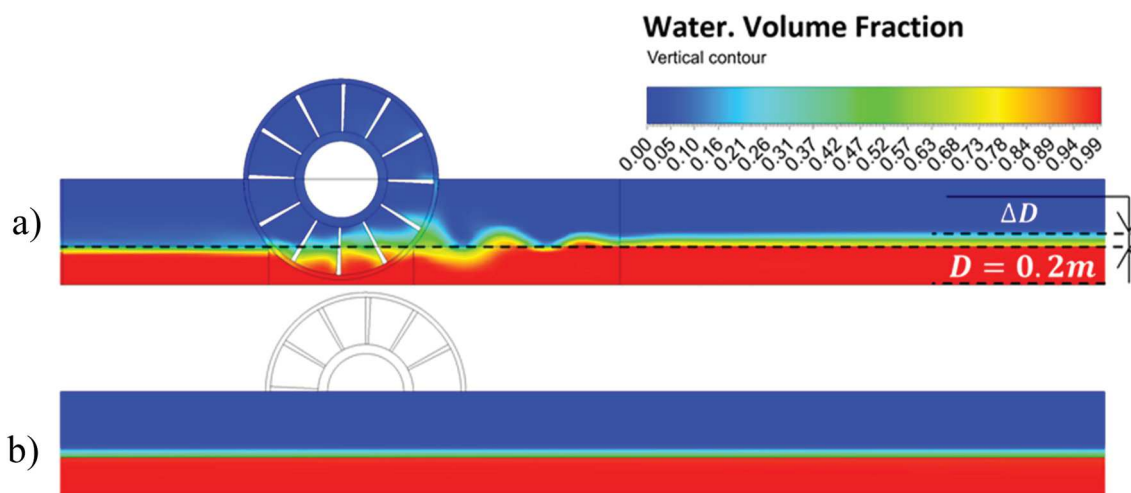


Fig. 9. Visual difference in the height of the culture column: a) Volume Fraction at Channel 1. b) Volume Fraction at Channel 2.

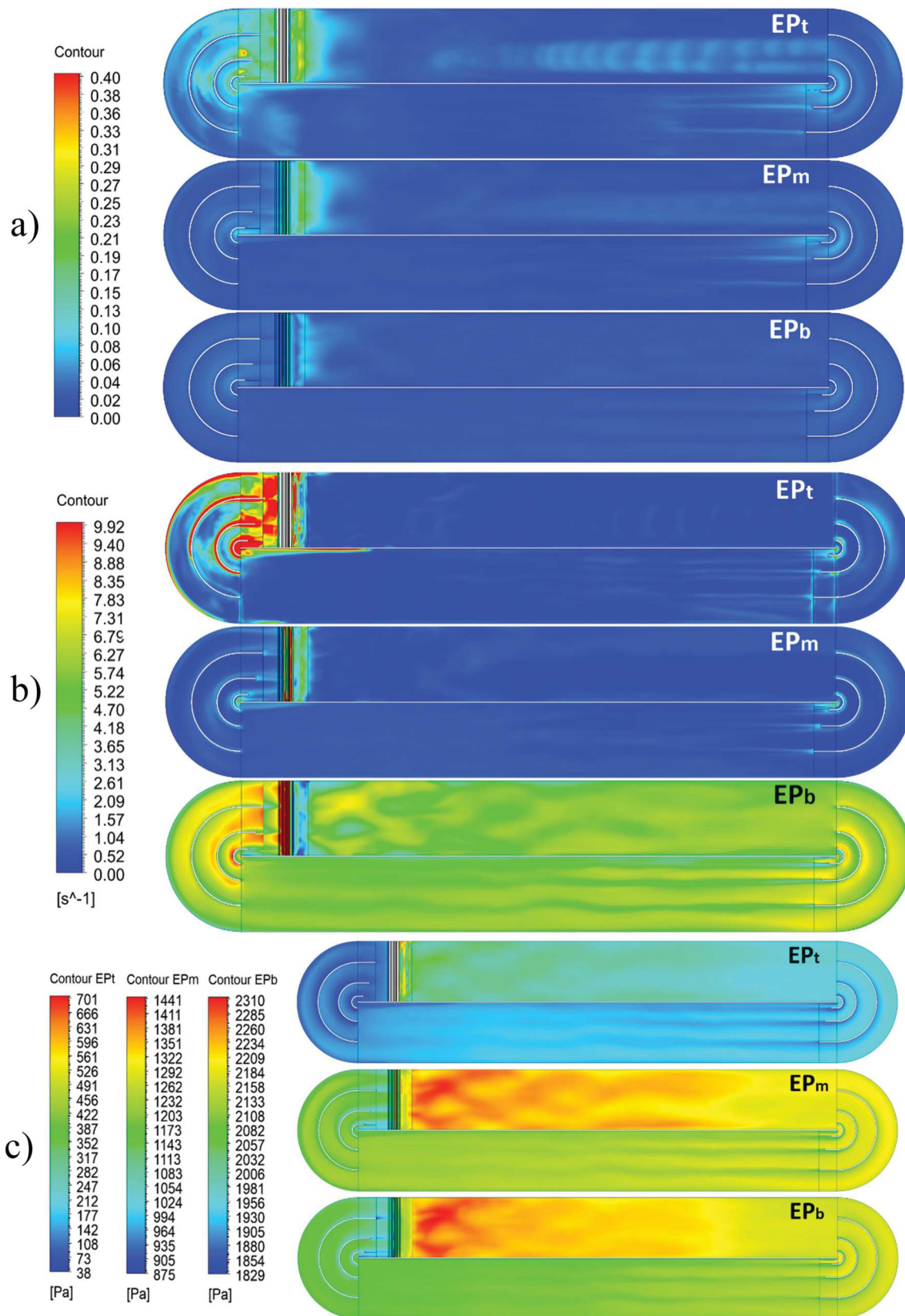


Fig. 11. Analysis contours: a) Turbulence intensity, b) Vorticity, c) Relative pressure.

observe the difference in height $\Delta \approx 0.05$ m due to the volume of fluid flowing after the mechanical drive, caused mainly by the increase in pressure in Channel 1 when encountering an obstacle (Bend 1). With regard to vorticity on the floor, this is a problem because it increases the absolute pressure favouring sedimentation in that lower part and a high total pressure being retained in Channel 1. Fig. 10 shows the experimental and simulated value of height difference in the different parts of the reactor. Both experimental and simulated values agree again confirming the adequacy of simulations already completed. Moreover, the pressure drop also agrees with the previous pressure drop determined into the system. Data shows as the culture depth decreases in the different sections, this different in water height inducing the circulation of the culture similar to what take place in a river achieving. Major difference in the water height was found at the paddlewheel, it being up to 0.055 m. The difference of water height is larger when the size of the reactor increases, it making difficult to scale-up raceway reactors at sizes larger than 5.000 m², especially if operating these reactors at average water depths below 0.3 m.

To conclude the analysis of the industrial scale raceway reactor the turbulence intensity, vorticity and relative total pressure into the system was calculated (Fig. 11). High turbulence intensity allows a reduction in the global drag forces which lead to the microalgae moving more freely. However, if it is low, the drag forces will stop them because they have generated increased friction in the boundary layer, permitting the appearance of tangential tensions if high vorticity is present in areas with less turbulence. Data shows as the turbulence slightly exceeds 0.2 at the places with the greatest vorticity due to the large pressure changes. Values above 0.1 indicates that they are highly disturbed causing a greater dissipation of cinematic energy. Regarding vorticity, it exceed 5 s⁻¹ due to the disorderly flow and turbulence generated by the paddlewheel; this is maintained in much of the Channel 1 section but dissipates when approaching Bend 2 and exceeds 8 s⁻¹ because of the drag forces of the rotary system that attracts the fluid increasing the tangential tensions; this is accompanied by high relative pressure. Consequently, the weight on the floor generates a retention of fluids that rotate and are finally retained in those areas. For this reason, studies should be carried out aimed at reducing the tangential tensions and the height differential caused by the paddlewheel. In EP_m and EP_t, it can be observed that the turbulence increases and the vorticities decrease less in Bend 2 while the relative pressure decreases, respectively. These are not considered to be major problems for the culture, but they should be improved in order to dissipate tangential tensions in Channel 1.

4. Conclusions

Monophasic analysis of different raceway reactor configurations allows to identify the deflector partition design as the most adequate for the production of microalgae, from the fluid-dynamic point of view. This design allows to minimize the possibility of biomass sedimentation by reducing the existence of dead zones and reducing the residence time in the different sections of the reactor, due to an optimal fluid movement on it. The turbulence at this configuration is also the optimal one, values of Reynold number upper than 6000 being determined all through the reactor. A further multiphasic analysis allows to perform a more accurate characterization of the baffle partition design, including at different rotational velocities of the paddlewheel. Data shows as multiphasic analysis provide accurate data from the reactor, experimental measurements of both energy consumption and differences in water height along the reactor validating simulated data. Simulations shows as proper fluid stabilization and liquid velocities were predicted at 18 rpm, at reasonable energy consumption. Data also confirm that in raceway reactors the volume available for mass transfer is low, existence of large differences in water height on the paddlewheel doing difficult the scale-up of this type of reactors at sizes larger than 5.000 m². CFD simulations allows to have a precise description of raceway reactors thus it being a powerful tool on the design and optimization of this type of reactors.

5. Acknowledgments

This work was forms part of the SABANA Project of the European Unions' Horizon 2020 - Research and Innovation Framework Programme (Grant Agreement 727,874) and the AL4BIO Project, funded by the Spanish Ministry of Science, Innovation and Universities (RTI2018-099495-A-C22). Thanks to the personnel from IFAPA research centre in Almeria for their support during this research.

Authors contributions statement

Cristina Inostroza perform most of the work, he being in charge of simulations and analysis of data. Alessandro Solimeno collaborate in the work already performed using COMSOL. Jose Maria Fernandez Sevilla and Joan Garcia collaborate in the analysis of data and writing the paper. F. Gabriel Acien also participate on the revision of data, discussion and preparation of the final documents.

Declaration of competing interest

The authors declare that there are any potential financial or other interests that could be perceived to influence the outcomes of the research.

References

- [1] C. González-Fernández, R. Muñoz, *Microalgae-Based Biofuels and Bioproducts: From Feedstock Cultivation to End-Products*, 2017.
- [2] H. Ali, T.A. Cheema, C.W. Park, Numerical prediction of heat transfer characteristics based on monthly temperature gradient in algal open raceway ponds, *Int. J. Heat Mass Transf.* 106 (2017) 7–17, <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2016.10.061>.
- [3] H. Ali, T.A. Cheema, C.W. Park, Effect of paddle-wheel pulsating velocity on the hydrodynamic performance of high-rate algal ponds, *J. Energy Eng.* 141 (2014), [https://doi.org/10.1061/\(asce\)jey.1943-7897.0000219](https://doi.org/10.1061/(asce)jey.1943-7897.0000219), 04014039.
- [4] H. Ali, T.A. Cheema, H.S. Yoon, Y. Do, C.W. Park, Numerical prediction of algae cell mixing feature in raceway ponds using particle tracing methods, *Biotechnol. Bioeng.* 112 (2015) 297–307, <https://doi.org/10.1002/bit.25443>.
- [5] H. Amini, A. Hashemisoohi, L. Wang, A. Shahbazi, M. Bikdash, D. KC, W. Yuan, Numerical and experimental investigation of hydrodynamics and light transfer in open raceway ponds at various algal cell concentrations and medium depths, *Chem. Eng. Sci.* 156 (2016) 11–23, <https://doi.org/10.1016/j.ces.2016.09.003>.
- [6] M. Barceló-Villalobos, P. Fernández-del Olmo, J.L.L. Guzmán, J.M.M. Fernández-Sevilla, F.G. Acien Fernández, P.F. Olmo, J.L.L. Guzmán, J.M.M. Fernández-Sevilla, F.G.A. Fernández, Evaluation of photosynthetic light integration by microalgae in a pilot-scale raceway reactor, *Bioresour. Technol.* 280 (2019) 404–411, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.02.032>.
- [7] M. Barceló-Villalobos, C.G. Serrano, A.S. Zurano, L.A. García, S.E. Maldonado, J. Peña, F.G.A. Fernández, Variations of culture parameters in a pilot-scale thin-layer reactor and their influence on the performance of *Scenedesmus almeriensis* culture, *Bioresour. Technol. Reports* 6 (2019) 190–197, <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2019.03.007>.
- [8] C. Brindley, N. Jiménez-Ruiz, F.G. Acien, J.M. Fernández-Sevilla, Light regime optimization in photobioreactors using a dynamic photosynthesis model, *Algal Res.* 16 (2016) 399–408, <https://doi.org/10.1016/j.algal.2016.03.033>.
- [9] I.T.D. Cabanelas, Z. Arbib, F.A. Chinalia, C.O. Souza, J.A. Perales, P.F. Almeida, J. I. Druzian, I.A. Nascimento, From waste to energy: microalgae production in wastewater and glycerol, *Appl. Energy* 109 (2013) 283–290.
- [10] Z. Chen, Xinru Zhang, Z. Jiang, X. Chen, H. He, Xinxin Zhang, Light/dark cycle of microalgae cells in raceway ponds: effects of paddlewheel rotational speeds and baffles installation, *Bioresour. Technol.* 219 (2016) 387–391, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.07.108>.
- [11] J. Cheng, Z. Yang, Q. Ye, J. Zhou, K. Cen, Enhanced flashing light effect with up-down chute baffles to improve microalgal growth in a raceway pond, *Bioresour. Technol.* 190 (2015) 29–35, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.04.050>.
- [12] D. Chiaramonti, M. Prussi, D. Casini, M.R. Tredici, L. Rodolfi, N. Bassi, G.C. Zittelli, P. Bondioli, Review of energy balance in raceway ponds for microalgae cultivation: re-thinking a traditional system is possible, *Appl. Energy* 102 (2013) 101–111.
- [13] Y. Chisti, Large-Scale Production of Algal Biomass: Raceway Ponds, 2016, pp. 21–40, https://doi.org/10.1007/978-3-319-12334-9_2.
- [14] Y. Chisti, Algae biotechnology, *Green Energy and Technology*. (2016) 21–40. https://doi.org/10.1007/978-3-319-12334-9_2.
- [15] I. de Godos, J.L. Mendoza, F.G. Acien, E. Molina, C.J. Banks, S. Heaven, F. Rogalla, Evaluation of carbon dioxide mass transfer in raceway reactors for microalgae culture using flue gases, *Bioresour. Technol.* 153 (2014) 307–314, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.11.087>.

