

DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PUESTA EN MARCHA DE UN FOTOBIORREACTOR TUBULAR PARA PRODUCIR LA MICROALGA *CHLORELLA SP.*

Sergio Velásquez Vásquez y Adolfo Ulate Brenes*

Escuela de Ingeniería Química, Universidad de Costa Rica, San Pedro de Montes de Oca, San José, 2012 Costa Rica

Recibido agosto 2012; aceptado junio 2014

Abstract

The following is an article about the design and construction of a tubular photobioreactor to produce microalgae *Chlorella sp.* using combustion gases from a fuel-oil boiler. The reactor was build for the treatment of 50 L min⁻¹ of gas and contained a pretreatment for minimizing the sulfur dioxide presented in the combustion gases. The final maximum biomass concentration of 0.574 g/L was obtained. Finally, a proportional scale-up was carried out for a photobioreactor, which was fed with the total flow of gases from the boiler. The same would require 39 062 m² of available area and would produce 333 kg of dry mass at the end of the growth phase.

Resumen

Se diseñó y construyó un fotobiorreactor tubular para cultivar la microalga *Chlorella sp.* a partir del aprovechamiento de gases de combustión de una caldera de bunker, para mitigar el efecto ambiental de los gases y disminuir la huella de carbono. El equipo se diseñó para tratar un flujo de gas de 50 L min⁻¹ y lograr el máximo aprovechamiento de la luz solar e incluyó un pretratamiento para acondicionar los gases de manera que se minimizara el efecto de óxidos de azufre presentes en los gases de combustión. La máxima producción de biomasa alcanzada fue de 0,574 gramos por litro. Además se realizó el cálculo de escalamiento para un sistema que aprovechara el flujo total de los gases de la caldera, encontrándose que éste requeriría 39 062 m² de área disponible y produciría 333 kg de masa seca al final de la fase de crecimiento.

Key words: Combustion gas, microalgae, biofuels, photobioreactor, carbon dioxide, emissions

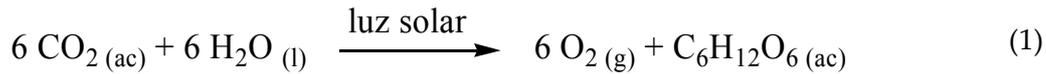
Palabras clave: Fotobiorreactor, gases de combustión, dióxido de carbono, microalgas, reducción de emisiones, biocombustibles.

I. INTRODUCCIÓN

La microalga *Chlorella vulgaris* al igual que la mayoría de las especies de su género, se encuentra en casi cualquier lugar del planeta y al ser un organismo fotosintético convierte la energía electromagnética en energía química.

La reacción que gobierna el proceso de fotosíntesis se puede describir a partir de la ecuación (1):

✉* Autor para correspondencia: adolfo.ulate@ucr.ac.cr



donde el CO_2 es la fuente de carbono y el agua el reductor que aporta el hidrógeno necesario para la biosíntesis de carbohidratos, obteniéndose además oxígeno como subproducto. Para el caso particular de las algas, el dióxido de carbono que se disuelve en agua puede ser H_2CO_3 , HCO_3^- y CO_3^{2-} .

El producto deseado en un fotobiorreactor es la biomasa, la cual puede ser utilizada para extraérsele una variedad de productos especializados (nutrientes, pigmentos, aceite). El carbono es el elemento principal de dicha biomasa, el cual forma parte del 45–50% del peso seco. Se estima que entre 1,65–1,83 g de CO_2 son necesarios para la síntesis de 1g de biomasa de alga seca [2].

Entre las variables que afectan dicha producción se tienen la temperatura, pH, radiación luminosa, concentración de CO_2 , concentración de nutrientes, etc.

Fotobiorreactores tubulares

Un fotobiorreactor tubular consiste, generalmente de un arreglo de tubos transparentes que usualmente están hechos de vidrio o policarbonato debido a su resistencia, transparencia y durabilidad. Este arreglo de tubos, se conoce como receptor solar, y es donde la luz del sol se captura. Los diámetros de los tubos normalmente rondan los 0,1 m o menos. Esto se debe principalmente a que cuando la densidad de un cultivo aumenta, la luz del sol no penetra profundamente, lo cual se necesita para asegurar una alta productividad de biomasa. El caldo de biomasa se recircula desde un reservorio hasta el receptor solar y de vuelta otra vez al reservorio.

