

Control robusto del pH en un fotobiorreactor raceway

Ángeles Hoyo Sánchez^a, José Luis Guzmán Sánchez^{a,*}, José Carlos Moreno Úbeda^a, Alfonso Baños Torrico^b

^a Dep. de Informática, Universidad de Almería, 04120, CIESOL, ceiA3, Almería, España. {angeles.hoyo,joseluis.guzman,jcmoreno}@ual.es

^b Dep. de Informática y Sistemas, Universidad de Murcia, 30071, Campus de Espinardo, Murcia, España. {abanos@um.es}

To cite this article: Hoyo, A, Guzmán, J.L., Moreno J.C., Baños, A. 2022. Robust control of pH in a raceway photobiorreactor. Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial 19, 274-283. <https://doi.org/10.4995/16731>

Resumen

Este trabajo presenta una primera aproximación al control robusto del pH en un fotobiorreactor raceway para el cultivo de microalgas. En este tipo de procesos el pH es la variable más crítica a controlar teniendo una relación directa con la productividad del sistema. La dinámica del pH posee un carácter fuertemente no lineal estando afectada por numerosos factores tales como el aporte del CO₂ al medio de cultivo o la realización de la fotosíntesis por parte de las microalgas. Esta no linealidad genera una gran fuente de incertidumbre en el proceso incluso cuando el sistema es controlado alrededor del punto de operación deseado. Por tanto, en este artículo se ha procedido a realizar el modelado del sistema con incertidumbre paramétrica cubriendo los rangos de trabajo típicos del pH, y posteriormente se ha realizado el diseño de un controlador robusto con la técnica Quantitative Feedback Theory (QFT) para conseguir unos requisitos de rendimiento y estabilidad robustos determinados. El algoritmo de control resultante se ha evaluado en simulación y mediante ensayos reales frente a distintas condiciones de trabajo y en distintos puntos de operación, obteniéndose resultados satisfactorios.

Palabras clave: Control robusto, QFT, Fotobiorreactores, Microalgas, Raceway.

Robust control of pH in a raceway photobiorreactor

Abstract

This work presents a first approach to the robust control of pH in a raceway photobioreactor for the cultivation of microalgae. In this type of process, pH is the most critical variable to control, having a direct relationship with the productivity of the system. The dynamics of the pH has a strongly non-linear character, being affected by numerous factors such as the contribution of CO₂ to the culture medium or the performance of photosynthesis by the microalgae. This non-linearity generates a great source of uncertainty in the process even when the system is controlled around the desired operating point. Therefore, in this article we have proceeded to model the system with parametric uncertainty covering the typical working ranges of pH, and later a robust controller with QFT is designed to achieve certain robust performance and stability requirements. The resulting control algorithm has been evaluated in simulation and in real tests against different working conditions and at different operating points, obtaining satisfactory results.

Keywords: Robust control, QFT, Fotobioreactors, Microalge, Raceway.

1. Introducción

En la actualidad la sostenibilidad medioambiental y la necesidad de hacer uso de nuevas energías renovables y limpias promueve la búsqueda de soluciones más respetuosas con el medio ambiente, como el cultivo de microalgas en fotobiorreactores industriales. La biomasa de las microalgas requiere un bajo consumo de agua, siendo posible cultivarla en cualquier localización (Bernard, 2011), (Guzmán et al., 2021). Además, gracias a su alto contenido en lípidos, permite transformar su

biomasa en biodiesel mediante el proceso de transesterificación directa (Chen et al., 2011; Acien et al., 2017), siendo una solución alternativa a los combustibles fósiles. De la misma forma, también son utilizadas para cosmética, alimentación animal o tratamiento de aguas residuales (Jebali et al., 2015).

Existen dos tipos principales de reactores para la producción de microalgas: reactores cerrados, como los tubulares, y reactores abiertos, como los raceway. Los fotobiorreactores raceway han sido estudiados desde 1950 con

*Autor en correspondencia: joseluis.guzman@ual.es

el fin de aportar una solución para el cultivo de microalgas a escala industrial. Hoy en día, debido a su escalabilidad, son considerados como la tecnología más adecuada para el cultivo industrial de microalgas. La popularidad de los reactores raceway viene dada también por su bajo coste de inversión inicial cuando son comparados con otras tecnologías, como los fotobiorreactores tubulares, los cuales requieren estructuras y equipos más complejos. Otras ventajas relevantes del reactor raceway son la simplicidad de operación y sus bajos costes de mantenimiento (Weissman and Goebel, 1987).

Estos sistemas biológicos tienen dinámicas muy complejas que dificultan su modelado y control (Ippoliti et al., 2016). En los últimos años se han desarrollado diferentes modelos biológicos de las microalgas. En (Bernard and Rémond, 2012) se define un modelo que captura el efecto de la temperatura y la luz con el crecimiento de la microalga, prediciendo así su productividad. En (Sánchez-Zurano et al., 2020) se desarrolla y valida un modelo de microalga-bacteria basado en los ratios de la respiración y fotosíntesis de procesos de tratamiento de aguas residuales con microalgas. Del mismo modo, en (Barceló-Villalobos et al., 2019) se mejora la eficiencia fotosintética optimizando los regímenes de luz y oscuridad a los que las células están expuestas. Por otro lado, también se han desarrollado modelos basados en primeros principios como los mostrados en (Fernández et al., 2014). En (Rodríguez-Miranda et al., 2021) se obtiene un nuevo modelo de temperatura que determina la evolución de la temperatura del cultivo en función del diseño del reactor y las condiciones externas, que se utilizó para el control indirecto de temperatura en (González-Hernández et al., 2022).

Tal y como se indica en (Costache et al., 2013), las variables más importantes que afectan al crecimiento de las microalgas son la temperatura del medio, la radiación solar, el pH y el oxígeno disuelto. Además, la respuesta fotosintética de las microalgas a la radiación solar depende de otras muchas variables que hacen que el sistema sea extremadamente complejo (Fernández et al., 2016). Para los reactores raceway, los requisitos de incidencia de la radiación solar y las condiciones de operación de temperatura vienen determinados generalmente por la propia arquitectura del sistema y la localización geográfica del mismo. Por tanto, las variables a controlar en este tipo de reactores son el pH y el oxígeno disuelto. Ambas variables tienen una dinámica altamente dependiente del proceso de fotosíntesis y es necesario mantenerlas cercanas a unos puntos de operación deseados (Pawlowski et al., 2015). De estas dos variables, el pH es la variable más importante a controlar ya que posee una influencia directa en la correcta realización de la fotosíntesis. Dicha variable presenta una dinámica fuertemente no lineal, viéndose afectada por la inyección de CO_2 en el medio y por el consumo de CO_2 durante el proceso de fotosíntesis. El control de esta variable se ha llevado a cabo en la literatura desde distintos puntos de vista. En (Fernández et al., 2010) se realiza un control lineal con PI más controlador por adelantado en torno al punto de operación deseado. En (Pawlowski et al., 2015) se realiza un control basado en eventos utilizando control predictivo basado en modelo, que posteriormente se mejora y combina con un control selectivo y simultáneo del oxígeno disuelto

(Pawlowski et al., 2014). En (Rodríguez-Miranda et al., 2020) se implementa un controlador PI basado en eventos capaz de operar durante el día y la noche.