- [16] J.L.K. Doucha, J. Doucha, K. Lívanský, Novel outdoor thin-layer high density microalgal culture system: productivity and operation parameters. *Arch. Hydrobiol./Algal Stud* 76 (1995) 129–147.
- [17] T. Duarte-Santos, J.L. Mendoza-Martín, F.G. Ación Fernández, E. Molina, J. A. Vieira-Costa, S. Heaven, Optimization of carbon dioxide supply in raceway reactors: influence of carbon dioxide molar fraction and gas flow rate, *Bioresour. Technol.* 212 (2016) 72–81, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.04.023>.
- [18] H. Hadiyanto, S. Elmore, T. Van Gerven, A. Stankiewicz, Hydrodynamic evaluations in high rate algae pond (HRAP) design, *Chem. Eng. J.* 217 (2013) 231–239, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2012.12.015>.
- [19] R. Hreiz, B. Sialve, J.Ó. Morchain, R. Escudíe, J.P. Steyer, P. Guiraud, Experimental and numerical investigation of hydrodynamics in raceway reactors used for algaculture, *Chem. Eng. J.* 250 (2014) 230–239, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2014.03.027>.
- [20] J. Huang, X. Qu, M. Wan, J. Ying, Y. Li, F. Zhu, J. Wang, G. Shen, J. Chen, W. Li, Investigation on the performance of raceway ponds with internal structures by the means of CFD simulations and experiments, *Algal Res.* 10 (2015) 64–71, <https://doi.org/10.1016/j.algal.2015.04.012>.
- [21] J. Huang, Q. Yang, J. Chen, M. Wan, J. Ying, F. Fan, J. Wang, W. Li, Y. Li, Design and optimization of a novel airlift-driven sloping raceway pond with numerical and practical experiments, *Algal Res.* 20 (2016) 164–171, <https://doi.org/10.1016/j.algal.2016.09.023>.
- [22] M.I. Khan, J.H. Shin, J.D. Kim, The promising future of microalgae: current status, challenges, and optimization of a sustainable and renewable industry for biofuels, feed, and other products, *Microb. Cell Factories* 17 (2018) 36, <https://doi.org/10.1186/s12934-018-0879-x>.
- [23] A. Kusmayadi, G.P. Philippidis, H.W. Yen, Application of computational fluid dynamics to raceways combining paddlewheel and CO₂ spargers to enhance microalgae growth, *J. Biosci. Bioeng.* 129 (2020) 93–98, <https://doi.org/10.1016/j.jbiosc.2019.06.013>.
- [24] K. Liffman, D.A. Paterson, P. Liovic, P. Bandopadhyay, Comparing the energy efficiency of different high rate algal raceway pond designs using computational fluid dynamics, *Chem. Eng. Res. Des.* 91 (2013) 221–226, <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2012.08.007>.
- [25] T.J. Lundquist, I. Woertz, J.R. Benemann, Microalgae for wastewater treatment and biofuels production, in: *ACS National Meeting Book of Abstracts*, 2010.
- [26] J.L. Mendoza, M.R. Granados, I. de Godos, F.G. Ación, E. Molina, C. Banks, S. Heaven, Fluid-dynamic characterization of real-scale raceway reactors for microalgae production, *Biomass Bioenergy* 54 (2013) 267–275, <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2013.03.017>.
- [27] J.L. Mendoza, M.R. Granados, I. de Godos, F.G. Ación, E. Molina, S. Heaven, C. J. Banks, Oxygen transfer and evolution in microalgal culture in open raceways, *Bioresour. Technol.* 137 (2013) 188–195.
- [28] J. Oswald, G. Golueke, W.J. Oswald, C.G. Golueke, Biological transformation of solar energy, *Adv. Appl. Microbiol.* 2 (1960) 223–262.
- [29] R. Pandey, M. Premalatha, Design and analysis of flow velocity distribution inside a raceway pond using computational fluid dynamics, *Bioprocess Biosyst. Eng.* 40 (2017) 439–450, <https://doi.org/10.1007/s00449-016-1712-8>.
- [30] T. Pirasaci, A.Y. Manisali, I. Dogaris, G. Philippidis, A.K. Sunol, Hydrodynamic design of an enclosed horizontal BioReactor (HBR) for algae cultivation, *Algal Res.* 28 (2017) 57–65, <https://doi.org/10.1016/j.algal.2017.10.009>.
- [31] M. Prussi, M. Buffi, D. Casini, D. Chiaromonte, F. Martelli, M. Carnevale, M. R. Tredolfi, L. Rodolfi, Experimental and numerical investigations of mixing in raceway ponds for algae cultivation, *Biomass Bioenergy* 67 (2014) 390–400, <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2014.05.024>.
- [32] S.S. Sawant, S.N. Gosavi, H.P. Khadamkar, C.S. Mathpati, R. Pandit, A.M. Lali, Energy efficient design of high depth raceway pond using computational fluid dynamics, *Renew. Energy* 133 (2019) 528–537, <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.10.016>.
- [33] T.S. Severin, A.C. Apel, T. Brück, D. Weuster-Botz, Investigation of vertical mixing in thin-layer cascade reactors using computational fluid dynamics, *Chem. Eng. Res. Des.* 132 (2018) 436–444, <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.01.036>.
- [34] N.B. Singha, U.K. Deb, M. Shahriar, Investigation of flow dynamics for a microalgae suspension in an open pond system, *Am. J. Comput. Math.* 07 (2017) 195–207, <https://doi.org/10.4236/ajcm.2017.73018>.
- [35] K. Sompech, Y. Chisti, T. Srinophakun, Design of raceway ponds for producing microalgae, *Biofuels* 3 (2012) 387–397.
- [36] J.C. Weissman, R.P.G.M. Products, Microalgal open pond systems for the purpose of producing fuels, *Sol. Energy Res. Inst.* 61 (1987) 1–231.
- [37] B. Xu, P. Li, P. Waller, Study of the flow mixing in a novel ARID raceway for algae production, *Renew. Energy* 62 (2014) 249–257, <https://doi.org/10.1016/j.renene.2013.06.049>.

Article

Advanced Computational Fluid Dynamics Study of the Dissolved Oxygen Concentration within a Thin-Layer Cascade Reactor for Microalgae Cultivation

Karel Petera ^{1,*}, Štěpán Papáček ², Cristian Inostroza González ³, José María Fernández-Sevilla ³
and Francisco Gabriel Acien Fernández ³

¹ Department of Process Engineering, Faculty of Mechanical Engineering, Czech Technical University in Prague, Technická 4, 16000 Prague, Czech Republic

² The Czech Academy of Sciences, Institute of Information Theory and Automation, Pod vodárenskou věží 4, 18000 Prague, Czech Republic; papacek@utia.cas.cz

³ Chemical Engineering Department, University of Almería, Ctra. Sacramento s/n La Cañada de San Urbano, 04120 Almería, Spain; cig744@ual.es (C.I.G.); jfernand@ual.es (J.M.F.-S.); facien@ual.es (F.G.A.F.)

* Correspondence: karel.petera@fs.cvut.cz; Tel.: +420-224-359-949

Abstract: High concentration of dissolved oxygen within microalgae cultures reduces the performance of corresponding microalgae cultivation system (MCS). The main aim of this study is to provide a reliable computational fluid dynamics (CFD)-based methodology enabling to simulate two relevant phenomena governing the distribution of dissolved oxygen within MCS: (i) mass transfer through the liquid–air interface and (ii) oxygen evolution due to microalgae photosynthesis including the inhibition by the same dissolved oxygen. On an open thin-layer cascade (TLC) reactor, a benchmark numerical study to assess the oxygen distribution was conducted. While the mass transfer phenomenon is embedded within CFD code ANSYS Fluent, the oxygen evolution rate has to be implemented via user-defined function (UDF). To validate our methodology, experimental data for dissolved oxygen distribution within the 80 meter long open thin-layer cascade reactor are compared against numerical results. Moreover, the consistency of numerical results with theoretical expectations has been shown on the newly derived differential equation describing the balance of dissolved oxygen along the longitudinal direction of TLC. We argue that employing our methodology, the dissolved oxygen distribution within any MCS can be reliably determined *in silico*, and eventually optimized or/and controlled.

Keywords: microalgae; photosynthesis; thin-layer cascade bioreactor; dissolved oxygen; CFD; mass transfer



Citation: Petera, K.; Papáček, Š.; González, C.I.; Fernández-Sevilla, J.M.; Fernández, F.G.A. Advanced Computational Fluid Dynamics Study of the Dissolved Oxygen Concentration within a Thin-Layer Cascade Reactor for Microalgae Cultivation. *Energies* **2021**, *14*, 7284. <https://doi.org/10.3390/en14217284>

Academic Editor: Attilio Converti

Received: 3 October 2021

Accepted: 30 October 2021

Published: 3 November 2021

Publisher's Note: MDPI stays neutral with regard to jurisdictional claims in published maps and institutional affiliations.



Copyright: © 2021 by the authors. Licensee MDPI, Basel, Switzerland. This article is an open access article distributed under the terms and conditions of the Creative Commons Attribution (CC BY) license (<https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>).

1. Introduction

First-generation biofuels were an interesting alternative to provide energy for the automotive and air travel sectors but its reliance on edible feedstocks undermined their viability. Although it is technically possible to obtain biofuels from microalgae, commercial production is still not possible due to economic and other limiting factors, but the scientific community did not lose interest in working with these simple photosynthetic microorganisms such as cyanobacteria and microalgae [1]. These incredibly versatile microorganisms have been attracting much research interest for more than half a century, mainly for high photosynthetic efficiency, biomass growth, and lipid content [2]. Microalgae are oxygenic unicellular phototrophs, which utilize light energy to fix inorganic carbon (CO₂) to synthesize more complex organic molecules in photosynthetic reactions. Moreover, they produce oxygen but also consume inorganic nitrogen and phosphorus, thus may participate in wastewater treatment processes [2,3].

However, there are two limiting factors or drawbacks for microalgae products commercialization: (i) the high costs of microalgae biomass production in microalgae culture systems (MCS), e.g., photobioreactors (PBRs), and (ii) lack of reliable mathematical models for further *in silico* optimization of the whole production process. Leaving apart the first point, we would rather dedicate our efforts to overcome the second one. The complexity of mathematical modeling of MCS resides in the fact that we deal with multiple physical and biological (inherently nonlinear) phenomena, e.g., three-dimensional multiphase (gas–liquid–solid) flow dynamics (with mass transfer through the air–liquid interface), irradiance distribution within the illuminated parts of MCS, and multi-level functionality of cellular processes. Moreover, all these parts, which have to be integrated with the corresponding PBR operation mode, interact across different timescales. Although there exist new measurement technologies and theoretical approaches, most studies of general MCS are focused on partial problems without clear interconnection, cf. [4,5]. Resuming, reliable methods with predictive power for *in silico* simulation of microbial growth in MCS are rather slowly emerging than being well established [6].

In this study, we present a solution of one specific yet cumbersome problem consisting in *modeling and simulation of the dissolved oxygen distribution within a MCS*, as far as we know, not yet resolved. It is well known that factors causing environmental stress act simultaneously [7]; here, we point out the high oxygen concentrations. It was reported that the dissolved oxygen concentration above values of 250% Sat. reduce the performance of microalgae cultures in closed photobioreactors [8,9] as well as open systems, i.e., thin-layer cascades [10,11] and raceways [12,13]. Recently, Kazbar et al. [14] used an improved kinetic growth model to explain the discrepancy in performance between two photobioreactor geometries. Furthermore, the authors of [14] proposed to control the gas–liquid mass transfer via aeration in order to enhance the photobioreactor performance. Moreover, Sousa et al. [15] reported that elevated oxygen concentrations do not contribute to photooxidative damage at the light conditions that are predominantly experienced by algae in closed photobioreactors, but only inhibit the growth via photorespiration effects. As Sforza et al. [9] stated: “*Only a few quantitative approaches have attempted to describe and model oxygen inhibition, which is the result of different biological mechanisms.*” In their study, they applied a photorespirometric protocol to assess and quantify the effect of high oxygen concentration on photosynthetic production rate, resulting in a new formula to describe the photosynthetic rate as a function of oxygen concentration. Let us underline, that our CFD-based methodology is independent on a particular oxygen inhibition model, i.e., any particular model can be implemented via user-defined function (UDF).

As follows, rather than propose a solution for a specific problem concerning microalgae cultivation within MCS, we present an advanced computational fluid dynamics (CFD) study of the dissolved oxygen concentration within a thin-layer cascade reactor for microalgae cultivation. The modeling framework integrating the fluid dynamics and photosynthetic oxygen evolution within CFD code is described in Section 2. In addition, a simplified description of the system in terms of an ordinary differential equation is presented there. Section 3 provides results and discussion of numerical simulations, illustration of mass transfer effects, and comparison with experimental data presented in illustrative figures, showing the consistency of numerical results with theoretical expectations. Finally, in Section 4, we draw some conclusions and future goals.

2. Materials and Methods

2.1. Thin-Layer Reactor Design and Operating Conditions

The first generation of the so-called thin-layer cascades (TLC) for microalgae production were developed at the end of the 1950s in former Czechoslovakia, see [16]. In this study, we used the experimental data measured on the TLC reactor located at the IFAPA Research Centre (Almería, Spain). This reactor consists of two sloped illuminated cultivation plates, each 40 m long and 1.5 m wide, connected by a flat channel. This reactor has a total volume of microalgae culture of 3.4 m³ and is composed of three main parts: (a) two inclined

channels with a solar radiation capture surface of 120 m² capable of containing 2.4 m³ of culture with 0.02 m depth approximately, (b) tank or reservoir with 0.7 m³ of culture, and (c) bubble column with 0.3 m³ of culture with constant aeration which purpose is twofold: (i) to avoid the accumulation of dissolved oxygen, and (ii) to adjust the pH when necessary by the injection of CO₂. TLC operation consists in circulating the microalgae culture by a hydraulic pump from the reservoir to the inclined channels, previously adjusting chemical parameters in the bubble column. Due to the area-volume ratio this type of reactors has a high photosynthetic efficiency and it worked in continuous production mode harvesting up to 1.0 m³/day (dilution ratio of 0.3/day), see [11] for details.

Based on the above operating conditions, the numerical model and corresponding boundary conditions have been set up, see Section 2.3.

2.2. Dissolved Oxygen Concentration within TLC and Its Impact on Photosynthetic Efficiency

The spatial inhomogeneity of culture conditions (average irradiance, temperature, pH, and dissolved oxygen) was found in different studies, see, e.g., in [10,11]. In this study, only the spatial variation of dissolved oxygen concentration is in the scope of our interest, and the microalgae strain *Scenedesmus almeriensis* (CCAP 276/24) is selected for its adaptability and abundant growth in outdoor reactors such as TLC. Barceló-Villalobos et al. [11] found that the dissolved oxygen concentration increased along the channel length due to photosynthetic oxygen evolution, see Figure 2D in [11]. The mean values of dissolved oxygen concentration ranged from 141 to 197% Sat (Table 1 in [11]), although values up to 225% Sat were experimentally determined.