Parámetros de diseño de un fotobiorreactor tubular

Un fotobiorreactor tubular consta de dos partes principales. El receptor solar, conformado por el circuito de tuberías transparentes y la sección de desoxigenación, que es por donde el sistema libera el oxígeno que se produce por la fotosíntesis y que debe ser expulsado para evitar daño fotooxidativo [1]. Este se acarrea y se expulsa con aire que se inyecta en la columna de ascenso conocida como columna de desoxigenación.

Existen factores que se deben tomar en cuenta a la hora de construir y poner en marcha un fotobiorreactor como el diámetro y la longitud de los tubos, la velocidad de flujo, la longitud de la columna de desoxigenación, etc.

El diseño sugerido en la bibliografía utiliza un impulso neumático con el mismo aire utilizado para retirar el oxígeno producido y se desarrolló con la especie *Phaeodactylum tricornutum*. Sin embargo, se espera que un sistema de este tipo tenga un comportamiento similar con otras especies.

La productividad de la biomasa se puede aumentar al máximo maximizando la irradiación en la superficie de los tubos para lo cual es preferible un diseño de circuito de dos niveles (Figura 1), con una capa de tubos colocados debajo de una primera capa que a su vez maximice el uso de la tierra. En esta configuración, el circuito inferior se desplaza horizontalmente con respecto al superior, a fin de que todos los tubos sean visibles cuando se ven directamente desde la parte superior. La velocidad de flujo de líquido en el circuito tubular debe ser lo suficientemente alta para garantizar un flujo turbulento a fin de que las células no se estanquen en el interior oscuro del tubo por mucho tiempo. Sin embargo, la excesiva turbulencia puede dañar las células y esto plantea un límite en la velocidad del cultivo [1].

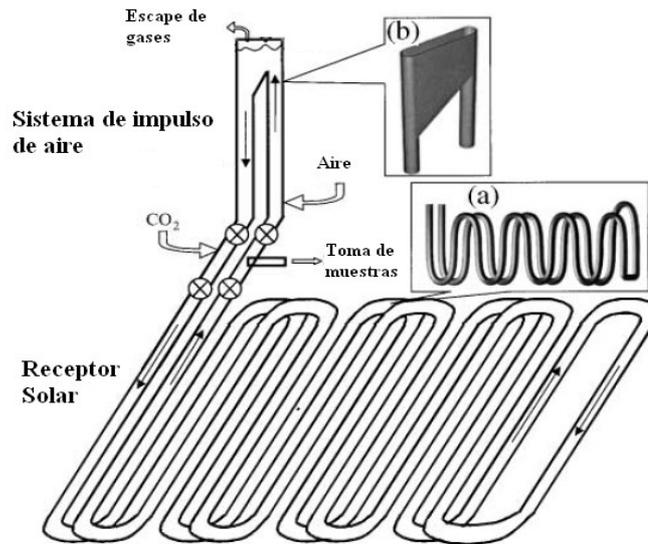


FIGURA 1. Fotobiorreactor tubular con los detalles del receptor solar (a) y la zona desgasificación (b) [1].

En general, la energía y la velocidad inducida en el tubo y en la zona de ascenso del aire debe ser tal que las dimensiones de los microremolinos, no se aproximen a las dimensiones celulares. La longitud equivalente de los microremolinos se puede estimar mediante la teoría de turbulencia isotrópica local de Kolmogorof [9]; que se describe mediante la siguiente ecuación:

$$\lambda = \left(\frac{\mu_L}{\rho} \right)^{\frac{3}{4}} \xi^{-\frac{1}{4}} \quad (2)$$

donde λ es la longitud del micro remolino, ξ es la disipación de energía por unidad de masa, μ_L es la viscosidad del fluido, y ρ la densidad del fluido. La tasa de disipación específica de energía en el tubo depende de la caída de presión, o sea:

$$\xi = \frac{2C_f U_L^3}{\phi} \quad (3)$$

donde C_f es el factor de fricción de Fanning; U_L es la velocidad del líquido en el tubo; ϕ el diámetro del tubo. El factor de fricción se puede calcular utilizando la ecuación de Blasius:

$$C_f = 0,0791 \text{ Re}^{-0,25} \quad (4)$$

donde Re es el número de Reynolds calculado de la siguiente manera:

$$\text{Re} = \frac{\rho U_L \phi}{\mu_L} \quad (5)$$

El diseño debe garantizar que la longitud del micro remolino (λ) sigue siendo mayor que las dimensiones de las células de algas, mientras que el número de Reynolds debe ser superior a 3000 para que el flujo sea turbulento. Como se señaló anteriormente, la longitud máxima del receptor solar está limitada por una combinación de factores que son el límite máximo aceptable en