La gran mayoría de las estrategias de control anteriormente mencionadas se basa en un modelo nominal de planta suponiendo que el pH se encuentra en todo momento cerca del punto de trabajo deseado. Sin embargo, la fuerte componente no lineal del sistema comentada previamente hace que el sistema esté sometido a errores de modelado, y por tanto será necesario tener en cuenta las posibles incertidumbres existentes en el proceso de diseño de la estrategia de control. En esta línea, este trabajo presenta una nueva solución para el control de pH mediante el diseño de un controlador robusto con QFT (Horowitz, 1988). De esta forma, la dinámica no lineal del sistema, así como las distintas fuentes de error, se han capturado en forma de un modelo de bajo orden con incertidumbre paramétrica. Una vez obtenido dicho modelo, se ha procedido a diseñar un controlador PID robusto con el fin de cumplir unas especificaciones determinadas de rendimiento y estabilidad (Hoyo et al., 2017). Al igual que en otras metodologías, como la propuesta en (Vilanova et al., 2021) para la sintonía de PID, se trabaja con la función de sensibilidad, pero en este caso no se restringe la estructura del controlador. Los resultados han sido evaluados satisfactoriamente en un simulador no lineal del proceso (Fernández et al., 2016), analizando el comportamiento en distintos puntos de operación y bajo diferentes condiciones de trabajo externas. Posteriormente, el controlador se ha implementado en un reactor real localizado en el centro de investigación Instituto Andaluz de Investigación y Formación Agraria, Pesquera, Alimentaria y de la Producción Ecológica (IFAPA) cercano a la Universidad de Almería, donde se han realizado diversos ensayos durante varios días consecutivos en diferentes puntos de operación.

Este trabajo se estructura comenzando por la sección 2, donde se presentan las principales características del reactor y se describen los diferentes modelos utilizados para el diseño del controlador y los ensayos de simulación. La sección 3 muestra el diseño del controlador mediante QFT. Los resultados de simulación y ensayos reales se comentan en la sección 4, y finalmente, la sección 5 está dedicada a conclusiones y futuros trabajos.

2. Materiales y métodos

En esta sección se presentan las principales características del reactor utilizado para los ensayos de control, una breve descripción del modelo utilizado para simulación, y el modelo con incertidumbre paramétrica obtenido con fines de control.

2.1. Descripción del reactor

El fotobiorreactor raceway utilizado en este trabajo, del cual se han obtenido los datos utilizados en este artículo para simulación y en el que se han llevado a cabo los ensayos reales, se encuentra en el centro IFAPA, cerca de la Universidad de Almería, España. La Figura 1 muestra la planta experimental. La superficie total del reactor es de 80 m^2 , compuesto por dos canales de 40 m conectados mediante una curva en forma de U de 1 m de ancho. La mezcla se realiza con una rueda de palas de 1.5 m de diámetro, activadas por un motor eléctrico con engranajes reductores. La velocidad de las palas es controlada

mediante un inversor de frecuencia a una velocidad constante de 0.2 m/s. La carbonación se produce a un 1 m de profundidad, en un foso de 0.65 m de largo, que abarca el ancho total del canal (1 m). Está situado a 1.8 m de profundidad debajo de las palas. El flujo de gas es inyectado mediante una membrana difusora de 3 platos en la parte más baja del foso. Los canales y el foso están hechos de fibra de vidrio blanca de 3 mm de grosor.

En el reactor hay cinco sensores de pH, cinco de oxígeno disuelto y cinco de temperatura. Su distribución a lo largo del reactor puede verse en la Figura 2, marcados con puntos rojos. Las medidas de las condiciones climáticas son obtenidas mediante una estación meteorológica instalada cerca del reactor. El caudal de inyección de CO_2 en el reactor tiene un valor máximo de 12L/min. La cepa usada en el reactor corresponde a la especie *Scenedesmus almeriensis* (CCAP 276/24). El rango de pH en el que se obtiene mayor productividad se encuentra entre 3 y 10, y el rango de temperatura es de 12 a 45 °C, pero su rendimiento óptimo se encuentra en torno a 30 °C y 7.8 de pH (Barceló Villalobos et al., 2019).



Figura 1: Fotobiorreactor industrial raceway

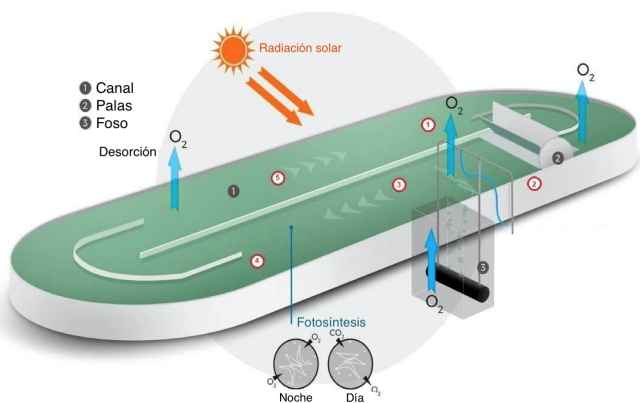


Figura 2: Esquema del fotobiorreactor

2.2. Descripción del modelo

Esta sección presenta el modelo basado en primeros principios del reactor, utilizado para los resultados de simulación obtenidos y también, un modelo simplificado que ha sido utilizado para el diseño del controlador implementado tanto en simulación como en el reactor real.

2.2.1. Modelo basado en primeros principios

El modelo dinámico en un fotobiorreactor raceway se compone de un modelo biológico que describe la velocidad de crecimiento de las microalgas y de un modelo ingenieril que describe los fenómenos de transferencia de materia, transferencia de calor y biológicos que se producen en las distintas partes del reactor. Todos estos modelos han sido desarrollados y validados en los trabajos (Bernard and Rémond, 2012; Ippoliti et al., 2016; Fernández et al., 2016; Sánchez-Zurano et al., 2020; Rodríguez-Miranda et al., 2021).

Con respecto al modelo biológico, la producción de microalgas se basa en el balance de la velocidad de fotosíntesis P_{O_2} . Se calcula con una función de cuatro términos como muestra la ecuación (1). Estos son los términos de luz promedio $\overline{P_{O_2}(I_{av})}$, de la temperatura del medio $\overline{P_{O_2}(T)}$, del pH del medio $\overline{P_{O_2}(pH)}$ y de la concentración de oxígeno disuelto $\overline{P_{O_2}(DO)}$. El término de la luz promedio es un factor cuantitativo que representa la producción de oxígeno por unidad de biomasa y tiempo, mientras que el resto de términos son adimensionales y normalizados con valores entre 0 y 1.

$$P_{O_2} = P_{O_2}(I_{av}) \cdot \overline{P_{O_2}(T)} \cdot \overline{P_{O_2}(pH)} \cdot \overline{P_{O_2}(DO)} \quad (1)$$

Se utiliza un modelo cardinal donde los valores de las variables se mantienen en un rango de valores máximos y mínimos tolerables. La contribución a la velocidad de fotosíntesis de las variables de temperatura y pH viene definida en las ecuaciones (2) y (3), respectivamente. El término $\overline{P_{O_2}(T)}$ depende de la temperatura máxima T_{max} , mínima T_{min} y óptima T_{opt} de la cepa seleccionada y de la temperatura del medio T . Del mismo modo, el término $\overline{P_{O_2}(pH)}$ viene dado en base a los valores de pH máximo pH_{max} , mínimo pH_{min} y óptimo pH_{opt} y del valor de pH en el reactor pH . Para el término del oxígeno disuelto, $\overline{P_{O_2}(DO)}$, se utiliza un modelo definido en (Costache et al., 2013). La ecuación (4) muestra su dependencia con el oxígeno disuelto en el sistema DO , el valor máximo $DO_{2,max}$ y un parámetro de forma m .