As follows, the relations for the photosynthesis rate (depending on some parameters and the average irradiance only), as well as for the reduction of the photosynthetic efficiency due to the high dissolved oxygen concentration values, are important in the description of such systems. As a model for the photosynthesis rate, the hyperbolic model proposed in [17] is used:

$$PO_2 = PO_{2,max} \frac{I_{av}^n}{I_k^n + I_{av}^n}, \quad (1)$$

and to quantify the reduction of photosynthetic efficiency, the same model as in [11] (adopted from [18,19]) is used:

$$PO_{2,inhib} = PO_2 \left[1 - \left(\frac{x_{O_2}}{x_{O_2,max}} \right)^m \right]. \quad (2)$$

2.3. CFD Model

2D rectangular geometry representing a cross section of the thin-layer photobioreactor was used in our CFD simulations. The length of the simulated system was 10 m and its height was 0.08 m. The system is slightly inclined, with a 1% slope which was reflected by a modified gravity vector $\vec{g} = (0.01, -9.81) \text{ m s}^{-2}$ in ANSYS Fluent. A structured mesh was created with the number of cells ~200 thousand. The Euler–Euler Multiphase model was used in ANSYS Fluent with Species Transport activated (the standard VOF multiphase model cannot be used with species transport simultaneously). Realizable variant of $k - \epsilon$ turbulence model was used (with Enhanced Wall Treatment). In the first stage, only the momentum and volume fraction equations were solved to get developed velocity profile as well as the position of gas–liquid interface. Figure 1 illustrates the basic geometry including volume fraction contours and boundary conditions. The average thickness of the water layer developed along the bottom wall was ~11 mm; it decreases from the maximum 20 mm at the inlet to the minimum at the outlet 6 mm approximately.

To decrease the computational requirements in the next stage of simulations, the equations describing the momentum balance and volume fraction were not solved assuming that they will not change substantially, and only equations describing species transport and reaction were solved.

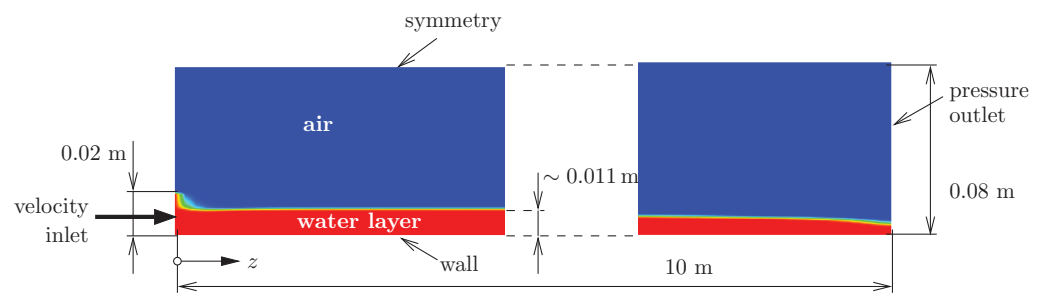


Figure 1. Basic geometry 2-D showing volume fraction of water (red color—volume fraction of liquid is 1, blue color—volume fraction is 0) in the given system. Boundary conditions used in our simulations are depicted in the figure.

2.4. Mass Transfer Across Gas–Liquid Interface

Mass transfer across the gas–liquid interface can be expressed using the mass transfer coefficients on both sides [20], in the liquid and in the gas phase. Their combination will give the overall mass transfer coefficient as

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_l} + \frac{1}{H_{O_2} k_g}. \quad (3)$$

H_{O_2} is Henry coefficient describing equilibrium between the concentration in the gas and liquid phases according to Henry's law:

$$c_{G,O_2} = H_{O_2} c_{L,O_2}. \quad (4)$$

ANSYS Fluent has correlations describing the mass transfer coefficient but they are oriented to flow past spherical particles (bubbles) like Ranz–Marshall or Hugmark models [21]. These models are not suitable for this case of moving thin-water layer, therefore constant values of mass transfer coefficients were used instead. The gas side mass transfer coefficient was approximated using the correlation describing the flow along a flat plate as $k_g = 5.2 \times 10^{-4} \text{ m s}^{-1}$. To determine the mass transfer coefficient on the liquid side, a separate CFD simulation describing the flow of the thin water layer with constant height was performed. In general, the mass transfer coefficient depends on the location, as it is illustrated in Figure 2.

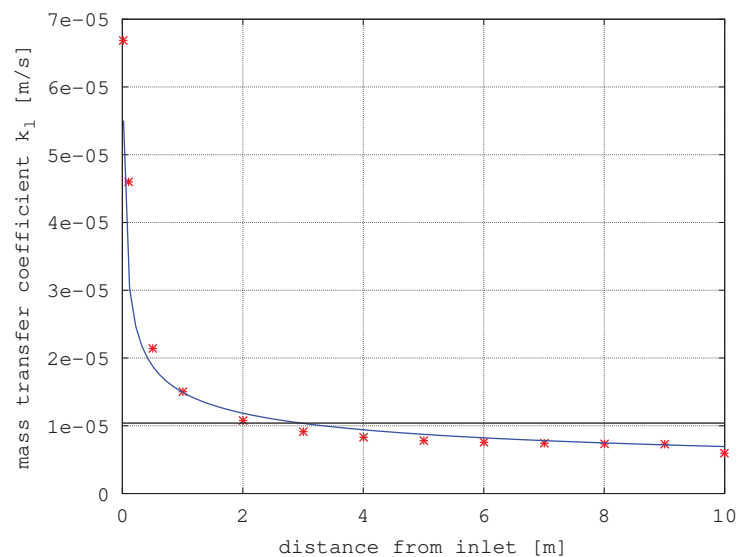


Figure 2. Liquid-side mass transfer coefficient k_l dependency on the distance from the inlet evaluated in a separate CFD simulation of moving water thin layer of constant height.

At the locations near the the inlet, the values of the mass transfer coefficients are much larger than further from the inlet (theoretically, infinitely large for zero distance). The average value over the whole length (10 m in this case) was evaluated from an overall mass balance as $k_l = 1.02 \times 10^{-5} \text{ m s}^{-1}$ in this case, which corresponds to the experimental value already measured in [12]. Its value is much smaller than the gas-side coefficient, therefore the resistance to mass transfer is much larger in the liquid phase and we can safely assume that the overall mass transfer coefficient will be almost equal to the liquid-side mass transfer coefficient, that is, $K_L = k_l$. The dependency of the mass transfer coefficient (on the liquid side only) illustrated on Figure 2 could be described by the following equation:

$$k_l = 1.5 \times 10^{-5} z^{-1/3} \quad [\text{m s}^{-1}], \quad (5)$$

where the asymptotic confidence interval of the leading constant is 8.7%. This equation could be then transformed into the correlation for the local value of the Sherwood number as

$$\text{Sh}_z = \frac{k_l z}{D_{\text{O}_2}} = 0.243 \text{Re}_z^{2/3} \text{Sc}^{1/3}, \quad \text{Re}_z = \frac{u z}{\nu}, \quad (6)$$

where the distance from the inlet z is the characteristic length in both the Sherwood and Reynolds numbers. In general, the longer would be the system, the smaller dependency on the distance could be expected; thus, a constant average value would be a good approximation in such cases.

2.5. Simplified Description of Oxygen Concentration Profile

If we wanted to avoid time-consuming CFD simulations with this geometrical case of TLC reactor, we can simplify the thin water layer as a plug-flow system with constant velocity in the cross section. Then, it is possible to describe the concentration of dissolved oxygen along the length of the system (z -coordinate, see Figure 1) by the following differential equation:

$$N_L \frac{dx_{\text{O}_2}}{dz} = K_L a (c_{\text{L},\text{O}_2}^* - x_{\text{O}_2} c_L) + \text{PO}_2. \quad (7)$$

Here, N_L is the molar flux of the liquid phase ($\text{kmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$), x_{O_2} is molar fraction of dissolved oxygen, and $c_{\text{L},\text{O}_2}^*$ is the corresponding concentration of oxygen in the gas phase transformed to equilibrium concentration in the liquid using Henry's law (4) as $c_{\text{L},\text{O}_2}^* = c_{\text{G},\text{O}_2} / H_{\text{O}_2}$. The term c_L represents the total molar concentration of the liquid phase (it is close to the molar concentration of water as the amount of the dissolved oxygen is relatively small), and PO_2 is a reaction term representing the production of oxygen by microalgae cells. Term a in Equation (7) represents the specific surface of the interfacial area which can be derived from the ratio of differential element surface dA and its volume dV , i.e., $\frac{dA}{dV}$, giving just reciprocal value of the liquid layer thickness $a = 1/h$ ($h \sim 11$ mm in average for the developed layer, see Figure 1).

Reaction term PO_2 in Equation (7) can depend on various parameters, mainly the irradiation of the algae cells and corresponding rate of photosynthesis. The dependency on irradiance can be described by Equation (1) with parameters determined in [11] as $\text{PO}_{2,\text{max}} = 380 \text{ mg O}_2 / \text{L h}$, $I_k = 200 \mu\text{E} / \text{m}^2 \text{s}$, $n = 2$. An average value of the irradiance I_{av} is used, provided the sufficient mixing in TLC reactor, cf. [22]. Moreover, it was difficult to find a clear tendency describing the local values along the length of the reactor [11]. If the values of dissolved oxygen in the water are too large, they can inhibit the growth rate and photosynthesis, which was in our model described by Equation (2), where $x_{\text{O}_2,\text{max}}$, representing maximum concentration tolerated by the culture, was determined as 225% of

saturated concentration along with parameter $m = 3.5$ [11]. Equation (1) along with (2) can be then used to replace the reaction term in Equation (7):

$$PO_2 = PO_{2,max} \frac{I_{av}^n}{I_k^n + I_{av}^n} \left[1 - \left(\frac{x_{O_2}}{x_{O_2,max}} \right)^m \right] \quad (8)$$

and reflect the inhibition by the dissolved oxygen in such way. For CFD simulations, this term was implemented in ANSYS Fluent through a user-defined function and DEFINE_VR_RATE macro. This equation provides the possibility to include also the dependency of the irradiance on the depth (or distance from the irradiated surface) using Beer–Lambert’s law, for example, see in [23] for an implementation of such dependency. Although the implementation of an irradiance model for local irradiance depending on the water depth does not represent neither theoretical nor computational difficulties, in this study, for the sake of clarity, based on the relatively small height of the water, we used the average irradiance value I_{av} instead. Equations (7) and (8) represent a simplified description of the system which could be used to perform a parametric analysis of the whole system (with more complex geometries and flow patterns this would not be possible and CFD simulations would represent the only way in such cases).

3. Results and Discussion

3.1. CFD Simulations

ANSYS Fluent software package was used to perform CFD simulations in this work. A user-defined function (UDF) was implemented for the reaction term including the inhibition by dissolved oxygen (Equation (8)). Even though there would be a possibility to include also the spatial dependency of the irradiation according to the Beer–Lambert law, we operated here with constant irradiance getting us close to the maximum value $PO_{2,max}$ mentioned above ($380 \text{ mg O}_2/\text{L h}$ recalculated as $3.3 \times 10^{-6} \text{ kmol O}_2 \text{ m}^{-3}\text{s}^{-1}$ because these are units which must be used in ANSYS Fluent UDF).

At the inlet of the liquid phase, it was assumed that the concentration of the dissolved oxygen was equal to the saturated value, and the same value was used as the initial condition in the whole liquid domain. It was assumed to be constant even though it depends on temperature, in general. Concerning the gas phase as air, standard oxygen molar fraction was used (21%). A time-step analysis was performed according to the grid convergence index analysis [24], and the simulations describing the species transport including the reaction were finally performed with time step 0.01 s (developed velocity field and volume fraction were based on simulations with time step 0.001 s) which provided numerical accuracy expressed in terms of GCI below 1%. To get a steady-state representation of the concentration profiles along the reactor 10 m long, the total time of 100 s was simulated.

Figure 3 illustrates the concentration of dissolved oxygen along the almost horizontal line traced 5 mm from the bottom of the cultivation plate (that is, roughly in the middle of the thin liquid layer) for the standard value of the maximum reaction rate (see above) and 5 times larger which clearly approaches the maximum possible concentration representing 225% of the saturated value (depicted as a horizontal line at the top of the figure). The continuous lines in the figure represent the numerical solutions of ordinary differential Equation (7), and good agreement can be seen here.

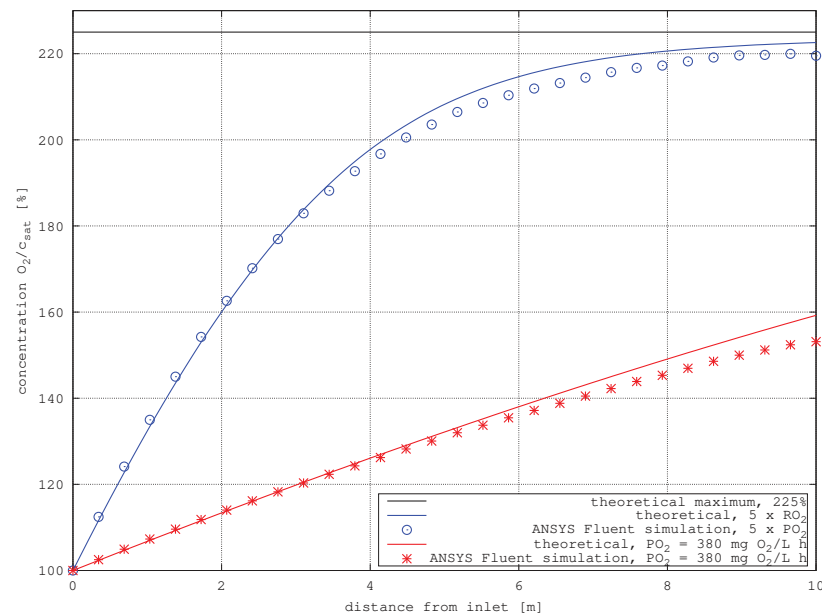


Figure 3. Concentration profiles of dissolved oxygen along the thin-layer reactor (along almost horizontal line traced 5 mm from the bottom) and comparison of CFD simulations results with solution of Equation (7). Two variants of maximum value $PO_{2,max}$ are depicted here, the basic value $380 \text{ mg O}_2/\text{L h}$, and 5 times larger value approaching the maximum possible concentration representing 225% of the saturated value (depicted as horizontal line at the top of the figure).