la concentración de oxígeno disuelto, la velocidad del líquido en el tubo, y la tasa de fotosíntesis [12]. La longitud del circuito tubular, puede ser demostrada por:

$$L = \frac{U_L ([O_2]_{entrada} - [O_2]_{salida})}{R_{O_2}} \quad (6)$$

donde U_L es la velocidad máxima admisible por el cultivo, establecida por el daño celular o por consideraciones físicas. En la ecuación anterior, la concentración de oxígeno en la entrada del receptor solar $[O_2]_{entrada}$, es generalmente el mismo que el valor de saturación, cuando el fluido está en equilibrio con la atmósfera, $[O_2]_{salida}$ es el máximo aceptable de concentración de oxígeno disuelto que no inhibe la fotosíntesis y R_{O_2} es la tasa de generación volumétrica de oxígeno por la fotosíntesis en el tubo.

Para estimar la transferencia gas líquido de oxígeno en la columna de desoxigenación, el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa $k_L a_L$ puede estimarse directamente a través de la relación entre la retención de gas, el diámetro promedio de las burbujas y el coeficiente real de transferencia de masa dada por [5] en la siguiente ecuación:

$$\frac{k_L}{d_B} = \frac{k_L a_L (1 - \varepsilon_r)}{6 \varepsilon_r} \quad (7)$$

donde ε_r es la retención del gas en el tubo de ascenso o columna de desoxigenación y d_B el diámetro promedio de las burbujas.

Los cálculos de la razón k_L/d_B , ecuación (7) a partir de medidas de $k_L a_L$ y retención de gas en columnas de burbujas y aparatos neumáticos se ha mostrado constante para un fluido dado, independientemente del flujo de aireación [6]. Para dispersiones aire agua y suspensiones acuosas el valor k_L/d_B puede calcularse a través de:

$$\frac{k_L}{d_B} = 5,63 \times 10^{-5} \left(\frac{g D_L \rho^2 \sigma}{\mu_L^3} \right)^{0,5} e^{-0,131 C_s} \quad (8)$$

donde C_s es la concentración de sólidos en suspensión (peso/volumen%), D_L es la difusividad del gas en el líquido, y σ es la tensión interfacial. El cociente k_L/d_B calculado con la ecuación (8) puede ser utilizado en la ecuación (7) para determinar el $k_L a_L$.

La solución a las ecuaciones anteriores ha dado origen a dos gráficas, en las cuales se relaciona la velocidad del líquido en el receptor solar U_L , la velocidad superficial del gas U_G , en la columna de desoxigenación, el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa $k_L a_L$ y la altura de la columna de desoxigenación.

A través de las ecuaciones y de la Figura 2, se puede calcular la velocidad de recirculación en el fotobiorreactor tubular, la longitud máxima del circuito del receptor solar, la cantidad de aire a inyectar en el fotobiorreactor, tanto para purgar el oxígeno, como para inducir movimiento en el caldo de cultivo y la altura de desoxigenación.

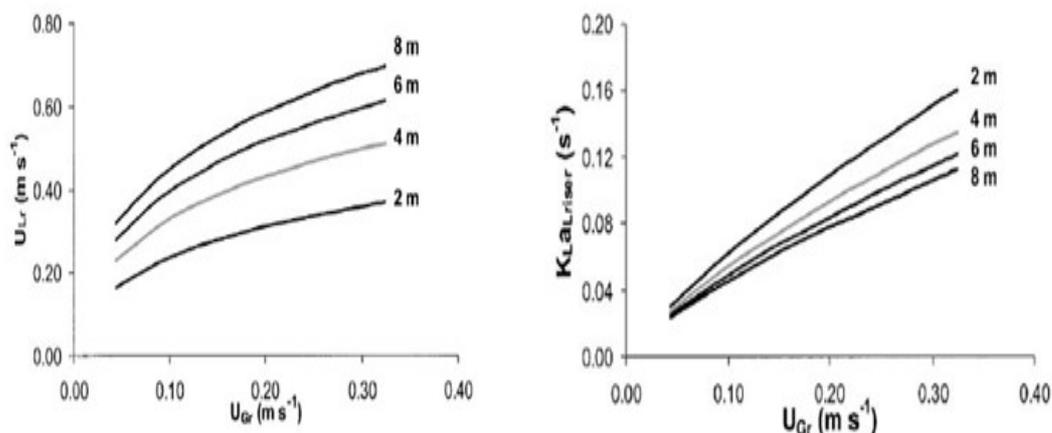


FIGURA 2. Velocidad del líquido en el tubo del receptor solar y coeficiente de transferencia de masa volumétrica ($k_L a_L$) en la zona ascendente de la columna de desoxigenación vs velocidad superficial del gas (U_G) para diferentes alturas [1].