$$\overline{P_{O_2}(T)} = (T - T_{max})(T - T_{min})^2(T_{opt} - T_{min})^{-1}((T_{opt} - T_{min})(T - T_{opt}) - (T_{opt} - T_{max})(T_{opt} + T_{min} - 2T))^{-1} \quad (2)$$

$$\overline{P_{O_2}(pH)} = (pH - pH_{max})(pH - pH_{min})^2(pH_{opt} - pH_{min})^{-1}((pH_{opt} - pH_{min})(pH - pH_{opt}) - (pH_{opt} - pH_{max})(pH_{opt} + pH_{min} - 2pH))^{-1} \quad (3)$$

$$\overline{P_{O_2}(DO)} = 1 - \left(\frac{DO}{DO_{max}}\right)^m \quad (4)$$

La productividad basada en la luz promedio, $P_{O_2}(I_{av})$, se define en la ecuación (5). Se calcula en función de varios parámetros específicos de la cepa de microalgas y del estado de crecimiento de las células. $P_{O_2,max}$ es la tasa máxima de fotosíntesis definida por las condiciones de cultivo, n es un exponente de forma, I_k la cantidad mínima de luz que necesitan las microalgas para alcanzar la máxima fotosíntesis e I_{av} es la radiación solar promedio. Esta radiación solar promedio integra el valor de la radiación local a lo largo del reactor y se calcula como

muestra la ecuación (6). Los parámetros de la ecuación son la radiación incidente en la superficie total del reactor I_0 , la concentración de biomasa C_b , la atenuación de la luz de la biomasa K_a , y la altura del cultivo h . Destacar que la concentración de biomasa varía con el tiempo t , y con el espacio x a lo largo del reactor.

$$P_{O_2}(I_{av}) = \frac{P_{O_2,max} I_{av}^n}{I_k^n + I_{av}^n} \quad (5)$$

$$I_{av}(t, x) = \frac{I_0(t)}{K_a C_b(t, x) h} \left(1 - e^{-K_a C_b(t, x) h}\right) \quad (6)$$

En su componente ingenieril, el modelo del reactor se divide en dos partes principales, el canal y el foso (Fernández et al., 2016). En este modelo se aplican balances de masa en cada sección del reactor para estado líquido y gaseoso, pero para simplificar se mostrarán únicamente las ecuaciones en estado líquido. Los balances de masa en estado gaseoso se pueden encontrar en detalle en (Fernández et al., 2016).

En estado líquido se tiene en cuenta la evolución de tres componentes principales: La concentración de biomasa C_b , el oxígeno disuelto O_2 y la concentración total del carbono inorgánico C_T . En cada sección del reactor se definen balances de masa para cada uno de estos componentes.

Para el canal, los balances de masa se muestran en las ecuaciones (7), (8) y (9). Las variables que las componen son: altura h y velocidad de impulsión v , que se consideran constantes (por lo tanto el caudal Q_{liq} se define como la multiplicación de la altura h , el ancho del reactor w y la velocidad v), tasa de fotosíntesis de oxígeno P_{O_2} , tasa de fotosíntesis del dióxido de carbono P_{CO_2} , coeficiente de rendimiento de biomasa Y_{b/O_2} , peso molecular del oxígeno M_{O_2} y del dióxido de carbono M_{CO_2} , concentración en equilibrio en fase gaseosa para el oxígeno $[O_2^*]$ y para el dióxido de carbono $[CO_2^*]$ y el coeficiente volumétrico de oxígeno K_{laO_2c} y de dióxido de carbono K_{laCO_2c} en el canal.

$$\frac{\partial C_b(t, x)}{\partial t} = -whv \frac{\partial C_b(t, x)}{\partial x} + whP_{O_2}(t, x)C_b(t, x)Y_{b/O_2} \quad (7)$$

$$wh \frac{\partial [O_2](t, x)}{\partial t} = -whv \frac{\partial [O_2](t, x)}{\partial x} + wh \frac{P_{O_2}(t, x)C_b(t, x)}{M_{O_2}} + whK_{laO_2c}([O_2^*](t, x) - [O_2](t, x)) \quad (8)$$

$$wh \frac{\partial [C_T](t, x)}{\partial t} = -whv \frac{\partial [C_T](t, x)}{\partial x} + wh \frac{P_{CO_2}(t, x)C_b(t, x)}{M_{CO_2}} + whK_{laCO_2c}([CO_2^*](t, x) - [CO_2](t, x)) \quad (9)$$

Para el foso, donde se inyecta aire y dióxido de carbono se aplican los balances de masa, similares a los del canal que se muestran en las ecuaciones (10), (11) y (12). En estas ecuaciones, el volumen V_s se corrige con la fracción de gas ϵ_s . Se incluye también el flujo volumétrico de líquido Q_{liq} , el flujo volumétrico de medio de cultivo Q_m , la concentración de oxígeno $[O_2]_m$ y la de carbono inorgánico $[C_T]_m$ en el medio. La descripción del resto de parámetros es similar a la presentada para el canal. Ver (Fernández et al., 2016) para más detalles.

$$\frac{dC_{b,out}(t)}{dt} = -\frac{Q_{liq}}{V_s(1 - \epsilon_s(t))}(C_{b,out}(t) - C_{b,in}(t)) + P_{O_2}(t)C_{b,in}(t)Y_{b/O_2} - \frac{Q_m}{V_s(1 - \epsilon_s(t))}C_{b,out}(t) \quad (10)$$

$$\frac{d[O_2]_{out}(t)}{dt} = -\frac{Q_{liq}}{V_s(1 - \epsilon_s(t))}([O_2]_{out}(t) - [O_2]_{in}(t)) + \frac{P_{O_2}(t)C_{b,out}(t)}{M_{O_2}} + K_{laO_2s}([O_2^*](t) - [O_2](t)_{lm}) + \frac{Q_m}{V_s(1 - \epsilon_s(t))}([O_2]_m - [O_2]_{out}(t)) \quad (11)$$

$$\frac{d[C_T]_{out}(t)}{dt} = -\frac{Q_{liq}}{V_s(1 - \epsilon_s(t))}([C_T]_{out}(t) - [C_T]_{in}(t)) + \frac{P_{CO_2}(t)C_{b,out}(t)}{M_{CO_2}} + K_{laCO_2s}([CO_2^*](t) - [CO_2](t)_{lm}) + \frac{Q_m}{V_s(1 - \epsilon_s(t))}([C_T]_m - [C_T]_{out}(t)) \quad (12)$$

2.2.2. Modelo simplificado

Esta sección presenta el modelo lineal de bajo orden identificado teniendo en cuenta la estructura del fotobiorreactor, la distribución del sensor y actuador y las dinámicas observadas en los datos. Considerando que la salida del proceso es el pH del cultivo, que la apertura de la válvula de inyección de CO_2 es la variable manipulable, y que la radiación solar es la mayor perturbación del sistema, el comportamiento del sistema puede ser representado con la siguiente función de transferencia (Brennguel et al., 2004):

$$P(s) = \frac{pH(s)}{u_{CO_2}(s)} = \frac{k}{1 + \tau s} e^{-t_r s} \quad (13)$$

donde pH es el pH del cultivo, u_{CO_2} es el porcentaje de apertura de la válvula, k es la ganancia estática, τ la constante de tiempo y t_r el tiempo de retardo. Dichos parámetros, especialmente la ganancia del sistema y la constante de tiempo, presentan una variación considerable debido principalmente a la influencia de la radiación solar, la cual repercute de forma directa sobre el proceso de fotosíntesis y por tanto provoca cambios de dinámica del proceso.

Con el fin de poder capturar la posible incertidumbre del proceso, se han realizado diversos ensayos para diferentes puntos de operación en torno a los cuales la productividad del sistema es máxima, ver la Figura 3 (Pawlowski et al., 2014). De esta forma, se escogieron los puntos de operación $pH=7$, $pH=8$ y $pH=9$, cubriendo así un amplio rango de trabajo. Se han realizado diferentes trenes de pulsos en la inyección del CO_2 a lo largo del periodo diurno y en torno a cada uno de los puntos de operación, para un total de 20 días con diferentes condiciones medioambientales. La Figura 4 muestra la validación del modelo para un día de ensayo determinado.