3.2. Mass Transfer Effects

To assess the effect of mass transfer across the gas-liquid interface, we can focus on a steady-state balance of oxygen in the liquid phase, that is, on a situation with large length of the system where the derivative with respect to coordinate z in Equation (7) approaches zero:

$$0 = K_L a c_L (x_{O_2}^* - x_{O_2}) + PO_2 \left[1 - \left(\frac{x_{O_2}}{x_{O_2,max}} \right)^m \right]. \quad (9)$$

After some manipulation, the previous equation can be transformed to the following form:

$$0 = 1 - \frac{x_{O_2}}{x_{O_2}^*} + Da \left[1 - \left(\frac{x_{O_2}}{x_{O_2,max}} \right)^m \right], \quad Da = \frac{PO_2}{K_L a c_L x_{O_2}^*}, \quad (10)$$

where Da represents a variant of the Damköhler number, widely used in chemical engineering. Here, it represents the ratio of the reaction rate and mass transfer rate. The larger is the reaction rate compared to the mass transfer rate, that is, the larger is the value of the Damköhler number, the smaller is the impact of the mass transfer on the results, and *vice versa*. With zero mass transfer, that is $Da \rightarrow \infty$, Equations (9) or (10) will result in concentration profile of dissolved oxygen approaching $x_{O_2,max}$. It is illustrated on Figure 4, where it is compared with other values of reaction (production) rate R_{O_2} and corresponding Damköhler number.

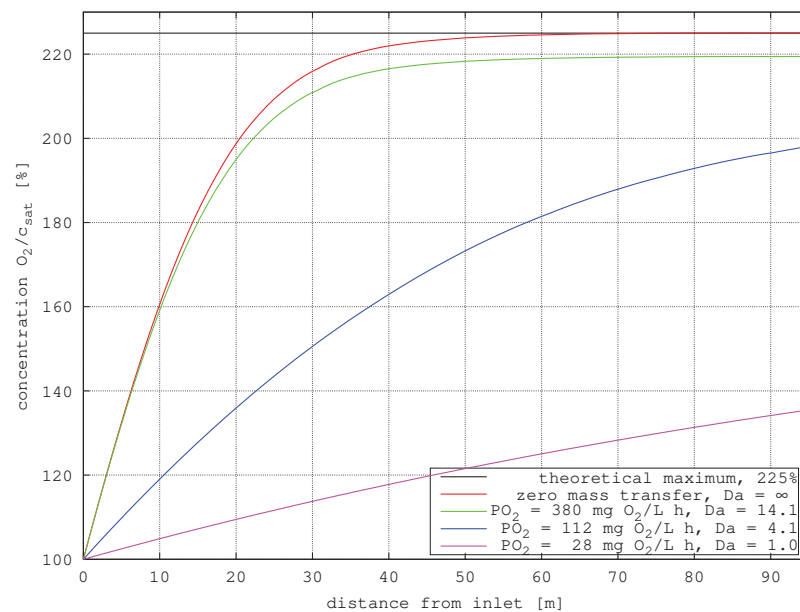


Figure 4. Concentration profiles of dissolved oxygen along the thin layer reactor described by Equation (7) for various values of Damköhler number.

3.3. Comparison with Experimental Data

Experimental data and regression analysis can be used to determine parameters in Equation (7) representing the simplified description of the whole system. Using the measured concentrations along the reactor length as presented by [11], we can find the value of mass transfer coefficient K_L (or $K_L a$) which would fit the experimental data best. The following Figure 5 shows the result for the data set corresponding to the measuring time 9:00 with $I_{av} = 129 \mu\text{E}/\text{m}^2\text{s}$, which yields $\text{PO}_2 = 112 \text{ mg O}_2/\text{L h}$ according to Equation (1). The fitted value of the overall mass transfer coefficient is $K_L = 6.2 \times 10^{-5} \text{ m s}^{-1}$ (with 14.5% confidence interval) for all data points excluding the last one, which is much larger than the value used in CFD simulations $K_L = 1.02 \times 10^{-5} \text{ m s}^{-1}$ (which was based on a separate simulation describing mass transfer in a moving liquid film of constant height and it is illustrated in the figure as well—see the top-most green curve there).

However, concerning the experimental data, there is a visible drop in the concentration between 40 and 50 m distance, which corresponds to the transition between two 40 m long sections of the whole system [11]. Applying the fitting procedure to the data points in the second section only (excluding the last point which was probably in the sump already), the appropriate value of the mass transfer coefficient would be $K_L = 4.5 \times 10^{-5} \text{ m s}^{-1}$ (with 17.5% confidence interval), which is smaller than the fitted value for the whole system. This is in accordance with the fact that at the beginning of the system, the mass transfer coefficient is larger due to entrance effects. The dependency of mass transfer coefficient on the distance was already illustrated on Figure 2 and described by Equation (5). As it was based on CFD simulation for a 10 m long system only, it would not make sense to apply it to the much longer 80 m system [11]; nevertheless, the top-most green points in Figure 5 illustrates the impact of this dependency on the concentration profile of the dissolved oxygen. It clearly shows that the decreasing value of the mass transfer coefficients along the system length yields in larger concentrations of the dissolved oxygen in the liquid phase. Of course, with longer system the dependency on distance would be different, fitting the experimental data depicted in Figure 5 gives the following correlation:

$$k_l = 8.2 \times 10^{-5} z^{-0.09}, \quad \text{Sh}_z = 0.079 \text{Re}_z^{0.91} \text{Sc}^{1/3}. \quad (11)$$

Here, the exponent of z coordinate is much smaller (-0.09) compared to the shorter system ($-1/3$), that is, the entrance effects have a much smaller impact. A statistical F-

test [25] comparing two variants of the model function fitting the data, one with the power dependency on coordinate z as in Equation (11) and the second one being a simpler model representing a constant value, was performed, and it showed that there is no statistically significant difference between these two models therefore the constant value representing an average over the whole length of the system (6.2×10^{-5} m/s, $\pm 14.5\%$) can be safely used here.

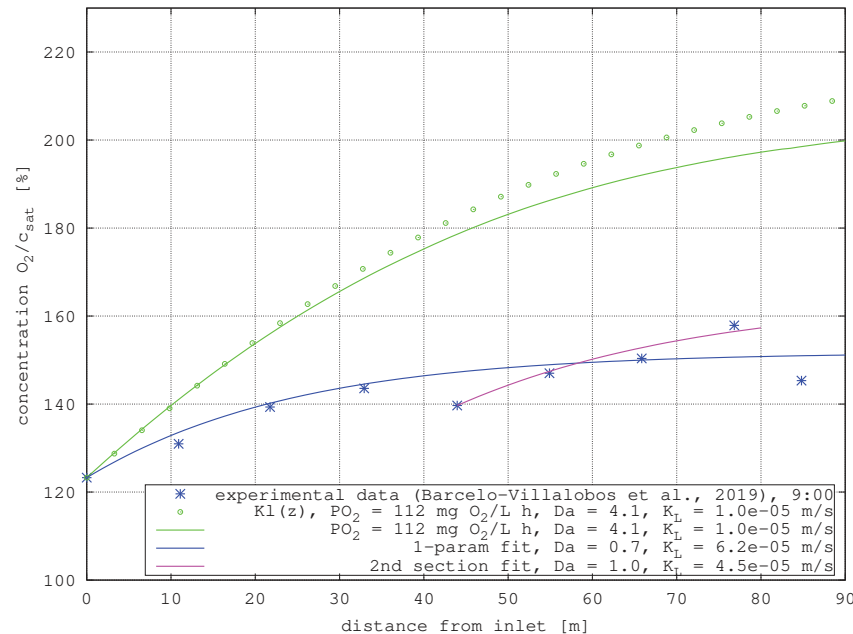


Figure 5. Experimental data describing the concentration profiles of dissolved oxygen along the thin-layer reactor [11], and curves based on the solution of Equation (7) with corresponding values of mass transfer coefficient K_L . The top-most green data points represent the impact of local dependency of the mass transfer coefficient described by Equation (5).

4. Conclusions

In this work, the dissolved oxygen concentration within a thin-layer cascade reactor for microalgae cultivation was simulated using commercial ANSYS Fluent software with user-defined function (UDF) implemented. While the mass transfer phenomena represent a standard problem (embedded within the software package), the reaction term including the inhibition of photosynthetic efficiency by the dissolved oxygen has to be specially modeled. We have also proposed a simplified model based on the ordinary differential equation describing the oxygen profile along TLC system and verified that the results are in good agreement with CFD simulations. Based on the experimental data measured on the TLC reactor located at the IFAPA Research Centre (Almería, Spain), we determined the mass transfer coefficient on the liquid side and illustrated its effect on the photosynthetic oxygen production and consequently dissolved oxygen profiles along the length of the system. The value of the mass transfer coefficient fitted to experimental data was approximately 6 times larger than the value determined in a separate CFD simulation. We see the main reasons of this discrepancy in local variations of the mass transfer parameters which might be difficult to capture without knowing the exact geometrical parameters and performing full 3D CFD simulations.

We underline that the main achievement of this study dwells in the presented methodology, which provides a viable approach of describing microalgae culture systems and gives us a useful tool for the MCS design and possible identification and/or parameter optimization. In the case of TLC-like systems, the proposed simplified ODE model could be used, whereas for more complex geometries and flow patterns, full 3D simulations must be used.

Author Contributions: Conceptualization, Š.P., K.P., and C.I.G.; methodology, K.P. and Š.P.; software, K.P. and C.I.G.; formal analysis, Š.P. and K.P.; resources, Š.P., K.P., and C.I.G.; writing—original draft preparation, Š.P. and K.P.; writing—review and editing, Š.P., K.P., F.G.A.F., and J.M.F.-S.; visualization, K.P. and Š.P.; supervision, Š.P.; funding acquisition, Š.P. and F.G.A.F.;

Funding: This research was financially supported by the Czech Science Foundation through the research grant No. 19-05872S. K. Petera funding: OP RDE grant CZ.02.1.01/0.0/0.0/16_019/0000753 “Research center for low-carbon energy technologies”. C.I.G., F.G.A.F., and J.M.F.-S. funding: This work forms part of the SABANA Project of the European Unions’ Horizon 2020—Research and Innovation Framework Programme (Grant Agreement 727,874), the AL4BIO Project and PURASOL, funded by the Spanish Ministry of Science, Innovation and Universities. C.I.G. mobility co-financed with the ERASMUS + program of the European Union.

Institutional Review Board Statement: Not applicable.

Informed Consent Statement: Not applicable.

Data Availability Statement: Data is contained within the article or cited articles.

Conflicts of Interest: The authors declare no conflict of interest. The funders had no role in the design of the study; in the collection, analyses, or interpretation of data; in the writing of the manuscript; or in the decision to publish the results.

Nomenclature

a	specific surface of interfacial area (m^2/m^3)
c	molar concentration (kmol/m^3)
c_L	total molar concentration of liquid (kmol/m^3)
c_{L,O_2}^*	Oxygen molar concentration according to Henry’s law, see Equation (4) (kmol/m^3)
Da	Damköhler number, $PO_2/K_L c_L x_{O_2}^*$, see Equation (8) (-)
D_{O_2}	diffusion coefficient of oxygen in water (m^2/s)
I	light irradiance ($\mu\text{E}/\text{m}^2 \text{ s}$)
I_{av}	average value of I ($\mu\text{E}/\text{m}^2 \text{ s}$)
H_{O_2}	Henry’s coefficient (-)
k_g	gas-side mass transfer coefficient (ms^{-1})
k_l	liquid-side mass transfer coefficient (ms^{-1})
K_L	overall mass transfer coefficient (ms^{-1})
N_L	molar flux of the liquid phase $\text{kmol m}^{-2} \text{ s}^{-1}$
Re_z	Reynolds number, uz/ν (-)
Sh_z	Sherwood number, $k_l z/D_{O_2}$ (-)
Sc	Schmidt number, ν/D_{O_2} (-)
u	velocity (ms^{-1})
x_{O_2}	molar fraction of dissolved oxygen (-)
PO_2	production of oxygen by algae cells ($\text{mg O}_2/\text{L h}$, $\text{kmol m}^{-3} \text{ s}^{-1}$)
$PO_{O_2,max}$	maximum production of oxygen by algae cells ($\text{mg O}_2/\text{L h}$)
z	coordinate, distance from the inlet (m)
ν	kinematic viscosity ($\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$)