Escalamiento de fotobiorreactores tubulares

El funcionamiento en paralelo de múltiples tubos originándose y terminando en cabezales comunes es un diseño que permite mayores flujos de trabajo. De lo anterior, se puede determinar una relación entre el área y la cantidad del gas a tratar, por lo que el escalamiento es proporcional, es decir al multiplicar la cantidad de los gases por el factor, se obtienen la cantidad de módulos necesarios para el tratamiento; suponiendo que estos estarán bajo las mismas condiciones que el equipo piloto y que además funcionarán por lotes. Esto asume que a cada módulo se le inyectaría un flujo de gases igual al del fotobiorreactor construido y el número de estos dependerá de la cantidad de gases que se desee procesar o la cantidad de biomasa que se desee producir.

El proyecto tuvo como objetivo principal diseñar y construir un fotobiorreactor para producir microalgas a partir del aprovechamiento de gases de combustión de una caldera. La construcción fue un primer esfuerzo para transformar el dióxido de carbono, responsable directo del cambio climático, en carbono orgánico por medio de la producción de microalgas. El fotobiorreactor se utilizó para determinar la curva del crecimiento de una especie escogida de microalga, tomando en cuenta factores abióticos, bióticos, y operacionales. El proyecto se llevó a cabo en la terminal de distribución de Ochozogo de la Refinadora Costarricense de Petróleo S.A., aprovechando los gases de calderas provenientes al proceso de producción de emulsiones asfálticas.

II. MATERIALES Y MÉTODOS

Diseño y construcción del fotobiorreactor tubular

De acuerdo a la literatura se diseñó el receptor solar y la sección de desoxigenación del fotobiorreactor. Las condiciones de operación tales como velocidad de recirculación y aireación estuvieron ligadas a las dimensiones del equipo.

Se realizó un balance de energía mecánica, para establecer la caída de presión necesaria para succionar una parte de los gases de combustión, desde un orificio lateral en la chimenea de la caldera al punto de inyección en el fotobiorreactor. Con estos datos se diseñó y construyó un inyector tipo Venturi. Dichos gases se pretrataron por una columna de lavado por aspersión para retirar partículas y especies nocivas para el crecimiento de las algas como el SO_2 y los NO_x .

Finalmente se enfriaron en un intercambiador de calor para ser inyectados a la temperatura del sistema (25 °C).

Dimensiones del receptor solar

Las dimensiones para el diseño en el receptor solar son el diámetro de la tubería transparente, la longitud total de su recorrido, el arreglo y espaciado entre tubos y por ende el área ocupada. La literatura sugiere un diámetro externo de 0,6 m para los tubos del receptor solar. Los tubos adquiridos para este proyecto fueron hechos de policarbonato con un diámetro interno de 0,0508 m y uno externo de 0,0572 m.

Tal como se señaló anteriormente, el exceso de turbulencia es potencialmente perjudicial para las células de algas. Por lo tanto, la velocidad de flujo debe ser tal que las dimensiones de los microremolinos sean superiores a $17\mu\text{m}$ en los tubos del circuito del colector solar. Estas dimensiones corresponden al diámetro promedio que se espera en un cultivo de *Chlorella sp.* Mediante las ecuaciones 2 a 6 se despejó la velocidad v_L de flujo máximo que las células pueden soportar cuyo valor dio como resultado $4,13 \text{ m s}^{-1}$, suponiendo un comportamiento como el del agua a 25°C para el caldo del cultivo. Dado que el sistema debía estar en flujo turbulento, el valor del número de Reynolds, ecuación (5), debió ser mayor a 3000, y esto correspondió a una velocidad mínima del sistema de $0,08 \text{ ms}^{-1}$.