En total se han realizado ensayos de 20 días para los 3 puntos de operación diferentes, dando lugar a un total de 60 ensayos. Una vez obtenidos los modelos para cada uno de estos ensayos mediante el método de la curva de reacción, se calcularon

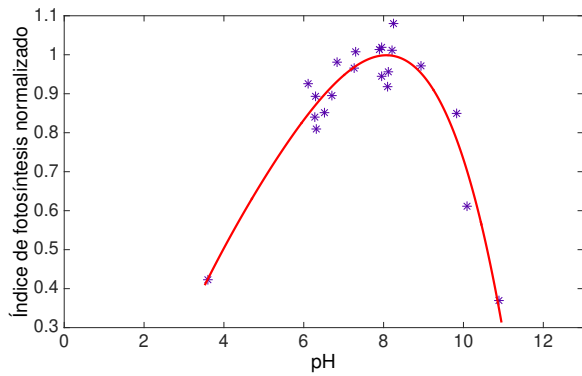


Figura 3: Relación pH y productividad

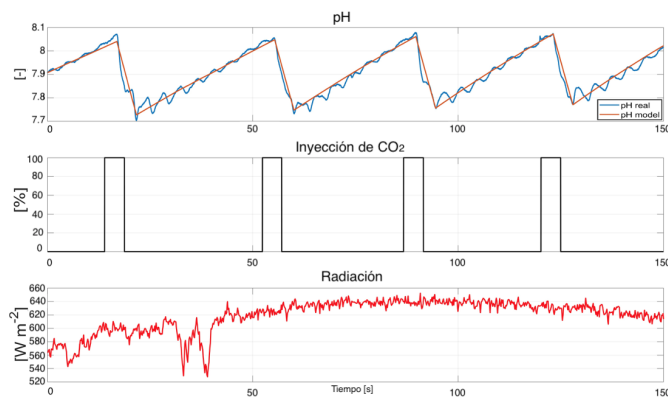


Figura 4: Ejemplo de validación del modelo.

las cotas de incertidumbre para el modelo del pH, resultando en la siguiente familia de plantas (constantes de tiempo y retardo en segundos):

$$P(s) \in \wp = \left\{ \frac{k}{1 + \tau s} e^{-t_r s}, \text{ con} \right. \quad (14)$$

$$k \in [-4.1, -0.35]$$

$$\tau \in [3.4, 8] \cdot 10^3$$

$$\left. t_r \in [1, 1.4] \cdot 10^2 \right\}$$

Es importante destacar la gran variabilidad en los parámetros debido al efecto diurno de la radiación en el proceso de fotosíntesis y el cambio de punto de operación. Destacar que además de la incertidumbre paramétrica en los modelos, hay que añadir la incertidumbre que aportan los sensores y actuadores utilizados, las condiciones climáticas como la lluvia o viento, la temperatura del reactor, etc.

3. Diseño del controlador

Esta sección presenta el diseño del controlador robusto QFT propuesto haciendo uso del modelo con incertidumbre presentado en la sección anterior. El objetivo es diseñar un controlador $C(s)$ y un prefiltro $F(s)$ si es necesario, como muestra el esquema de la Figura 5, donde todas las especificaciones se cumplan para la familia de plantas \wp (Guzmán et al., 2011). Se ha hecho

uso de un paquete propietario desarrollado en Matlab para el cálculo del controlador (Moreno et al., 2006).

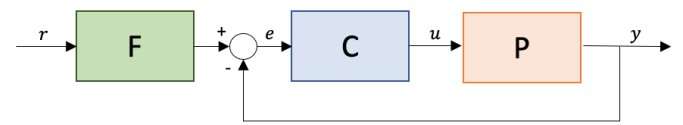


Figura 5: Esquema de control con dos grados de libertad.

El primer paso para el diseño de un controlador en QFT es definir el conjunto de frecuencias de diseño y las especificaciones de comportamiento y estabilidad que debe de cumplir el sistema en lazo cerrado, definidas en términos de inecuaciones sobre las funciones de transferencia de lazo cerrado. Considerando la incertidumbre del modelo mostrada en la ecuación (14), y la magnitud de la constante de tiempo y del retardo, se ha seleccionado un conjunto de frecuencias bajas, que abordan el rango de trabajo del sistema. $W = \{0.0001, 0.0005, 0.001, 0.01\} rad/s$. Por otro lado, las especificaciones se definen en el dominio de la frecuencia, y para este sistema se ha optado por una especificación de estabilidad dada por un margen de fase mayor o igual a $\lambda = 45^\circ$ para todos los puntos de operación, definida por la ecuación (15).

$$\left| \frac{y}{rF} \right| = \left| \frac{P(j\omega)C(j\omega)}{1 + P(j\omega)C(j\omega)} \right| \leq \lambda \forall \omega > 0, \forall P \in \wp \quad (15)$$

Para el seguimiento de referencias las especificaciones vienen dadas por las ecuaciones (16) - (18), que se corresponden con una constante de tiempo de lazo cerrado entre 3500 y 8200 segundos.

$$|B_l(\omega)| \leq \left| \frac{y}{r} \right| = \left| \frac{F(j\omega)P(j\omega)C(j\omega)}{1 + P(j\omega)C(j\omega)} \right| \leq |B_u(\omega)| \forall \omega > 0, \forall P \in \wp \quad (16)$$

$$B_l(s) = \frac{1}{(6400s + 1)(2600s + 1)(1000s + 1)} \quad (17)$$

$$B_u(s) = \frac{1}{3500s + 1} \quad (18)$$

Destacar que, como se mostrará en los ensayos de lazo cerrado, cada día el pH comienza en un valor de inicio diferente y por tanto es necesario realizar un seguimiento de consignas para conseguir que el pH se encuentre cercano al valor óptimo requerido por la cepa de microalga cultivada.

Una vez propuestas las especificaciones se procede a representar la incertidumbre en el plano de Nichols para las frecuencias en W como se muestra en la Figura 6. Se debe escoger una planta del conjunto como planta nominal, $P_o(s) \in \wp$ definida en la ecuación (19). En cada plantilla la planta nominal es marcada con un asterisco.

$$P_o(s) = \frac{-4.1}{3390s + 1} e^{-100s} \quad (19)$$

A continuación, a partir de las especificaciones definidas anteriormente y de las plantillas, para cada una de las frecuencias ω del conjunto W , se obtienen zonas prohibidas en el plano

de Nichols para la función de transferencia en lazo abierto (Moreno et al., 2006).

$$L_0(j\omega) = C(j\omega)P_o(j\omega)$$

Estas zonas limitadas se definen como fronteras, y hay una por cada frecuencia y especificación definida. En la Figura 7 se muestran las fronteras correspondientes a la especificación de estabilidad de 2.32dB y a la especificación de seguimiento de referencias dada por la diferencia de la magnitud en dB de las cotas en las ecuaciones (17) y (18), evaluadas para las frecuencias en el conjunto W .

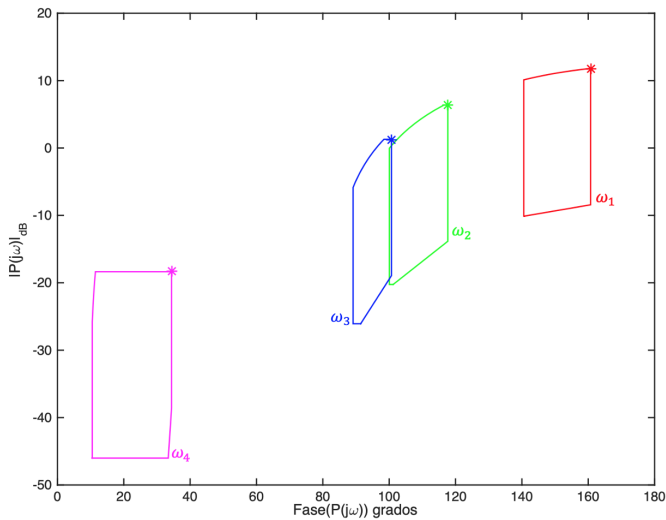


Figura 6: Plantillas ($\omega_1 = 0.0001, \omega_2 = 0.0005, \omega_3 = 0.001, \omega_4 = 0.01$),