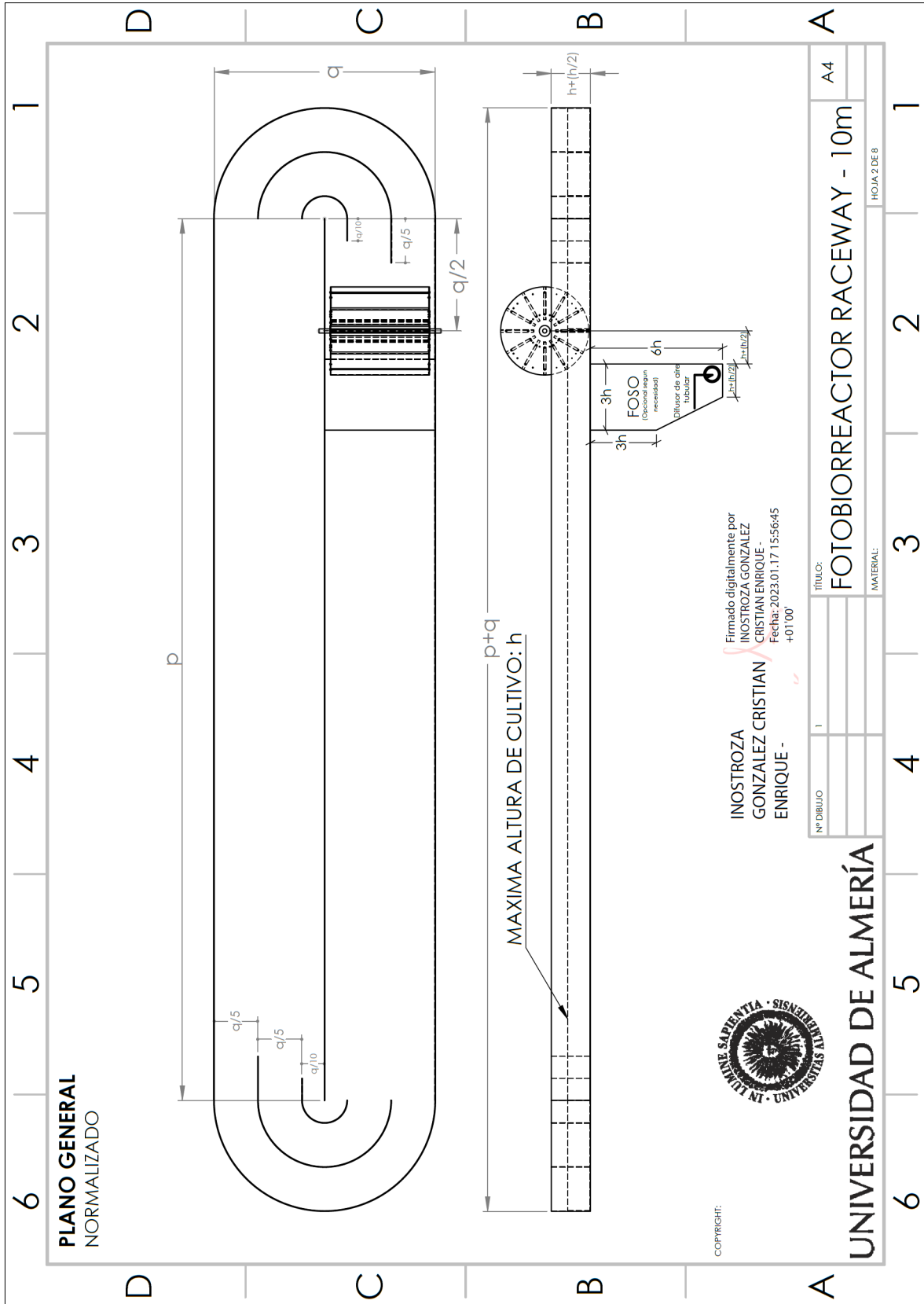
References

- Chisti, Y. Biodiesel from microalgae. *Biotechnol. Adv.* **2007**, *25*, 294–306. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]
- Richmond, A.; Hu, Q. *Handbook of Microalgal Culture: Applied Phycology and Biotechnology: Second Edition*; John Wiley and Sons: Hoboken, NJ, USA, 2013. [[CrossRef](#)]
- Schädler, T.; Neumann-Cip, A.C.; Wieland, K.; Glöckler, D.; Haisch, C.; Brück, T.; Weuster-Botz, D. High-Density Microalgae Cultivation in Open Thin-Layer Cascade Photobioreactors with Water Recycling. *Appl. Sci.* **2020**, *10*, 3883. [[CrossRef](#)]
- Bernard, O.; Mairet, F.; Chachuat, B. Modelling of Microalgae Culture Systems with Applications to Control and Optimization. *Adv. Biochem. Eng. Biotechnol.* **2016**, *153*, 59–87. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]
- Ooms, M.; Dinh, C.T.; Sargent, E.; Sinton, D. Photon management for augmented photosynthesis. *Nat. Commun.* **2016**, *7*, 12699. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]
- Bernardi, A.; Perin, G.; Sforza, E.; Galvanin, F.; Morosinotto, T.; Bezzo, F. An Identifiable State Model To Describe Light Intensity Influence on Microalgae Growth. *Ind. Eng. Chem. Res.* **2014**, *53*, 6738–6749. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]

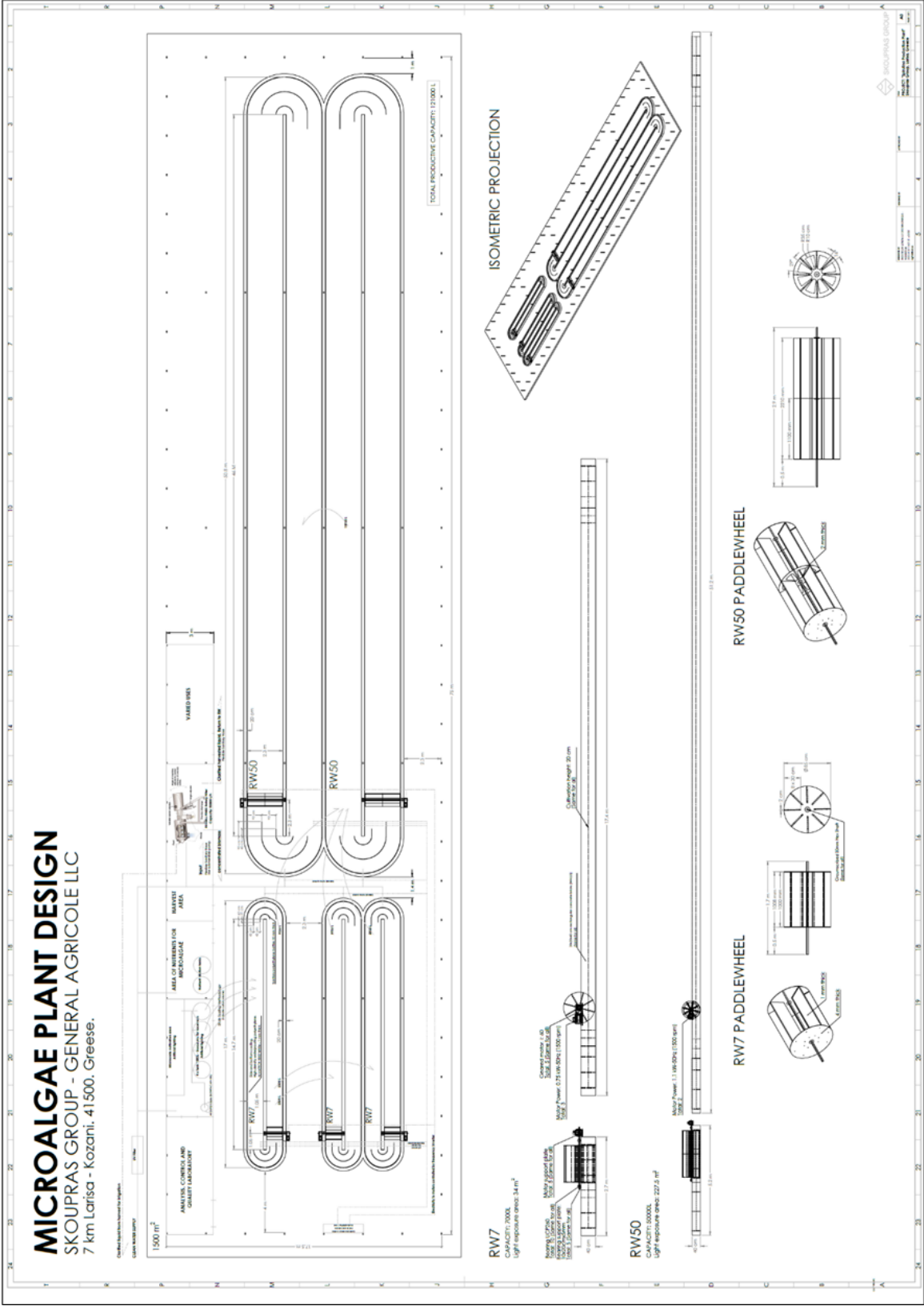
7. Torzillo, G.; Vonshak, A., Environmental Stress Physiology with Reference to Mass Cultures. In *Handbook of Microalgal Culture*; John Wiley & Sons, Ltd.: Hoboken, NJ, USA, 2013; Chapter 6, pp. 90–113. [[CrossRef](#)]
8. Fernández, I.; Acién, F.; Fernández, J.; Guzmán, J.; Magán, J.; Berenguel, M. Dynamic model of microalgal production in tubular photobioreactors. *Bioresour. Technol.* **2012**, *126*, 172–181. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]
9. Sforza, E.; Pastore, M.; Franke, S.M.; Barbera, E. Modeling the oxygen inhibition in microalgae: An experimental approach based on photorespirometry. *New Biotechnol.* **2020**, *59*, 26–32. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]
10. Doucha, J.; Lívanský, K. Outdoor open thin-layer microalgal photobioreactor: potential productivity. *J. Appl. Phycol.* **2006**, *21*, 111–117. [[CrossRef](#)]
11. Barceló-Villalobos, M.; Serrano, C.G.; Zurano, A.S.; García, L.A.; Maldonado, S.E.; Peña, J.; Fernández, F.A. Variations of culture parameters in a pilot-scale thin-layer reactor and their influence on the performance of *Scenedesmus almeriensis* culture. *Bioresour. Technol. Rep.* **2019**, *6*, 190–197. [[CrossRef](#)]
12. Mendoza, J.; Granados, M.; de Godos, I.; Acién, F.; Molina, E.; Heaven, S.; Banks, C. Oxygen transfer and evolution in microalgal culture in open raceways. *Bioresour. Technol.* **2013**, *137*, 188–195. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]
13. Pawlowski, A.; Mendoza, J.; Guzmán, J.; Berenguel, M.; Acién, F.; Dormido, S. Effective utilization of flue gases in raceway reactor with event-based pH control for microalgae culture. *Bioresour. Technol.* **2014**, *170*, 1–9. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]
14. Kazbar, A.; Cogne, G.; Urbain, B.; Marec, H.; Le-Gouic, B.; Tallec, J.; Takache, H.; Ismail, A.; Pruvost, J. Effect of dissolved oxygen concentration on microalgal culture in photobioreactors. *Algal Res.* **2019**, *101*, 101432. [[CrossRef](#)]
15. Sousa, C.; Compadre, A.; Vermuë, M.H.; Wijffels, R.H. Effect of oxygen at low and high light intensities on the growth of *Neochloris oleoabundans*. *Algal Res.* **2013**, *2*, 122–126. [[CrossRef](#)]
16. Grivalský, T.; Ranglová, K.; da Câmara Manoel, J.; Lakatos, G.; Lhotský, R.; Masojídek, J. Development of thin-layer cascades for microalgae cultivation: milestones (review). *Folia Microbiol* **2019**, *64*, 603–614. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]
17. Grima, E.M.; Camacho, F.G.; Pérez, J.A.S.; Sevilla, J.M.F.; Fernández, F.G.A.; Gómez, A.C. A mathematical model of microalgal growth in light-limited chemostat culture. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* **1994**, *61*, 167–173. [[CrossRef](#)]
18. Costache, T.; Fernández, F.G.A.; Morales, M.; Fernández-Sevilla, J.M.; Stamatini, I.; Molina, E. Comprehensive model of microalgae photosynthesis rate as a function of culture conditions in photobioreactors. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* **2013**, *97*, 7627–7637. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]
19. Ippoliti, D.; Gómez, C.; del Mar Morales-Amaral, M.; Pistocchi, R.; Fernández-Sevilla, J.; Acién, F.G. Modeling of photosynthesis and respiration rate for *Isochrysis galbana* (T-Iso) and its influence on the production of this strain. *Bioresour. Technol.* **2016**, *203*, 71–79. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]
20. Bird, R.B.; Stewart, W.E.; Lighthfoot, E.N. (Eds.) *Transport Phenomena*; John Wiley & Sons, Inc.: Hoboken, NJ, USA, 2002.
21. ANSYS Fluent. *ANSYS Fluent Theory Guide*; ANSYS, Inc.: Canonsburg, PA, USA, 2021.
22. Chiarini, A.; Quadrio, M. The turbulent flow over the BARC rectangular cylinder: A DNS study. *Flow, Turbul. Combust.* **2021**, 1573–1987. [[CrossRef](#)]
23. Papacek, S.; Jablonsky, J.; Petera, K. Advanced integration of fluid dynamics and photosynthetic reaction kinetics for microalgae culture systems. *BMC Syst. Biol.* **2018**, *12*, 93. [[CrossRef](#)] [[PubMed](#)]
24. Celik, I.; Ghia, U.; Roache, P.; Freitas, C.; Coleman, H.; Raad, P. Procedure for Estimation and Reporting of Uncertainty Due to Discretization in CFD Applications. *J. Fluids Eng.* **2008**, *130*, 078001. [[CrossRef](#)]
25. Motulsky, H.J.; Christopoulos, A. *Fitting Models to Biological Data Using Linear and Nonlinear Regression. A Practical Guide to Curve Fitting*; GraphPad Software Inc.: San Diego, CA, USA, 2003.

10. OTRAS CONTRIBUCIONES

Basado en variados estudios se diseño, se ha normalizado un plano de diseño de Fotobiorreactores Raceway.



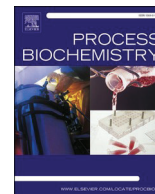
Diseño de planta de producción en superficie de 1500 m² localizada en Larissa, Grecia.
 Colaboración Universidad de Almería y Skoupras Group.





Contents lists available at ScienceDirect

Process Biochemistry

journal homepage: www.elsevier.com/locate/procbio

Uses of electro-coagulation-flocculation (ECF) for the pre-concentration of microalgae biomass

Cristian Inostroza^{a,b}, Naoufel El Bahraoui^c, Rodrigo Rivera-Tinoco^d, F. Gabriel Acién^{a,b,*}

^a Department of Chemical Engineering, University of Almería, 04120 Almería, Spain

^b Centre (CIESOL), Joint Centre University of Almería-CIEMAT, Ctra. Sacramento s/n, 04120 Almería, Spain

^c Center for Energy Efficiency of Systems, Ecole Nationale Supérieure des Mines de Paris, France

^d Ecole Nationale Supérieure des Mines de Paris, Center for Energy and Systems, 60 Boulevard Saint-Michel, 75006 Paris, France

ARTICLE INFO

Keywords:

Microalgae
Electrocoagulation
Biomass recovery
Energy consumption
Continuous process

ABSTRACT

The separation of microalgae biomass from diluted cultures found in large-scale production systems is a major challenge for microalgae-related processes. Conventional methods use centrifugation but it requires too much energy (1 kWh/m³), the combination with previous pre-concentration operations such as settling or flotation is needed to reduce this energy consumption. However, both settling and flotation of microalgae biomass require the addition of chemical coagulants/flocculants, thus contaminating the biomass. This work explores the potential use of Electro-Coagulation-Flocculation (ECF) as a method for the pre-concentration of microalgae biomass. Thus, the recovery of freshwater microalgae *Scenedesmus almeriensis* was studied, both in batch and continuous mode, using this technique to optimize the operating conditions. Data from batch experiments show as a minimum conductivity of 5 mS•cm⁻¹ is required, the electrical potential of 12 V and current density of 18 mA•cm⁻² allowing for the recovery of 90 % of the biomass, while the biomass recovery increases up to 99 % when increasing the current density to 23 mA•cm⁻². The efficiency of the process increases when increasing the biomass concentration, thus energy consumption reduces by half from 1.0 to 0.5 kWh•Kg⁻¹ when the biomass concentration increases from 2.8 to 5.0 g•L⁻¹. To optimize the performance of the system experiments were performed in continuous mode maintaining the voltage and current density at 12 V and 47 mA•cm⁻² respectively, but modifying the flow rate and biomass concentration provided to the electrocoagulation chamber. Data shows as the optimal residence time is 15 s whereas the energy consumption reduces from 3.2 to 0.58 kWh•Kg⁻¹ when increasing the biomass concentration from 0.75 to 4.20 g•L⁻¹. Results confirm the reliability of this method for the pre-concentration of microalgae biomass, it being a fast process consuming reasonable energy. Further optimization of the electrocoagulation chamber and electrical conditions will improve the efficiency of this system for further commercial processes while keeping its major advantages of non-contaminating the biomass and allowing to achieve high biomass recovery values in short times.