Nótese que el ámbito de las velocidades en el sistema es bastante amplio, sin embargo las velocidades más allá de 1 ms^{-1} no se pueden utilizar en el equipo, principalmente debido a las limitaciones de resistencia mecánica de las uniones entre tuberías y accesorios. Por lo tanto siguiendo la recomendación de la literatura, se supuso como velocidad máxima de diseño $0,5 \text{ ms}^{-1}$, la cual equivale al diámetro interno del tubo a $1,28 \text{ L s}^{-1}$ ($20,4 \text{ gal min}^{-1}$). Utilizando este valor de velocidad, que se encuentra en régimen turbulento, la longitud máxima del recorrido del receptor solar se calculó de tal forma que la concentración de oxígeno en el final del circuito no excediera un 300 % del valor de saturación del aire. Por lo tanto, de acuerdo con los datos reportados en la literatura para *Chlorella Sp.*, se podría esperar una tasa de generación de oxígeno mínima de $0,064 \text{ g m}^{-3}\text{s}^{-1}$, correspondiente a una productividad de biomasa de $1,66 \text{ g l}^{-1}\text{d}^{-1}$.

La longitud máxima del recorrido del receptor solar se calculó mediante la ecuación (6) y se obtuvo una longitud máxima de 125 m para el circuito del receptor solar. Sin embargo, por consideraciones de diseño, como área disponible y para asegurar que no hubiera un exceso de oxígeno disuelto en la salida del circuito, se siguió la recomendación de la literatura de no pasar de 80 metros para el recorrido del receptor solar.

En la Figura 3 se muestra un esquema del receptor solar y en el Cuadro 1, se resumen los valores para su diseño.

Dimensiones de la columna de desoxigenación

La columna de desoxigenación ha sido utilizada por otros autores para inducir el movimiento de recirculación del caldo de cultivo en el fotobiorreactor (*airlift system*). Normalmente en la construcción de fotobiorreactores con sistema *airlift*, la altura de la columna de desoxigenación está condicionada por la velocidad de circulación que pueda inducir al líquido dentro del equipo. En el caso de este proyecto, el aire no se requiere para inducir movimiento al líquido, ya que se introdujo el uso de una bomba de diafragma, por lo que la altura de la columna de desoxigenación solo está condicionada a su efectividad para expulsar el oxígeno en exceso del sistema. Del estudio bibliográfico [1], se recomiendan un valor de k_{LaL} de $0,13 \text{ s}^{-1}$, suficiente para reducir la concentración de oxígeno disuelto de 300 % de saturación del aire al mínimo de 100 % a la entrada del receptor solar.

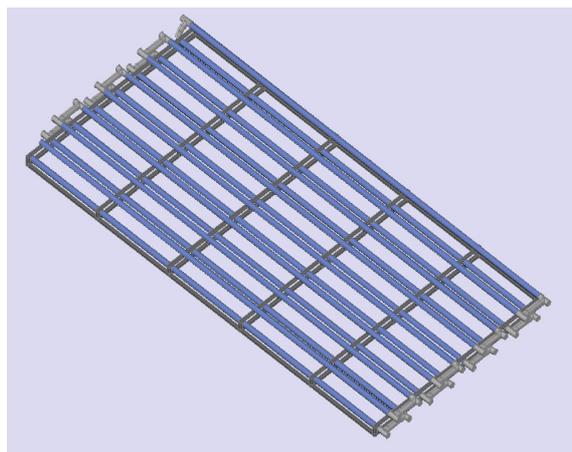


FIGURA 3. Esquema del receptor solar del fotobiorreactor tubular.

CUADRO 1. Valores de diseño para el receptor solar

Descripción	Valor calculado	Valor utilizado
Diámetro de los tubos transparentes	0,06 m	0,0508 m
Longitud total del receptor solar	125 m	80 m
Distancia vertical entre capas de tubos	0,03 m	0,03 m
Distancia horizontal entre tubos paralelos adyacentes	0,09 m	0,09 m
Velocidad máxima del cultivo a través del receptor solar	4,13 m s ⁻¹	0,5 m s ⁻¹
Flujo volumétrico a lo largo del receptor solar	11,67 L s ⁻¹	1,28 L s ⁻¹

A fin de evitar alturas imprácticas, disminuir el flujo de aire requerido, y simplificar la construcción de soportes y el mantenimiento del equipo, se eligió una altura de dos metros para la columna de desoxigenación. Para alcanzar el valor de k_{LaL} recomendado, se debió inyectar una cantidad de aire tal que, induzca en el líquido una velocidad cercana a 0,25 ms⁻¹, tal como se puede apreciar en la Figura 4.