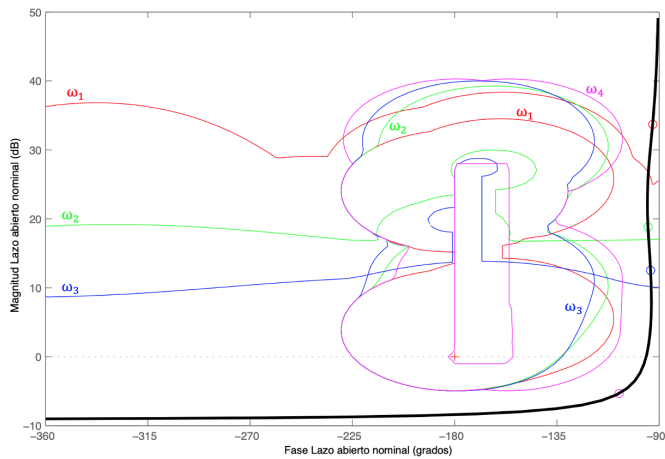


Figura 7: Ajuste de L_0 , fronteras de estabilidad y seguimiento ($\omega_1 = 0.0001, \omega_2 = 0.0005, \omega_3 = 0.001, \omega_4 = 0.01$).

Definidas todas las fronteras, la función en lazo abierto $L_0(j\omega)$ debe tener una forma que cumpla con todos los límites para cada una de las frecuencias. En la Figura 7 se puede observar también el ajuste de la función nominal de lazo abierto para el controlador PID sintonizado (Åström and Häggglund, 2006). El controlador $C(s)$ y el filtro $F(s)$ vienen dados por las siguientes ecuaciones:

$$C(s) = -34.28 \left(1 + \frac{0.00035}{s} \right) \left(1 + 83.89s \right) \quad (20)$$

$$F(s) = \frac{1}{4762s + 1} \quad (21)$$

El último paso en el diseño del controlador es validar si las especificaciones para frecuencias fuera del conjunto W se cumplen con el controlador seleccionado. Las Figuras 8 y 9 muestran la validación del diseño para las especificaciones de seguimiento y de estabilidad en el dominio de la frecuencia, respectivamente.

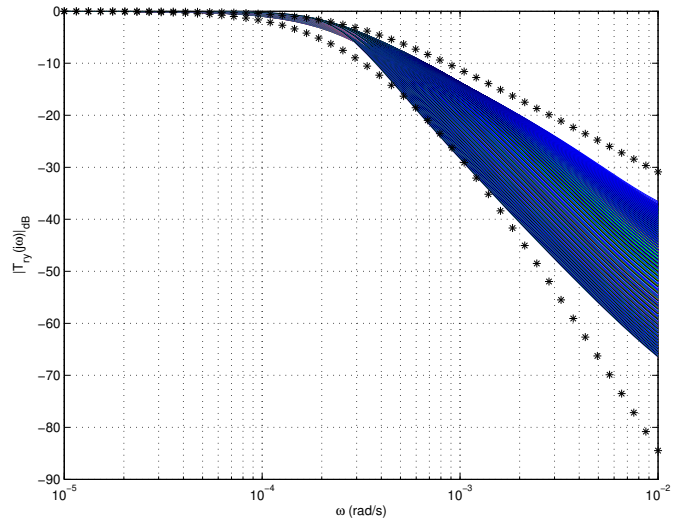


Figura 8: Validación de las especificaciones de seguimiento de referencia.

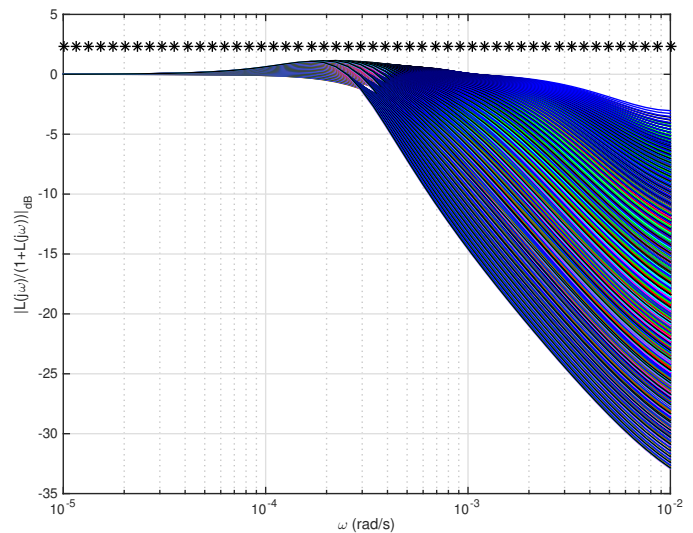


Figura 9: Validación de las especificaciones de estabilidad.

4. Resultados

Esta sección presenta la evaluación en simulación del controlador robusto diseñado en los distintos puntos de trabajo y su comportamiento en el reactor raceway real.

4.1. Simulación

Para evaluar el correcto funcionamiento del controlador en simulación se han tomado como referencia diversos días con distintas condiciones climatológicas y en distintos puntos de operación, tratando de evaluar el rendimiento del controlador frente a la variabilidad de la dinámica del proceso. Esto permite valorar su comportamiento antes de implementarlo en la planta real. Las simulaciones se han llevado a cabo haciendo uso del modelo no lineal del fotobiorreactor descrito en la sección 2 e implementado en Simulink. Con el fin de analizar el comportamiento del sistema en los distintos puntos de trabajo y evaluar si cumple las especificaciones diseñadas para el seguimiento de referencias, se han realizado escalones descendientes del pH al comienzo del día. Destacar que estas situaciones se producen de forma natural en el funcionamiento diario del proceso, ya que durante la noche los valores de pH alcanzan valores cercanos a 9 y cada mañana es necesario llevar el valor del pH cerca de los valores óptimos de la cepa que se esté cultivando.

Las Figuras 10 y 11 muestran dos ensayos de ejemplo para un día soleado y otro con nubes, cada uno de ellos además en distintos puntos de operación, comenzando los escalones de los ensayos en valores iniciales de pH de 8.3 y 7.9 respectivamente. En dichas Figuras se puede observar que el comportamiento del sistema es acorde a las especificaciones de diseño y es prácticamente el mismo en ambos días a pesar de comenzar en distintos puntos de trabajo y estar sometido a diferentes condiciones de clima, lo que demuestra el correcto funcionamiento del controlador robusto propuesto. Destacar que las oscilaciones en la respuesta del pH se deben al modelo no lineal implementado, basado en ecuaciones diferenciales parciales.

4.2. Reactor real

Una vez analizado el correcto funcionamiento del controlador en simulación, se realizó la implementación del mismo en el reactor raceway descrito en la sección 2. Las Figuras 12 y 13 muestran los ensayos experimentales realizados en el mes de junio de 2021 en diferentes condiciones climáticas y distintos puntos de operación. Destacar que se ha implementado un esquema antiwindup para evitar problemas de saturación en la señal de control.

En la Figura 12 se puede observar el comportamiento del reactor en un día con paso de nubes. Al inicio del día, el pH se encuentra en lazo abierto (no existe control durante la noche) alcanzando a primera hora de la mañana un valor de pH próximo a 8. Al cambiar de modo manual a automático, se puede observar cómo el sistema alcanza la referencia, en este caso de 7.4 de forma satisfactoria. Destacar cómo igualmente el controlador rechaza de forma rápida las perturbaciones debidas al paso de nubes como se puede observar un poco antes de las 14 horas.