1. Introduction

Microalgae-related applications are continuously increasing both in variety and relevance [1]. Thus, conventional applications related to human uses such as food, nutraceuticals, and cosmetics, are now expanding to new emerging applications such as those related to agriculture, aquaculture, and animal feed. To produce microalgae for these new markets it is mandatory to increase the production capacity and reduce the production cost of actual facilities. For that, it is necessary (i) to enlarge the production scale, (ii) to improve the efficiency of production technologies, (iii) to reduce the harvesting and processing cost,

and (iv) to integrate the reuse of wastewaters, among others [2]. The production cost of microalgae biomass ranges from 20 to 100 €/kg when using closed photobioreactors whereas it ranges from 5 to 20 €/kg when using open raceways [3]. To reduce this cost below 5 €/kg it is mandatory to reduce the cost related to harvesting microalgae biomass [3].

The separation of microalgal biomass from the culture broth where they are produced is expensive. The reasons for that are various including the low biomass concentration in the cultures (i.e. 0.5–2.0 g/L), the small cell size of the cells (i.e. 1–20 μm), the low density of the microalgae biomass (only slightly different from water) and the negative

* Corresponding author at: Department of Chemical Engineering, University of Almería, 04120 Almería, Spain.
E-mail address: facien@ual.es (F.G. Acién).

<https://doi.org/10.1016/j.procbio.2022.09.012>

Received 7 June 2022; Received in revised form 23 August 2022; Accepted 14 September 2022

Available online 15 September 2022

1359-5113/© 2022 The Author(s). Published by Elsevier Ltd. This is an open access article under the CC BY-NC-ND license (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc-nd/4.0/>).

charge of the cell surface [4]. These reasons make low-cost technologies such as sedimentation and flotation not useful when applied directly to microalgae cultures. Then the utilization of high-energy processes such as centrifugal forces to separate the biomass from the supernatant, with forces greater than 10.000 g, is required for some species. The alternative is to use filters, but due to the compressible behavior of cakes from microalgae biomass, the efficiency of this technology is low [5]. To facilitate the separation of microalgae biomass from the supernatant modification of the properties of the cells would be required. This means changing the particle size, density, and/or the electrical load of the cells. For that, the utilization of coagulants/flocculants has been extensively reported [6–8]. Microalgae can easily be flocculated using metal coagulants such as Fe³⁺ or Al³⁺ + salts. Thus, inorganic agent flocculation such as Aluminum Chloride [9,10], Aluminium Nitrate Sulfate [11] and Ferric Chloride [10] have been reported. However, the use of coagulants/flocculants contaminates the biomass with chemicals that can make difficult further uses or processing of the separated biomass. As an alternative, the utilization of ECF allows for reducing the electrical load of the cells, at the same time favouring the attachment of the cells in large particles. In some cases the density of the final particles increases (favouring settling) or reduces (favouring flotation) [12]. In this way, ECF can be used to improve the efficiency of low-cost technologies such as sedimentation and flotation, to allow it to pre-concentrate the microalgae cultures as an initial step before further dewatering using processes such as centrifugation [13].

Electro-technologies and green chemistry are taking a leading role in the development of new research applied to microalgae biorefineries, ECF is one of the most promising due to low operating costs. In addition, the cost of implementation is much lower and less polluting than other traditional methods widely used today. ECF has been widely used in wastewater treatment and mining processes due to its good results, simple operability, and being species agnostic [14]. There are three main successive stages to the ECF process: 1) coagulant formation by electrolytic oxidation of the sacrificial electrode, 2) destabilization of contaminants, suspension of particles and breakage of emulsions, and 3) aggregation of destabilized phases to form flocs [4]. Although these principles are general, the technology must be optimized for each different application.

Major factors determining the performance of ECF include the biomass concentration, electrical conductivity, current/voltage, materials of electrodes, etc., in addition to the design of the chamber and overall design and operation conditions of the system [15]. In general, some rules can be provided about the use of ECF for microalgae biomass. (i) The application of ECF to the separation of microalgae produced in freshwater is much more difficult than when produced in brackish water or seawater because low electrical conductivity increases the energy consumption. (ii) To process microalgae cultures with low biomass concentration, increases the energy required per kg of biomass mass unit. (iii) To reduce the energy consumption the voltage must be reduced as much as possible while maintaining the biomass recovery, for that, the selection of the right materials for electrodes is a key factor, whereas the current will be a function of the design of the chamber/electrodes [15,16]. (iv) The material of electrodes should not be toxic to the valorization of biomass, as well as safe for the cultivation of microalgae when reusing the supernatant, economical and with high efficiency of electro-separation. A common electrode material is an iron (Fe) which has been extensively studied. (v) Current density is influenced by the contact surface of the electrode with the crop, which will determine the electrode cell configuration relative to the culture volume of microalgae to be processed.

This work aims to determine the optimal conditions to pre-concentrate biomass of *Scenedesmus almeriensis* by EFC. For that, experiments were performed in batch mode to determine the optimal conditions to be provided in the chamber such as materials of the electrodes, electrical conductivity required, and voltage and current density to be provided. In a second step, the performance of the

continuous process was studied. Data allows the determination of the optimal conditions for the overall system and to evaluate its performance for applying it at a large scale.

2. Material and methods

2.1. Microalgae and culture conditions

The microalga *Scenedesmus almeriensis* (CCAP 276/24) was selected for its adaptability and fast growth in outdoor reactors. This strain was produced in a thin-layer reactor utilizing freshwater enriched in nutrients (Mann & Myers medium) at a concentration of 0.75 g·L⁻¹ using fertilizers: (0.14 g·L⁻¹ K(PO₄)₂, 0.18 g·L⁻¹ Mg(SO₄)₂, 0.9 g·L⁻¹ NaNO₃, 0.02 mL·L⁻¹ Welgro, and 0.02 g·L⁻¹ Kalentol) [17]. The thin-layer reactor has an overall surface of 80 m², and it was operated in continuous mode at 0.3 day⁻¹, under controlled pH by on-demand injection of CO₂. Other parameters such as solar radiation and temperature were not controlled, whereas to avoid excess dissolved oxygen concentrations air was provided on demand to keep it below 250 %Sat [18]. The thin-layer reactor was located at “IFAPA” Research Center (Almería, Spain).

2.2. Electro-flocculation-coagulation system and operation conditions

The EFC system was composed of a Power Supply (RS Pro model RS-D3305P) with a working capacity of 30 V/5 A with two channels of Direct Current (DC) [12], and two different chambers for batch and continuous operation. Batch experiments were performed using a standard configuration in a 1.0 L vessel using two cylindrical stainless steel bars of 5 mm diameter and 10 cm in length as electrodes (Fig. 1) [19]. Both electrodes were submerged in the algal cultivation vessel with a separation of 10 mm between the electrodes as per previous studies [20–22]. The electron transfer area of each electrode is 16 cm², this value determining the operating current density. In each experiment 0.5 L of culture was used, it is mixed by using a magnetic stirrer. In batch mode experiments were performed at different voltages but keeping constant the current, and opposite, keeping constant the current and modifying the voltage. For the continuous operation, a chamber of 32 mm in diameter and 25 cm in length was constructed in PMMA, and the volumetric capacity of the chamber is 70 mL (Fig. 1). The culture flow through the chamber from the bottom to the top. The upper part of the continuous system allows the discharge of gases produced during electrolysis, though four holes open to the ambient. Four stainless steel

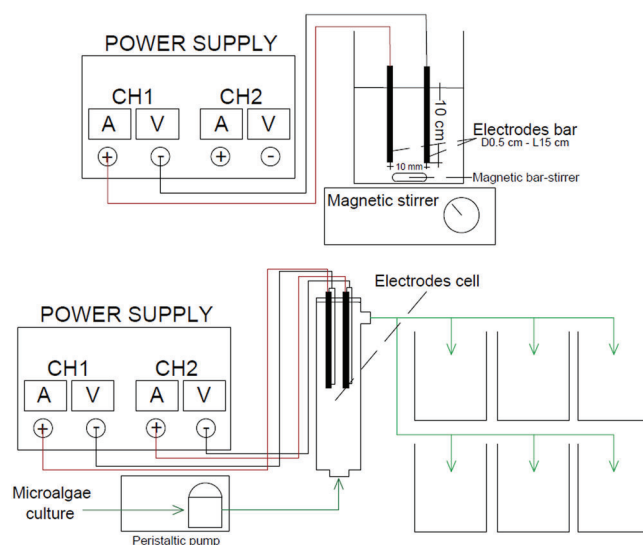


Fig. 1. Experimental system used for electrocoagulation experiments. a) System used for batch operation; b) System used for continuous operation.

electrodes are installed into the chamber, at the same conditions and distances that previous essays in batch mode. In this case, the electrodes are connected to the power supply in parallel [23]. A peristaltic pump was used to modify the flow rate, and then the residence time of the culture inside the chamber. The culture getting out of the chamber is collected in a glass vessel to determine the biomass recovery and concentration factor.

Experiments in the batch mode were performed to determine the minimum conductivity, voltage and current density required for the efficient recovery of the biomass, further experiments were performed in continuous mode to optimize the overall performance and yield of the process. In batch experiments, the conductivity of the solution was increased by NaCl [22,24,25]. Experiments were performed at an intensity of 3.0 A modifying the voltage applied from 6 to 24 V, evaluating the biomass recovery at different times. The product was a foam containing the algal biomass and a clarified liquid that was separated and used for further laboratory analysis. Experiments in the continuous mode were performed at the optimal conditions previously found but increasing the residence time of the microalgae culture in the EFC chamber up to 45 s. Additional experiments were also performed modifying the biomass concentration of microalgae cultures.

2.3. Analytical methods

Samples of microalgae cultures, both before and after the experiments (batch) or inlet and outlet (continuous), were evaluated to determine their biomass concentration. In the case of initial (batch) or inlet samples (continuous), the whole culture was used. In the case of final (batch) or outlet samples (continuous) the two phases (foam and clarified liquid) were analyzed separately, the volume of each one being measured. These values allow the determination of the biomass recovery and concentration factors and hence performance of the EFC process. The separated microalgae biomass was filtered and dried in an oven and then weighed to determine dry mass. The optical density of the clarified liquid fraction was analyzed by absorbance at a wavelength of 680 nm [14] on a Spectrophotometer Thermo Scientific model Genesys 1 S UV-VIS.

Biomass recovery efficiency (η_a) is defined as the ratio of the mass recovered at the end of the process to the total mass of cells provided, and it is calculated using Eq. 1. In parallel, the concentration factor (CF) is defined as the final volume of concentrated biomass to the initial volume of culture provided, and it is calculated using Eq. 2.

$$\eta_a = \frac{OD_i - OD_f}{OD_i} \cdot 100\% \quad (1)$$

$$CF = \frac{Volume_i}{Volume_f} \cdot 100\% \quad (2)$$

Energy consumption of the electro-coagulation-flocculation process was calculated based on electrical consumption as a function of the voltage and current provided to the cell, and the time at which this electrical supply was provided. Specific energy consumption was calculated by dividing this energy consumption by the net amount of biomass recovered both in batch or in continuous mode by Eq. (3), where, U is the voltage (V), I the current (A), t the time of the EFC treatment (h), V the volume of the microalgal solution treated (m^3), and c_i the initial microalgae biomass concentration (kg/m^3) [22]:

$$E = \frac{UIt}{1000V\eta_a c_i} \quad (3)$$

During the electro-coagulation-flocculation process iron from the electrodes can be dissolved, then it remains in the supernatant or as part of the flocs. To determine the concentration of iron in the supernatant and biomass a photometric method was used, using a spectrophotometer DRLANGE model Lasa 50. Two detection kits were used: 1) LCW902 Crack-Set, undissolved and completely bound heavy metals are

dissolved by boiling in an acidic medium in the presence of an oxidizing agent. 2) LCK 321, Iron (II) ions produce an orange-red complex with 1.10-phenanthroline. Any iron (III) ions present in the water sample are reduced to iron (II) ions by ascorbic acid before the complex is formed.

3. Results and discussion

3.1. Optimization of ECF conditions in batch mode

The recovery of biomass of the freshwater strain *Scenedesmus almeriensis* by electro-coagulation-flocculation (ECF) process using steel electrodes was studied. This material was selected instead of others such as aluminium because despite aluminium is also suitable [26], the inherent contamination of the biomass with iron was considered safer. Experiments were performed without modifying the pH of the suspension and providing minimum energy for mixing, then at very conservative conditions, although the efficiency of the ECF process can be substantially improved by reducing the pH and by increasing the turbulence in the microalgal suspension [26]. Moreover, electro-coagulation also provides small bubbles favouring the separation of microalgae biomass from the supernatant, but this phenomenon doesn't take place if previously the properties of the microalgae cells are not modified by electrocoagulation [27].

To determine the optimal conditions of the ECF process, the first step is to determine the conductivity and voltage required. A minimum conductivity is required to ensure the adequate performance of EFC but it must be adjusted considering the conductivity of the culture medium utilized for the production of biomass. Experiments were performed in batch mode by adjusting the electrical conductivity of culture samples by adding NaCl and providing different voltages, and then the current density and biomass recovery efficiency at 5 min was determined. Results show like the normal conductivity of *Scenedesmus almeriensis* culture was $1.75 mS \cdot cm^{-1}$, this low conductivity does not allow to achieve high efficiency in the recovery of biomass. Because this strain tolerates higher conductivities the optimal value was determined. The optimal performance was achieved at a minimum conductivity of $5 mS \cdot cm^{-1}$, analogous to previously reported values [22], for that being required to increase the salts concentration up to $0.45 g \cdot L^{-1}$ of NaCl (Fig. 2a). At optimal conductivity of $5 mS \cdot cm^{-1}$ a maximal biomass recovery of 98 % was achieved using a minimum of 12 V in just 5 min of electrochemical treatment. Voltage and electrical conductivity are variables determining the ionic strength in the culture, they influence the final properties of microalgae biomass such as zeta potential and particle size. A more detailed analysis of these variables will allow to better understand the phenomenon taking place.

The conductivity of the microalgae culture determines the current to be used and the biomass recovery efficiency. The increase of conductivity from 1.75 to $5.0 mS \cdot cm^{-1}$ allows for increasing the current from 0.30 to 0.76 A at 12 V (Fig. 2b). Previous results found that 12 V has high efficiency in biomass recovery by keeping the current flow from close to 0.8 A [14]. Voltages below 12 V allow for maintaining the viability of the algal cells, unlike when using higher voltages both temperature and degradation of the biomass increase, microscopic observations confirm the deterioration of microalgae cells. The increase of voltage and current when increasing the conductivity of samples implies a higher power requirement which must be avoided. Results show as the power requirement can be so high such as $40 kW/m^3$ if operating at maximal values which otherwise negatively affects the quality of biomass (Fig. 2c). To keep the energy consumption in a low range the voltage must be kept below 12 V and conductivity up to $5 mS \cdot cm^{-1}$, power requirements below $6 kW/m^3$ being estimated.