La columna de desoxigenación dio paso al caldo de cultivo hacia el recipiente por donde salen los gases. Dicho recipiente, conocido como tanque desaierador, se utilizó para interconectar la columna de desoxigenación con el tubo de descenso por donde retornaba el cultivo al receptor solar.

Diseño y construcción del inyector Venturi

Para diseñar el inyector Venturi fue necesario realizar un balance de energía entre el punto de succión de la chimenea y el punto de inyección en el fotobiorreactor. Esto permitió determinar la diferencia de presión necesaria entre estos dos puntos para poder inyectar la fracción de los gases de chimenea al fotobiorreactor.

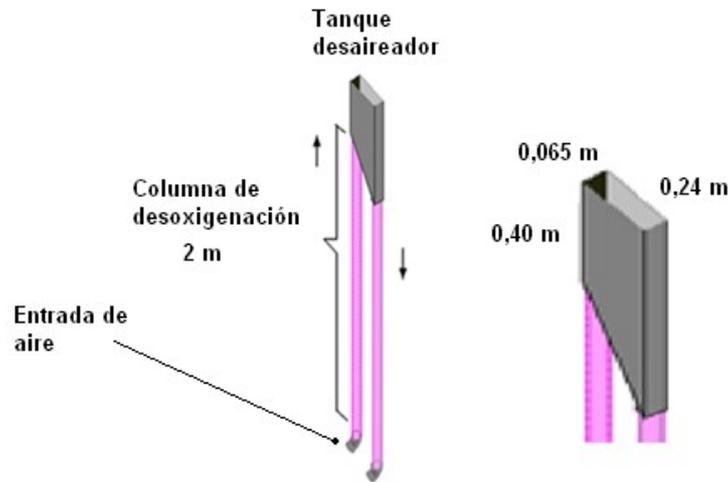


FIGURA 4. Esquema de la columna de desoxigenación y tanque desaireador.

La literatura recomienda que la inyección de gases en general, para fotobiorreactores se haga con un factor de 0,25 a 0,50 de volumen de gas por volumen de cultivo por minuto [11]. Dado que el fotobiorreactor diseñado posee un volumen aproximado de 200 litros, el ámbito de inyección de gases podía ser de 50 Lmin^{-1} a 100 Lmin^{-1} . Se definió utilizar un flujo de 50 Lmin^{-1} para efectos de la parte experimental a temperatura y presión normal y se supuso la densidad y la viscosidad de los gases igual a las del aire [10]. En la Figura 5 se muestra un esquema del recorrido de los gases en donde se realizó el balance de energía. Al final se sumaron todas las caídas de presión.

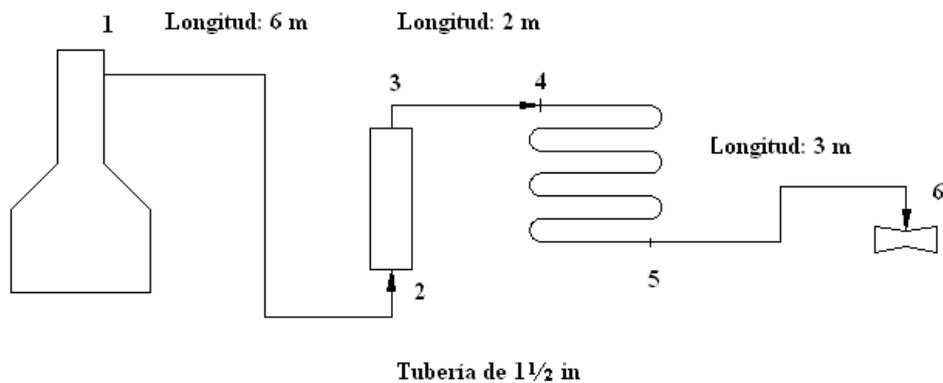


FIGURA 5. Esquema utilizado para el balance de energía mecánica entre el punto de succión de la chimenea y el punto de inyección en el fotobiorreactor.

Para calcular la caída de presión en la torre de lavado por aspersión, la cual corresponde al punto 2 en el esquema anterior, se recurrió a los métodos de Calvert [13]. Después de que los gases se succionan a través de la torre de lavado por aspersión, se dirigen hacia un intercambiador tubo-tubo. El área de este equipo para la transferencia de calor de $1,44 \text{ m}^2$ equivalente a 10,8 m con un diámetro interno en el tubo interior de 0,0351 m y un diámetro interno en el tubo externo de 0,0627 m. Los gases de la caldera ingresaron al intercambiador a $135 \text{ }^\circ\text{C}$. Por lo tanto se calculó la caída de presión a través de este recorrido, mediante la ecuación (9):

$$\Delta P = \frac{C_f G^2 L}{72g\rho D} \quad (9)$$

donde C_f es el factor de fricción, G es la velocidad masa, L es la longitud del tubo interno, g es la aceleración de la gravedad, ρ es densidad del gas y D es el diámetro interno del tubo del intercambiador.