Por otro lado, la Figura 13 muestra también un día menos nublado donde se pretende mantener un pH en torno a 7.8 durante el día. Para ello, de nuevo se conmuta de control manual a automático una vez que la radiación es suficiente para que las microalgas puedan realizar la fotosíntesis. Se puede observar la respuesta satisfactoria del pH alcanzando la referencia cuando se activa el modo automático, sobre las 9:30 horas. La señal de

control es suave durante todo el día e igualmente se rechazan las perturbaciones de cambios de radiación de forma adecuada.

Como se ha podido observar, con los ensayos experimentales, el comportamiento del controlador robusto es válido para la incertidumbre que aportan los distintos puntos de operación, los cambios en la consigna y las diferentes condiciones climáticas.

5. Conclusiones

En este trabajo se ha presentado el control robusto con QFT del pH de un reactor tipo raceway. En primer lugar, la dinámica no lineal del proceso ha sido capturada en forma de modelo de bajo orden con incertidumbre paramétrica. El modelo ha sido obtenido tras realizar ensayos para 20 días diferentes y 3 puntos de operación cercanos a la zona de productividad óptima del proceso. Posteriormente, se procedió al diseño del controlador que fue evaluado en simulación para diferentes puntos de operación y bajo diversas condiciones climatológicas, obteniendo resultados satisfactorios. A continuación, se realizaron ensayos reales en un reactor raceway ubicado en Almería durante el mes de junio de 2021. Los ensayos muestran un buen desempeño del controlador para los diferentes puntos de operación en los que se ha trabajado, bajo diferentes condiciones de operación.

Agradecimientos

Esta publicación es parte de los proyectos de I+D+i PID2020-112709RB-C21 y PID2020-112709RB-C22, financiado por el Ministerio de Ciencia e Innovación y FEDER "Una manera de hacer Europa".

Referencias

- Åström, K. J., Hägglund, T., 2006. Advanced PID control. ISA - The Instrumentation, Systems and Automation Society.
- Acién, G., Fernandez-Sevilla, J. M., Molina-Grima, E., 08 2017. Microalgae: The Basis of Mankind Sustainability. DOI: [10.5772/67930](https://doi.org/10.5772/67930)
- Barceló Villalobos, M., Serrano, C., Sanchez Zurano, A., García, L., Maldonado, S., Peña, J., Fernández, F., 2019. Variations of culture parameters in a pilot-scale thin-layer reactor and their influence on the performance of *scenedesmus almeriensis* culture 6. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2019.03.007>
- Berenguel, M., Rodríguez, F., Ación, J. G., 2004. Model predictive control of pH in tubular photobioreactors. *Journal of Process Control* 14, 377–387. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2003.07.001>
- Bernard, O., 12 2011. Hurdles and challenges for modelling and control of microalgae for CO₂ mitigation and biofuel production. *Journal of Process Control* 21, 1378–1389. DOI: [10.3182/20100705-3-BE-2011.00111](https://doi.org/10.3182/20100705-3-BE-2011.00111)
- Bernard, O., Rémond, B., 2012. Validation of a simple model accounting for light and temperature effect on microalgal growth. *Bioresource Technology* 123, 520–527. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.07.022>
- Chen, C. Y., Yeh, K. L., Aisyah, R., Lee, D. J., Chang, J. S., 2011. Cultivation, photobioreactor design and harvesting of microalgae for biodiesel production: A critical review. *Bioresource Technology* 102 (1), 71–81, special Issue: Biofuels - II: Algal Biofuels and Microbial Fuel Cells. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.06.159>
- Costache, T. A., Ación, F. G., Morales, M., Fernández-Sevilla, J. M., Stamatina, I., Molina, E., 2013. Comprehensive model of microalgae photosynthesis rate as a function of culture conditions in photobioreactors. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 7627–7637. DOI: [10.1007/s00253-013-5035-2](https://doi.org/10.1007/s00253-013-5035-2)

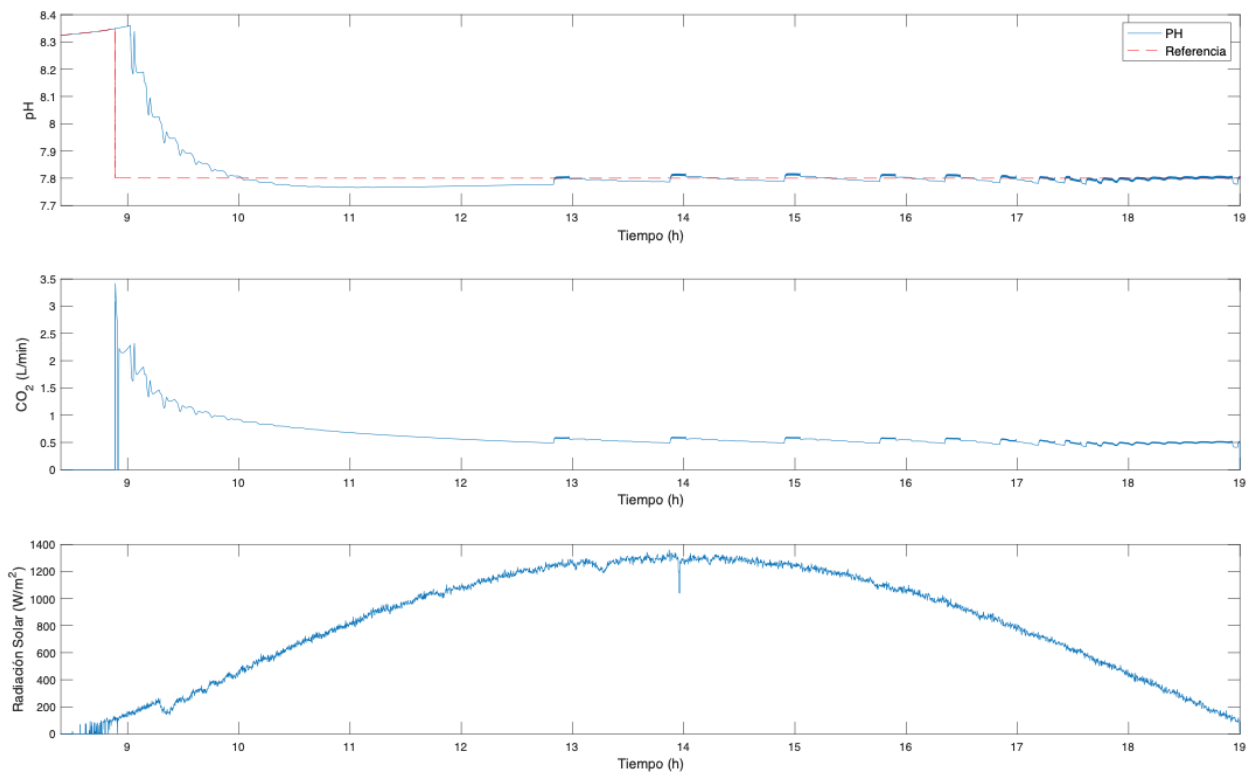


Figura 10: Ensayo en simulación de un día soleado para un valor inicial de pH=8.3