In ECF-related systems the current density has been reported to be the critical parameter determining the efficiency of the process, values typically ranging from 1 to $100 mA \cdot cm^{-2}$ [28]. Higher current densities result in more rapid flocculation of the microalgal suspension, power consumption expressed per kg of microalgae harvested, and release of

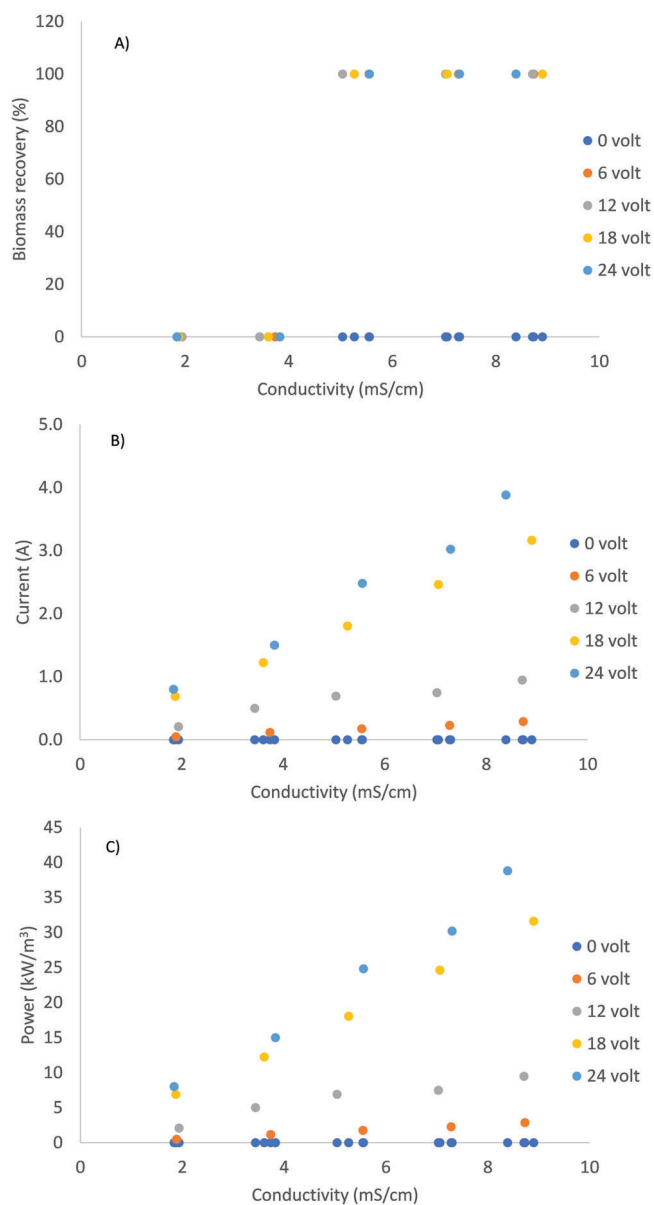


Fig. 2. Influence of conductivity and potential in the performance of electrocoagulation. A) Variation of biomass recovery with conductivity and potential; b) Variation of current with conductivity and potential; C) Variation of power with conductivity and potential.

ions [26]. The current density increases when increasing the voltage provided, experimental values up to $45 \text{ mA}\cdot\text{cm}^{-2}$ being provided when keeping the conductivity at the optimal value of $5.0 \text{ mS}\cdot\text{cm}^{-1}$ (Fig. 3A). At the optimal voltage of 12 V, a current density of $23 \text{ mA}\cdot\text{cm}^{-2}$ was provided. Results here reported show as the current density determines the biomass recovery, thus to exceed 90 % biomass recovery it is necessary to achieve current density values upper than $18 \text{ mA}\cdot\text{cm}^{-2}$, increasing the current density to about $23 \text{ mA}\cdot\text{cm}^{-2}$ allowing to increase the biomass recovery to 99 % (Fig. 3B). For freshwater and seawater strains such as *Chlorella vulgaris* and *Phaeodactylum tricornutum* values of 12 and $3 \text{ mA}\cdot\text{cm}^{-2}$ were required, respectively, to destabilize the microalgal suspension in 10 min [26]. The current density required modifies as a function of microalgae strain, but also the presence of other microorganisms such as heterotrophic bacteria, cyanobacteria and especially filamentous bacteria can largely modify the settling properties of microalgae biomass [29].

Once the electrical parameters (conductivity, voltage and current

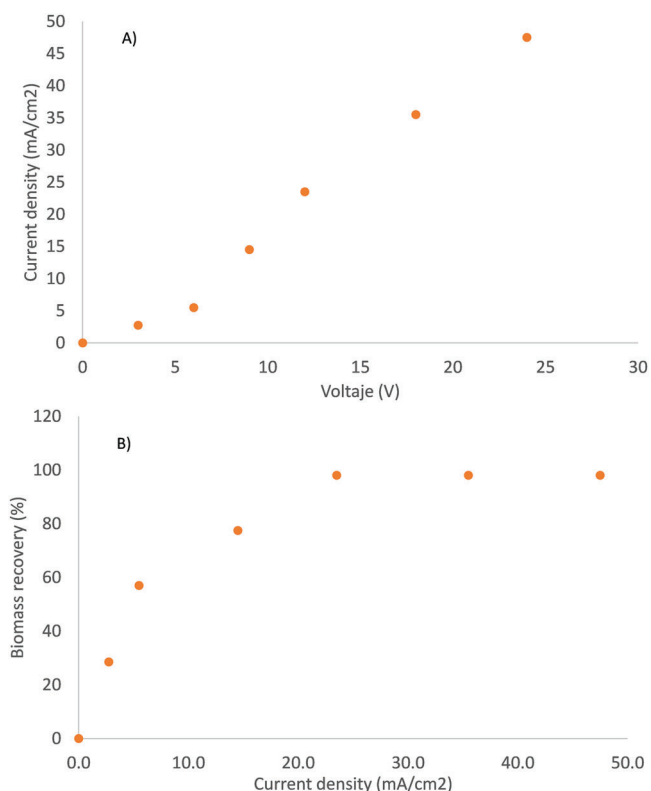


Fig. 3. Variation of biomass recovery as a function of voltage and current density provided during electrocoagulation in batch mode. A) Variation of current density as a function of applied voltage; B) Variation of biomass recovery as a function of current density provided.

density) have been optimized, the influence of biomass concentration on the efficiency of the process was studied. The challenge is to reduce the energy consumption below the limit of $1 \text{ kWh}\cdot\text{Kg}^{-1}$ reported for conventional centrifugation processes [13]. Results show as increasing biomass concentration the specific energy consumption reduces while the biomass recovery remains constant, except at the highest value tested of 25 g/l at which electrocoagulation does not take place (Fig. 4). Energy consumption values ranging from 0.23 to 10.2 kWh/kg were measured at biomass concentrations ranging from 0.3 to 16.3 g/L . Because the energy provided is a function of electrical parameters provided and they remained constant during the experiments, the net energy provided was the same whatever the biomass concentration at the beginning. Under these conditions, if the biomass concentration

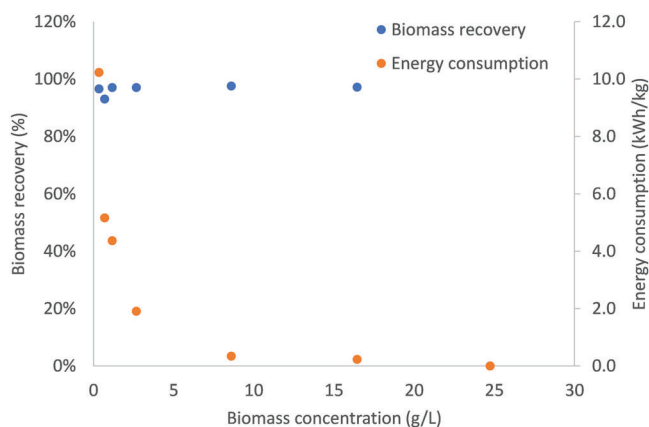


Fig. 4. Influence of biomass concentration on the biomass recovery and specific energy consumption of electrocoagulation on batch mode.

increases and the biomass recovery remains constant it is reasonable that the specific energy consumption reduces. Thus, the most relevant information from these results is that to achieve a reasonable energy consumption value the biomass concentration of the culture must be upper than 2.0 g/L, but this parameter is largely a function of the reactor and conditions on the production step. Values of energy consumption for biomass recovery by centrifugation up to 2 kWh•Kg⁻¹ have been reported [30]. Using ECF technologies the highest efficiency reported was 0.3 kWh•Kg⁻¹ achieved at biomass concentrations of 5 g•L⁻¹, similar to values here reported [31]. To optimize the performance of the overall production process both the biomass production in the reactor and the harvesting steps must be considered together, usually to achieve a higher performance of the harvesting step the reduction of imposed dilution rate to increase the biomass concentration in the culture could be recommendable.

3.2. Optimization of ECF in continuous mode

From both experiments, the optimal conditions for ECF were defined, so a conductivity of 5 mS•cm⁻¹, a voltage of 12 V and a minimum current density of 23 mA•cm⁻² allows to achieve biomass recovery efficiencies up to 98 %. However, ECF must be performed in continuous mode to optimize its performance, especially by minimizing the residence time of the microalgae culture on the ECF chamber to keep a high biomass recovery but minimize the specific energy consumption. The residence time must be sufficient enough to achieve coagulation of biomass, but short enough to 1) not harm the viability of the biomass, such as the deterioration due to excess current density, or 2) or excessive degradation of the sacrificial electrode due to overlong exposure time to transport electrons between electrodes. It is important to note that large retention times of 20 s resulted in a deterioration of biomass, cells becoming brown. At higher retention times of 40 s, a yellowish colouration was also observed as a consequence of the degradation of the sacrificial electrode.

To determine the influence of residence time on the performance of ECF in continuous mode experiments were performed modifying the culture flow rate entering the ECF chamber, additionally cultures containing different biomass concentrations were essayed (Fig. 5). Results show as biomass recovery increases when increasing the residence time up to 6 s, then remaining constant and close to 98 % whatever the residence time (Fig. 5A). Only at times below 6 s, a slight decrease of the biomass recovery was observed, values reducing to 85 % on average. No influence of biomass concentration was observed, thus the biomass recovery was not affected by the biomass concentration at the inlet flow. However, increasing the inlet biomass concentration largely improves the efficiency of the process, thus reducing the specific energy consumption. Results show a linear reduction of energy consumption when increasing the biomass concentration inlet, at residence times of 6 s the experimental values range from 1.4 to 0.2 kWh•kg⁻¹ when the biomass concentration increases from 0.8 to 4.2 g/L (Fig. 5B). Of course, the specific energy consumption also shows a linear decrease with the reduction of the residence time, thus contributing to the optimization of the operation conditions. Data here included are similar to those previously reported, thus under optimal conditions power consumption of the ECF process was around 2 kWh kg⁻¹ of microalgal biomass harvested for *Chlorella vulgaris* and ca. 0.3 kWh kg⁻¹ for *Phaeodactylum tricoratum* [26], with values of 0.58 kWh•kg⁻¹ being reported before for continuous ECF [14]. Previous studies indicated that the energy consumption to achieve coagulation-flocculation is lower when a lower current density is used [21]. However, the use of a low current density requires relatively long retention times of the water in the reactor [32]. The retention time should be taken into account when the process is applied at an industrial scale, a long retention time will require a larger reactor to process the same volume of water but also influences the quality of the algal biomass that is harvested.

One of the major problems of coagulation/flocculation processes is

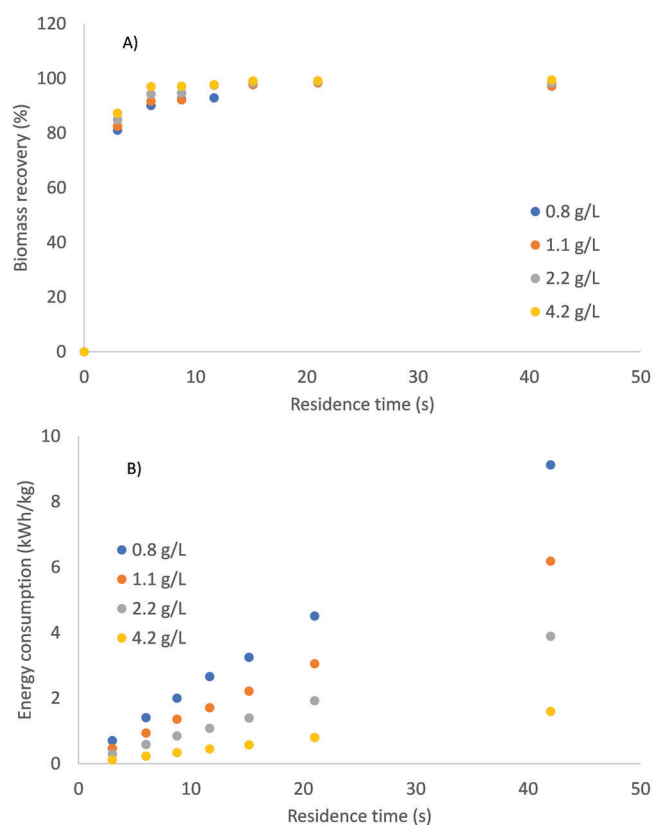


Fig. 5. Influence of residence time and biomass concentration inlet on the performance of electrocoagulation in continuous mode. A) Variation of biomass recovery as a function of residence time and biomass concentration inlet; B) Variation of specific energy consumption as a function of residence time and biomass concentration inlet.

the necessity to provide chemicals to facilitate the aggregation of the biomass and modify its particle properties. The utilization of inorganic chemicals such as aluminium or iron salts requires high dosages, up to 100 mg/L, then contaminating the biomass with a larger proportion of salts, up to 10 % of ashes. According to the literature, 80–250 mg alum•L⁻¹ corresponding to 7.2–23 mgAl•L⁻¹ is needed to coagulate/flocculate a microalgal suspension [33]. Opposite, the utilization of organic compounds such as chitosan or starch requires higher concentrations, up to 200 mg/L, although they are generally safe and don't increase the ash content of the biomass [34]. As an alternative, the utilization of polyacrylamides of different molecular weights or charges has been reported, in this case, lower doses are needed, up to 10 mg/L also it doesn't increase the ash content of the biomass [35]. The utilization of ECF processes implies the mobilization of metal ions from the electrodes to the supernatant, then the precipitation of part of these ions with the biomass the rest remaining dissolved into the supernatant. Other metal ions present in the electrodes can be also mobilized depending on the voltage provided and the composition of the electrodes, but mainly the solubilization of iron is considered the most relevant. Using a steel anode, Fe(OH)₂ and Fe(OH)₃ are produced during the ECF process, the ratio between both salts being a function of pH, both producing precipitates favouring the coagulation of microalgae biomass [26]. It is not clear whether ferrous or ferric ions are formed during ECF [36]. Moreover, Fe²⁺ can be rapidly oxidized in solution to Fe³⁺ in the presence of oxygen. The release of Fe²⁺ during ECF leads to green hydroxide precipitates, while Fe³⁺ ions result in yellow hydroxide precipitates [26]. Results confirm that the iron concentration in the culture medium increases from 2.71 to 4.27 mg/L at the supernatant after ECF in continuous mode at optimal conditions, whereas the concentration of iron in the biomass slurry was 7.24 mg/L (Table 1).