Los resultados del balance de energía y las caídas de presión se muestran en el cuadro 2. El balance de energía mecánica en el fotobiorreactor se realizó con las dimensiones del equipo, y sus condiciones de operación definidas, para determinar la presión de descargar la bomba de diafragma disponible. Lo anterior permitió diseñar el inyector Venturi que succionó la fracción de gases combustión de la chimenea. En la Figura 6 se muestra un esquema del fotobiorreactor tubular.

CUADRO 2. Sumatoria de la caída total de presión entre el punto de succión de la chimenea y el punto de inyección del fotobiorreactor

Caída de presión	Valor (Pa)	%
Sección 1-2, ΔP_{12}	19,0	3,25
Sección 3-4, ΔP_{12}	Despreciable	0
Sección 5-6, ΔP_{12}	Despreciable	0
Intercambiador tubo-tubo, ΔP_{tt}	66,3	11,4
Torre de lavado, ΔP_{tl}	498	85,4
Caída total de presión, $\Sigma \Delta P$	583	

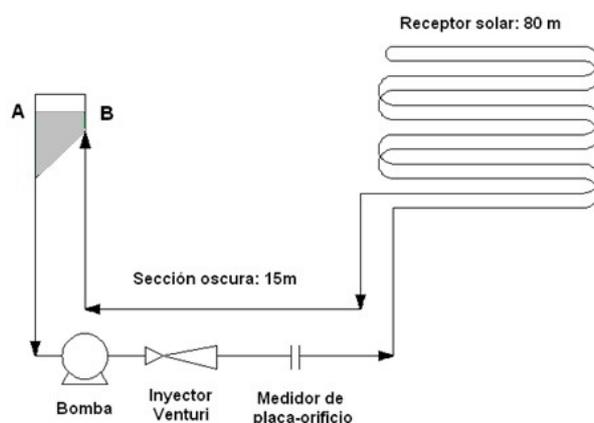


FIGURA 6. Esquema del fotobiorreactor utilizado para el balance de energía mecánica.

El balance de energía se realizó entre el punto A y el punto B del fotobiorreactor (ecuación diez), en sentido de la dirección de las flechas (Figura 6).

$$\frac{P_A}{\rho} + \frac{v_A^2}{2} + g Z_A + \eta W_p = \frac{P_B}{\rho} + \frac{v_B^2}{2} + g Z_B + h_f \quad (10)$$

Como resultado se obtiene la siguiente ecuación simplificada:

$$\eta W_p = h_f \quad (11)$$

El término h_f en la ecuación (11), se refiere a la sumatoria de cada una de las pérdidas de energía entre el punto A y B. De acuerdo a los cálculos realizados, se obtuvo una presión a la salida de la bomba de diafragma de 49 877 Pa.

Una vez conocido el flujo volumétrico de recirculación en el fotobiorreactor, la caída de presión para inyectar los gases y la presión de descarga de la bomba se procedió a dimensionar el inyector Venturi. Fijadas las condiciones, se dimensionó el diámetro de la garganta (ecuación 12):

$$Q_T = \frac{C_o}{\sqrt{1 - \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^4}} \cdot \frac{D_2^2}{4} \pi \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho}} \quad (12)$$

donde Q_T es el flujo volumétrico de líquido que pasa a través del Venturi, C_o es el coeficiente de flujo, D_1 es el diámetro de entrada y salida del Venturi, D_2 es el diámetro de la garganta del Venturi, P_1 es la presión a la entrada, P_2 es la presión requerida en la garganta, ρ es la densidad del líquido que pasa a través del Venturi.

El diámetro de la garganta obtenido fue de 12,3 mm, sin embargo para facilitar su construcción, se eligió un diámetro de 12 mm. La Figura 7 muestra un esquema del inyector. Una vez que se definieron las dimensiones más importantes del fotobiorreactor tubular y sus accesorios, y las condiciones de trabajo como flujo de recirculación e inyección de aire y gases de combustión, se efectuó el diseño final que se presenta en la Figura 8. La Figura 9 muestra una fotografía del sitio del proyecto y el equipo construido.