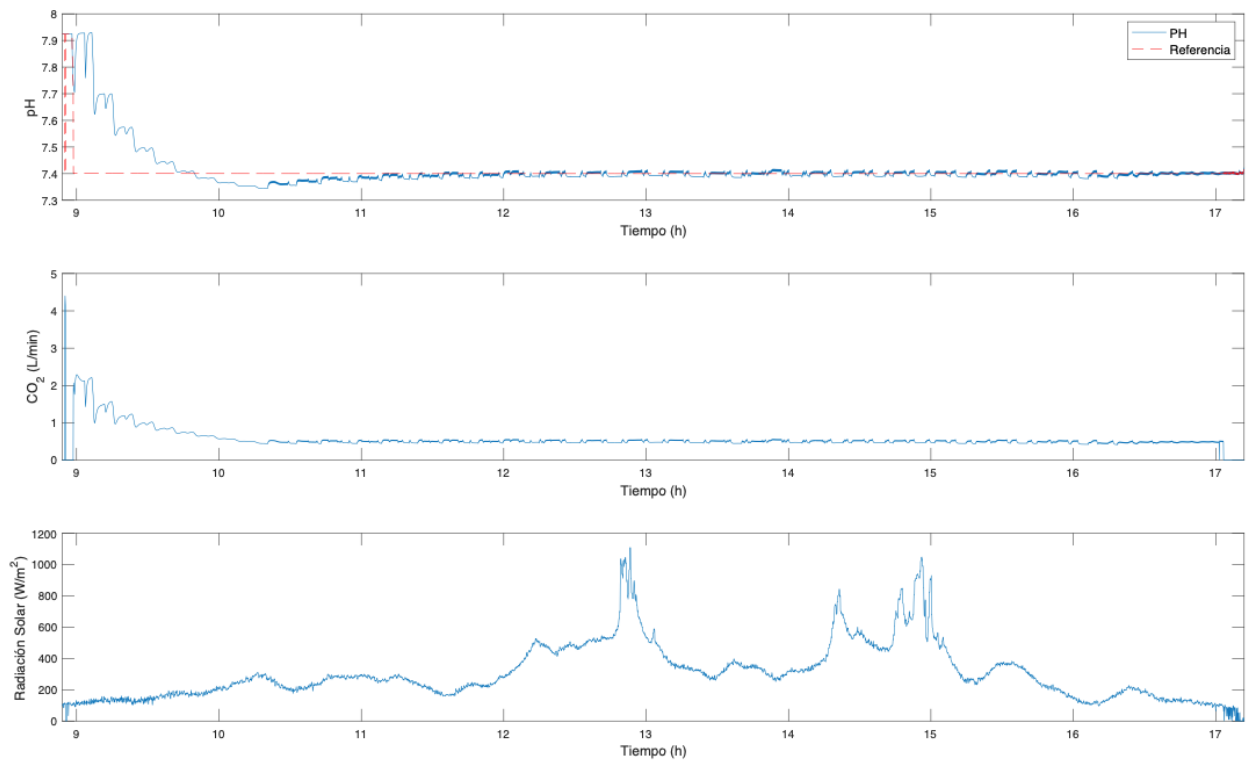


Figura 11: Ensayo en simulación de un día nublado para un valor inicial de pH=7.9