Table 1
Concentration of iron at the inlet and outlet of ECF system.

Description	Concentration (mg•L ⁻¹)
Initial (culture medium)	2.71
Biomass slurry	7.24
Supernatant	4.27

Considering the biomass concentration in the slurry the total iron concentration in the biomass was up to 0.6 mg/g, much lower than the values previously found when providing iron salts. Using aluminium electrodes the aluminium content of the harvested microalgal biomass was less than 10 mg/g while the aluminium concentration in the process water was below 2 mg•L⁻¹ [26]. Although the presence of iron at concentrations higher than 1 mg/L could damage the performance of aquatic systems [37], no adverse effects were observed when the supernatant was used for growing microalgae (data not shown).

Data here reported confirms the reliability of ECF for the recovery of microalgae biomass such as the freshwater strain *Scenedesmus almeriensis*. The process is really fast and consumed low energy, especially when operating in continuous mode. Including the optimization of the configuration of the cells chamber still can allow to reduce the energy consumption and increase the efficiency of the process. The major advantages of this technology are its flexibility to be adapted to different strains and operation conditions, its fast velocity thus facilitating the preservation of properties of produced biomass, and the no contamination of the biomass with other chemicals. Thus, measurements of the iron content of both biomass and supernatant after the ECF process demonstrate the low concentrations in both biomass and supernatant, thus confirming the low release of iron from the electrodes and no contamination of final products in both biomass and water.

4. Conclusions

In this study, the potential for using ECF for the recovery of the freshwater strain *Scenedesmus almeriensis* was investigated. Results confirm the reliability of this technology to pre-concentrate microalgae biomass in short times and not contaminate the biomass with other salts or reactants, iron concentration at the outlet being analogous to the inlet. Biomass recovery values up to 98 % can be achieved by ensuring a minimum conductivity of 5 mS•cm⁻¹ and providing a voltage of 12 V and a current density of 23 mA•cm⁻². The specific energy consumption reduces when increasing the biomass concentration but because it is mainly determined by the production step modifying it is largely difficult. To optimize the performance of the process it is more realistic to operate in continuous mode minimizing the required residence time. It was found that residence times ranging from 3 to 6 s are enough to recover 85–95 % of the microalgae biomass. At this range of residence times, the specific energy consumption reduces up to 0.2 kWh•kg⁻¹ thus demonstrating to be energy efficient in comparison with other biomass separation methods such as centrifugation consuming 1 kWh•kg⁻¹. Further improvement of the configuration of the ECF chamber will allow to optimize the performance of this process and thus facilitate its industrial development.

Authors contributions statement

Cristian Inostroza performs most of the technical work including the realization of experiments and data collection. **Rodrigo Rivera** was responsible for the experimental design and adequacy of methodologies to be used. **F. Gabriel Acién** and **Naoufel El Bahraoui** were in charge of data processing and elaboration of the manuscript in collaboration with other authors.

Declaration of Competing Interest

The authors declare no conflict of interest. The funders had no role in the design of the study; in the collection, analyses, or interpretation of data; in the writing of the manuscript; or in the decision to publish the results.

Data availability

Data will be made available on request.

Acknowledgements

This research was funded by the SABANA H2020 project (727874) and Digitalgaesation Project Marie Skłodowska-Curie Innovative Training Network GA 955520, in addition to projects financed by Junta de Andalucía AYUDAS I+D+I EN UNIVERSIDADES Y CENTROS DE INVESTIGACIÓN PÚBLICOS. PAIDI 2020 (ALGA4FF-P20_00812; VALIMA-PY20_00800).

References

- [1] R. Araújo, F. Vázquez Calderón, J. Sánchez López, I.C. Azevedo, A. Bruhn, S. Fluch, M. Garcia Tasende, F. Ghaderiardakani, T. Ilmjärv, M. Laurans, M. Mac Monagail, S. Mangini, C. Peteiro, C. Rebours, T. Stefansson, J. Ullmann, Current status of the algae production industry in Europe: an emerging sector of the blue bioeconomy, *Front. Mar. Sci.* 7 (2021) 1247, <https://doi.org/10.3389/fmars.2020.626389>.
- [2] P. Mora, B. Llamas, M.C. Su, F.G. Aci, M.C. Suárez-Rodríguez, C.V. González-López, P. Mora, F.G. Acien, Techno-economic analysis of microalgae related processes for CO₂, *Algal Res.* 57 (2021), 102339, <https://doi.org/10.1016/j.algal.2021.102339>.
- [3] F.G. Acien, J.M. Fernández, E. Molina-Grima, Chapter 14 - economics of microalgae biomass production, in: A. Pandey, D.-J. Lee, Y. Chisti, C.R. Soccol (Eds.), *Biofuels from Algae*, Elsevier, Amsterdam, 2014, 313–325. (<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-0-444-59558-4.00014-0>).
- [4] G. Prochazkova, P. Kastanek, T. Branyik, Harvesting freshwater *Chlorella vulgaris* with flocculant derived from spent brewer's yeast, *Bioresour. Technol.* 177 (2015) 28–33, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.11.056>.
- [5] F. Zhao, H. Chu, Z. Yu, S. Jiang, X. Zhao, X. Zhou, Y. Zhang, The filtration and fouling performance of membranes with different pore sizes in algae harvesting, *Sci. Total Environ.* 587–588 (2017) 87–93, <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.02.035>.
- [6] D. Vandamme, I. Foubert, K. Muylaert, Flocculation as a low-cost method for harvesting microalgae for bulk biomass production, *Trends Biotechnol.* 31 (2013) 233–239, <https://doi.org/10.1016/j.tibtech.2012.12.005>.
- [7] N.D. Tzoupanos, A. I. Zouboulis, Coagulation-Flocculation processes in water / wastewater treatment: the application of new generation of chemical reagents, in: *Proceedings of the Sixth IASME/WSEAS Int. Conf. HEAT Transf. Therm. Eng. Environ.*, (2008) 309–317.
- [8] A. Papazi, P. Makridis, P. Divanach, Harvesting *Chlorella minutissima* using cell coagulants, *J. Appl. Phycol.* 22 (2010) 349–355, <https://doi.org/10.1007/s10811-009-9465-2>.
- [9] A.J. Garzon-Sanabria, R.T. Davis, Z.L. Nikolov, Harvesting *Nannochloris oculata* by inorganic electrolyte flocculation: effect of initial cell density, ionic strength, coagulant dosage, and media pH, *Bioresour. Technol.* 118 (2012) 418–424, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.04.057>.
- [10] A. Sukenik, D. Bilanovic, G. Shelef, Flocculation of microalgae in brackish and sea waters, *Biomass* 15 (1988) 187–199, [https://doi.org/10.1016/0144-4565\(88\)90084-4](https://doi.org/10.1016/0144-4565(88)90084-4).
- [11] V.M. Rwehumbiza, R. Harrison, L. Thomsen, Alum-induced flocculation of pre-concentrated *Nannochloropsis salina*: residual aluminium in the biomass, FAMES and its effects on microalgae growth upon media recycling, *Chem. Eng. J.* 200–202 (2012) 168–175, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2012.06.008>.
- [12] D. Gheraout, Electrocoagulation process for microalgal biotechnology—a review, Djamel Gheraout. *Electrocoagulation Process Microalgal Biotechnol. Rev. Appl. Eng.* 3 (2019) 85–94, <https://doi.org/10.11648/j.ae.20190302.12>.
- [13] F. Fasaai, J.H. Bitter, P.M. Slegers, A.J.B. van Bostel, Techno-economic evaluation of microalgae harvesting and dewatering systems, *Algal Res.* 31 (2018) 347–362, <https://doi.org/10.1016/j.algal.2017.11.038>.
- [14] Q. Xiong, Q. Pang, X. Pan, A.O. Chika, L. Wang, J. Shi, L. Jia, C. Chen, Y. Gao, Facile sand enhanced electro-flocculation for cost-efficient harvesting of *Dunaliella salina*, *Bioresour. Technol.* 187 (2015) 326–330, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.03.135>.
- [15] N. Raut, S. Panwar, R. Vaidya, Electroflocculation for Harvesting Microalgae, (2017).
- [16] B. Zhu, D.A. Clifford, S. Chellam, Comparison of electrocoagulation and chemical coagulation pretreatment for enhanced virus removal using microfiltration membranes, *Water Res.* 39 (2005) 3098–3108, <https://doi.org/10.1016/j.watres.2005.05.020>.

- [17] I. Fernández, F.G. Acién, J.M. Fernández, J.L. Guzmán, J.J. Magán, M. Berenguel, Dynamic model of microalgal production in tubular photobioreactors, *Bioresour. Technol.* 126 (2012) 172–181, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.08.087>.
- [18] M. Barceló-Villalobos, C.G. Serrano, A.S. Zurano, L.A. García, S.E. Maldonado, J. Peña, F.G.A. Fernández, Variations of culture parameters in a pilot-scale thin-layer reactor and their influence on the performance of *Scenedesmus almeriensis* culture, *Bioresour. Technol. Rep.* 6 (2019) 190–197, <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2019.03.007>.
- [19] N. Raut, D.K. Saini, R. Vaidya, Harvesting chaetoceros calcitrans and *Nannochloropsis* sp. Via electroflocculation, *Am. J. Appl. Sci.* 14 (2017) 852–861, <https://doi.org/10.3844/ajassp.2017.852.861>.
- [20] A.K. Lee, D.M. Lewis, P.J. Ashman, Harvesting of marine microalgae by electroflocculation: the energetics, plant design, and economics, *Appl. Energy* 108 (2013) 45–53, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.03.003>.
- [21] S. Gao, J. Yang, J. Tian, F. Ma, G. Tu, M. Du, Electro-coagulation-flotation process for algae removal, *J. Hazard. Mater.* 177 (2010) 336–343, <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2009.12.037>.
- [22] N. Fayad, T. Yehya, F. Audonnet, C. Vial, Harvesting of microalgae *Chlorella vulgaris* using electro-coagulation-flocculation in the batch mode, *Algal Res.* 25 (2017) 1–11, <https://doi.org/10.1016/j.algal.2017.03.015>.
- [23] M.Y.A. Mollah, R. Schennach, J.R. Parga, D.L. Cocke, Electrocoagulation (EC)-science and applications, *J. Hazard. Mater.* 84 (2001) 29–41, [https://doi.org/10.1016/S0304-3894\(01\)00176-5](https://doi.org/10.1016/S0304-3894(01)00176-5).
- [24] A. Landels, T.A. Beacham, C.T. Evans, G. Carnovale, S. Raikova, I.S. Cole, P. Goddard, C. Chuck, M.J. Allen, Improving electrocoagulation floatation for harvesting microalgae, *Algal Res.* 39 (2019), <https://doi.org/10.1016/j.algal.2019.101446>.
- [25] Y.K. Wong, Y.H. Ho, H.M. Leung, K.C. Ho, Y.H. Yau, K.K.L. Yung, Enhancement of *Chlorella vulgaris* harvesting via the electro-coagulation-flotation (ECF) method, *Environ. Sci. Pollut. Res.* 24 (2017) 9102–9110, <https://doi.org/10.1007/s11356-016-7856-x>.
- [26] D. Vandamme, S.C.V. Pontes, K. Goiris, I. Foubert, L.J.J. Pinoy, K. Muylaert, Evaluation of electro-coagulation-flocculation for harvesting marine and freshwater microalgae, *Biotechnol. Bioeng.* 108 (2011) 2320–2329, <https://doi.org/10.1002/bit.23199>.
- [27] C.G. Alfafara, K. Nakano, N. Nomura, T. Igarashi, M. Matsumura, Operating and scale-up factors for the electrolytic removal of algae from eutrophied lakewater, *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 77 (2002) 871–876, <https://doi.org/10.1002/jctb.649>.
- [28] I. Kabdaşlı, I. Arslan-Alaton, T. Ölmez-Hancı, O. Tünay, Electrocoagulation applications for industrial wastewaters: a critical review, *Environ. Technol. Rev.* 1 (2012) 2–45, <https://doi.org/10.1080/21622515.2012.715390>.
- [29] S. Van Den Hende, V. Beelen, G. Bore, N. Boon, H. Vervaeren, Up-scaling aquaculture wastewater treatment by microalgal bacterial flocs: from lab reactors to an outdoor raceway pond, *Bioresour. Technol.* 159 (2014) 342–354, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.02.113>.
- [30] T. Chatsungnoen, Y. Chisti, Flocculation and electroflocculation for algal biomass recovery, second ed., Elsevier B.V., 2019 <https://doi.org/10.1016/b978-0-444-64192-2.00011-1>.
- [31] J.J. Milledge, S. Heaven, A review of the harvesting of micro-algae for biofuel production, *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.* 12 (2013) 165–178, <https://doi.org/10.1007/s11157-012-9301-z>.
- [32] W. Den, C. Huang, Electrocoagulation of silica nanoparticles in wafer polishing wastewater by a multichannel flow reactor: a kinetic study, *J. Environ. Eng.* 132 (2006) 1651–1658, [https://doi.org/10.1061/\(ASCE\)0733-9372\(2006\)132:12\(1651\)](https://doi.org/10.1061/(ASCE)0733-9372(2006)132:12(1651)).
- [33] G. Shelif, A. Sukenik, Microalgae Harvesting and Processing : a Literature Review, (1984) 65. (<https://doi.org/https://doi.org/10.2172/6204677>).
- [34] Y. Gerchman, B. Vasker, M. Tavasi, Y. Mishael, Y. Kinel-Tahan, Y. Yehoshua, Effective harvesting of microalgae: comparison of different polymeric flocculants, *Bioresour. Technol.* 228 (2017) 141–146, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.12.040>.
- [35] M.R.R. Granados, F.G.G. Acién, C. Gómez, J.M.M. Fernández-Sevilla, E. Molina Grima, E.M. Grima, E. Molina Grima, E.M. Grima, Evaluation of flocculants for the recovery of freshwater microalgae, *Bioresour. Technol.* 118 (2012) 102–110, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.05.018>.
- [36] M. Ben Sasson, W. Calmano, A. Adin, Iron-oxidation processes in an electroflocculation (electrocoagulation) cell, *J. Hazard. Mater.* 171 (2009) 704–709, <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2009.06.057>.
- [37] S.W. Wilhelm, Ecology of iron-limited cyanobacteria: a review of physiological responses and implications for aquatic systems, *Aquat. Microb. Ecol.* 09 (1995) 295–303, <https://doi.org/10.3354/AME009295>.