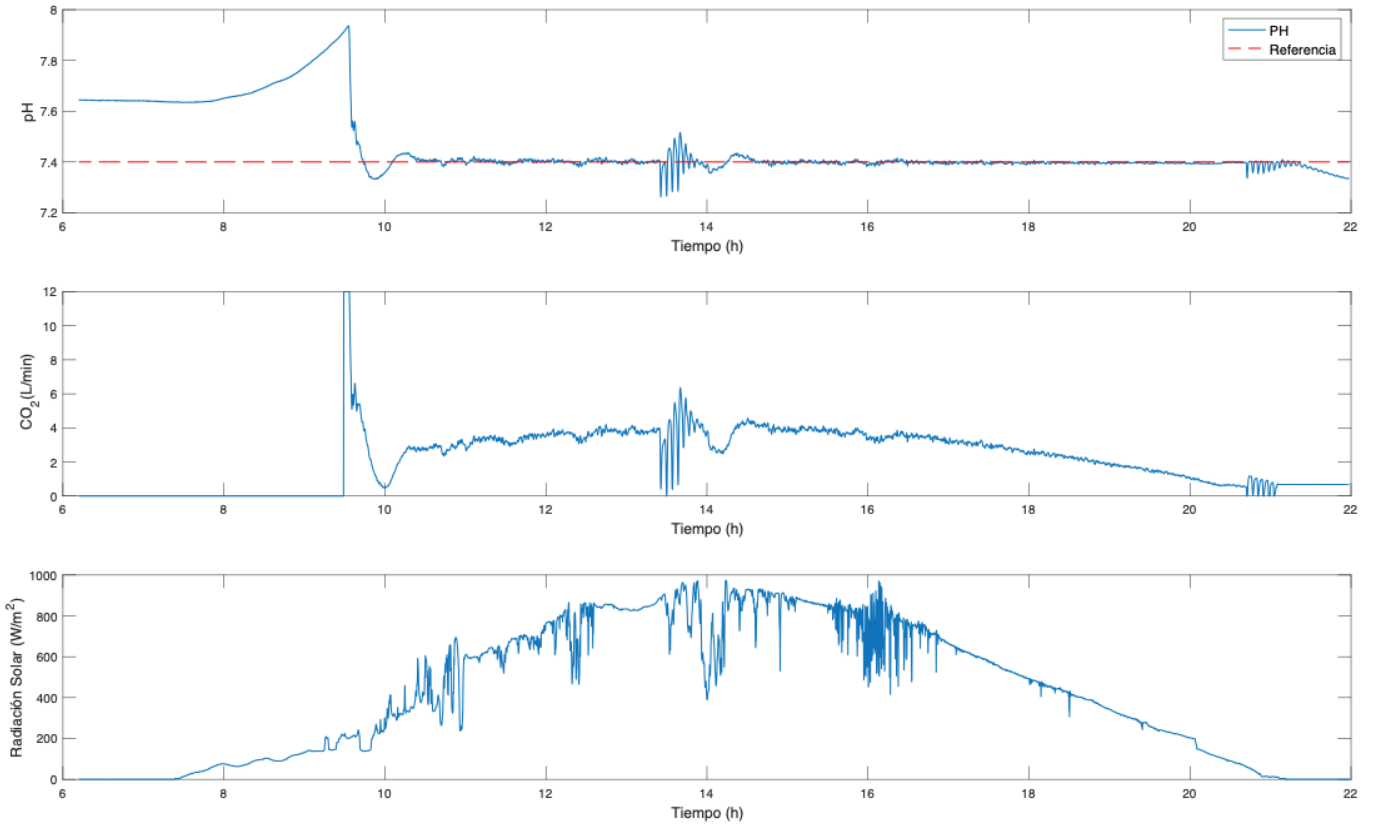


Figura 12: Ensayo en reactor raceway con un set point de pH=7.4

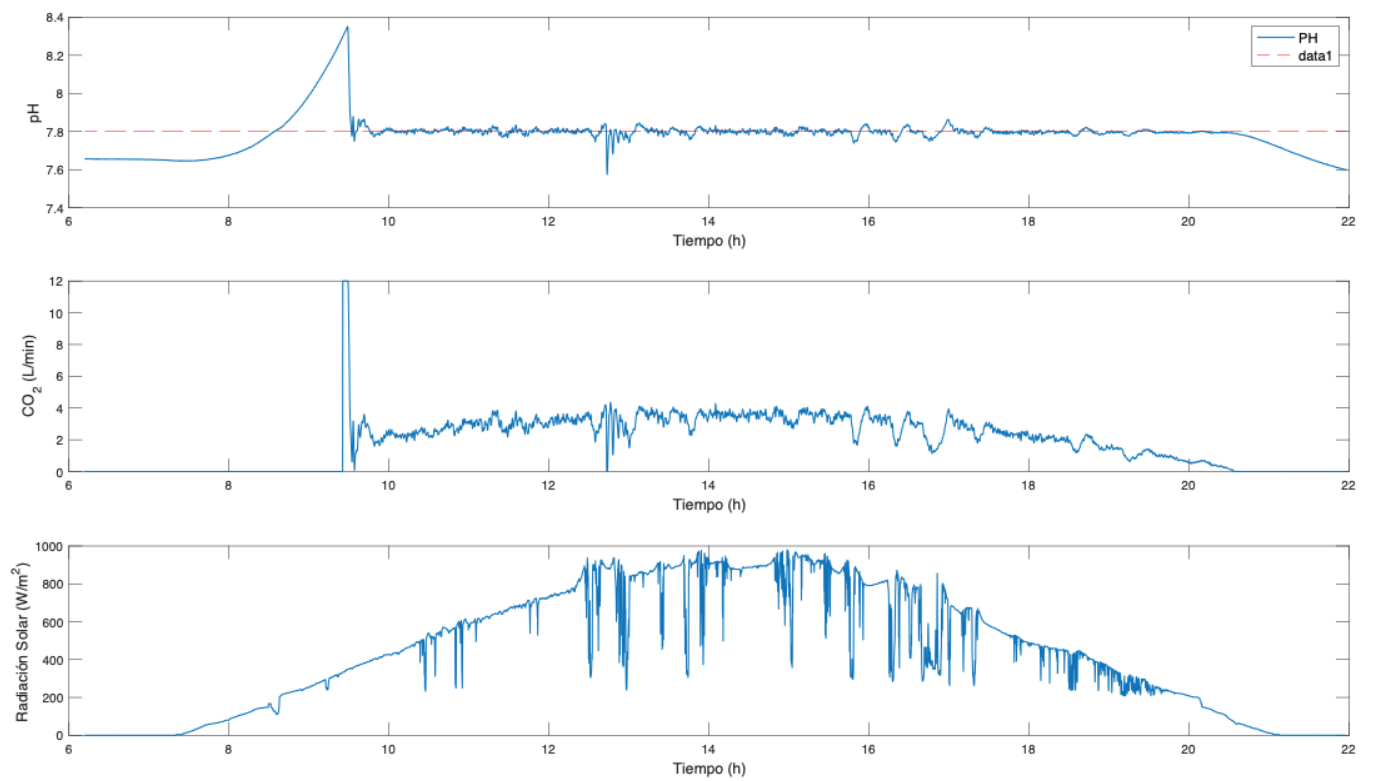


Figura 13: Ensayo en reactor raceway con un set point de pH=7.8

- Fernández, I., Ación, F. G., Guzmán, J. L., Berenguel, M., Mendoza, J. L., 2016. Dynamic model of an industrial raceway reactor for microalgae production. *Algal Research* 17, 67–78.
DOI: <https://doi.org/10.1016/j.algal.2016.04.021>
- Fernández, I., Ación, F. G., Berenguel, M., Guzmán, J. L., 2014. First principles model of a tubular photobioreactor for microalgal production. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 53 (27), 11121–11136.
DOI: [10.1021/ie501438r](https://doi.org/10.1021/ie501438r)
- Fernández, I., Peña, J., Guzmán, J. L., Berenguel, M., Ación, F. G., 2010. Modeling and control issues of pH in tubular photobioreactors. *IFAC Proceedings Volumes* 43 (6), 186 – 191, 11th IFAC Symposium on Computer Applications in Biotechnology.
DOI: [10.3182/20100707-3-BE-2012.0046](https://doi.org/10.3182/20100707-3-BE-2012.0046)
- González-Hernández, J., Rodríguez-Miranda, E., Guzmán, J. L., Ación, F., Visioli, A., 2022. Optimización de temperatura en reactores raceway para la producción de microalgas mediante regulación de nivel. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial* 0 (0).
DOI: [10.4995/riai.2022.16586](https://doi.org/10.4995/riai.2022.16586)
- Guzmán, J. L., Ación, F. G., Berenguel, M., 2021. Modelling and control of microalgae production in industrial photobioreactors. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial* 18 (1), 1–18.
DOI: [10.4995/riai.2020.13604](https://doi.org/10.4995/riai.2020.13604)
- Guzmán, J. L., Moreno, J. C., Berenguel, M., Rodríguez, F., Sánchez-Hermosilla, J., 2011. A frequency domain quantitative technique for robust control system design. In: *Robust Control*. IntechOpen, Rijeka, Ch. 17.
DOI: [10.5772/16027](https://doi.org/10.5772/16027)
- Horowitz, I., 1988. Quantitative feedback theory (QFT). In: 1988 American Control Conference. pp. 2032–2037.
DOI: [10.23919/ACC.1988.4790059](https://doi.org/10.23919/ACC.1988.4790059)
- Hoyo, A., Guzmán, J. L., Moreno, J. C., Berenguel, M., Septiembre 2017. Control robusto con QFT del pH en un fotobiorreactor raceway. In: *Actas de las Jornadas de Automática*. Gijón, Spain, pp. 6–8.
DOI: [10.17979/spudc.9788497497749.0077](https://doi.org/10.17979/spudc.9788497497749.0077)
- Ippoliti, D., Gómez, C., Morales-Amaral, M., Pistocchi, R., Fernández-Sevilla, J., Ación, F. G., 2016. Modeling of photosynthesis and respiration rate for *Isochrysis galbana* (T-Iso) and its influence on the production of this strain. *Bioresource Technology* 203, 71–79.
DOI: [10.1016/j.biortech.2015.12.050](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.12.050)
- Jebali, A., Ación, F. G., Gómez, C., Fernández-Sevilla, J. M., Mhiri, N., Karray, F., Dhoubi, A., Molina-Grima, E., Sayadi, S., 2015. Selection of native tunisian microalgae for simultaneous wastewater treatment and biofuel production. *Bioresource Technology* 198, 424–430.
DOI: [10.1016/j.biortech.2015.09.037](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.09.037)
- Moreno, J. C., Baños, A., Berenguel, M., 2006. Improvements on the computation of boundaries in QFT. *International Journal of Robust and Nonlinear Control* 16 (12), 575–597.
DOI: [10.1002/rnc.1078](https://doi.org/10.1002/rnc.1078)
- Pawlowski, A., Mendoza, J. L., Guzmán, J. L., Berenguel, M., Ación, F. G., Dormido, S., 2014. Effective utilization of flue gases in raceway reactor with event-based pH control for microalgae culture. *Bioresource Technology* 170, 1 – 9.
DOI: [10.1016/j.biortech.2014.07.088](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.07.088)
- Pawlowski, A., Mendoza, J. L., Guzmán, J. L., Berenguel, M., Ación, F. G., Dormido, S., 2015. Selective pH and dissolved oxygen control strategy for a raceway reactor within an event-based approach. *Control Engineering Practice* 44, 209 – 218.
DOI: [10.1016/j.conengprac.2015.08.004](https://doi.org/10.1016/j.conengprac.2015.08.004)
- Rodríguez-Miranda, E., Guzmán, J. L., Ación, F. G., Berenguel, M., Visioli, A., 2021. Indirect regulation of temperature in raceway reactors by optimal management of culture depth. *Biotechnology and Bioengineering* 118, 1186–1198.
DOI: [10.1002/bit.27642](https://doi.org/10.1002/bit.27642)
- Rodríguez-Miranda, E., Guzmán, J. L., Berenguel, M., Ación, F. G., Visioli, A., 2020. Diurnal and nocturnal pH control in microalgae raceway reactors by combining classical and event-based control approaches. *Water Science and Technology* 82 (6), 1155–1165.
DOI: [10.2166/wst.2020.260](https://doi.org/10.2166/wst.2020.260)
- Sánchez-Zurano, A., Serrano, C., Ación, F. G., Fernández-Sevilla, J. M., Molina-Grima, E., 2020. Modeling of photosynthesis and respiration rate for microalgae–bacteria consortia. *Biotechnology and Bioengineering* 118 (2), 952–962.
DOI: [10.1002/bit.27625](https://doi.org/10.1002/bit.27625)
- Vilanova, R., Alcántara, S., Pedret, C., 2021. Sintonía de controladores PID: un enfoque analítico basado en el moldeo de la función de sensibilidad. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial* 18 (4), 313.
DOI: [10.4995/riai.2021.15422](https://doi.org/10.4995/riai.2021.15422)
- Weissman, J. C., Goebel, R. P., 1987. Design and analysis of microalgal open pond systems for the purpose of producing fuels: A subcontract report. *Solar Energy Research*.
DOI: [10.2172/6546458](https://doi.org/10.2172/6546458)