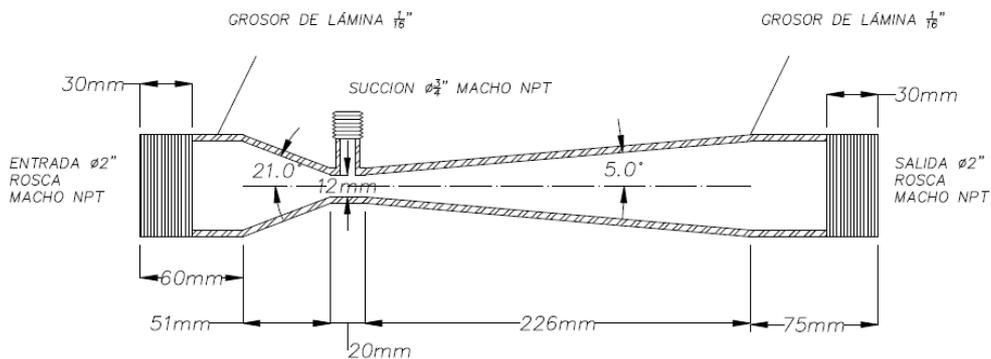


FIGURA 7. Esquema del inyector Venturi.

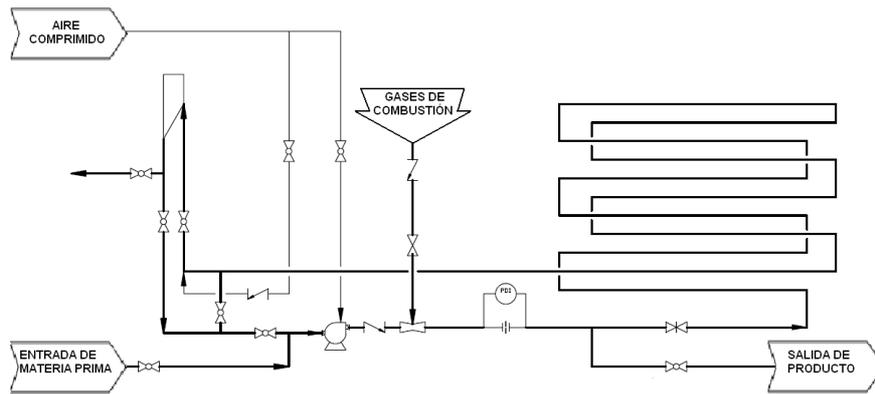


FIGURA 8. Diagrama del fotobiorreactor tubular que se construyó.



FIGURA 9. Fotobiorreactor tubular y sus servicios.

A partir de la construcción del prototipo del fotobiorreactor tubular, se estudió el crecimiento de la microalga *Chlorella sp.* El Laboratorio de Algas del Centro de Investigaciones Marítimas y de Limnología (CIMAR) de la Universidad de Costa Rica proporcionó y cultivó el inóculo inicial de microalgas.

El equipo se probó antes para verificar su funcionamiento y se llevaron a cabo dos corridas experimentales. Posteriormente se realizó una tercera en condiciones diferentes. Se midió el pH, la temperatura, y la radiación solar para cuantificar el crecimiento de las microalgas. También se monitoreó el flujo y composición de gas que se inyectó al equipo, así como la recirculación en el fotobiorreactor.

El cuadro 3 muestra el equipo utilizado para la realización de las mediciones

CUADRO 3. Equipo utilizado en el desarrollo experimental del proyecto

Equipo	Fabricante	Modelo
pH-metro	Oaktlon	WD-35613-10
Radiómetro	Hansatech	SKP216ER110428541
Analizador de gases	Eurotron	Unigas 3000+BTU
Micrómetro digital	Alnor	AXD 560
Balanza Analítica	AE Adam	AE245116814
Bomba de diafragma	Wilden	PM-60
Termómetro digital	Oaktlon	WD-35626-00
Medidor de orificio	Rosemount	1195/2051

III. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Resultados para las corridas experimentales para la puesta en marcha del equipo

Una vez que se ajustó la alimentación de gases y la recirculación, se arrancó con el experimento tomando muestras diarias y realizando diferentes mediciones de radiación solar, pH y temperatura durante el día. Además se midió al menos 2 veces la concentración de dióxido de carbono antes y después del pretratamiento de los gases (torre de lavado por aspersión e intercambiador de calor). En la Figura 10 se presentan los resultados de las corridas experimentales 1 y 2.

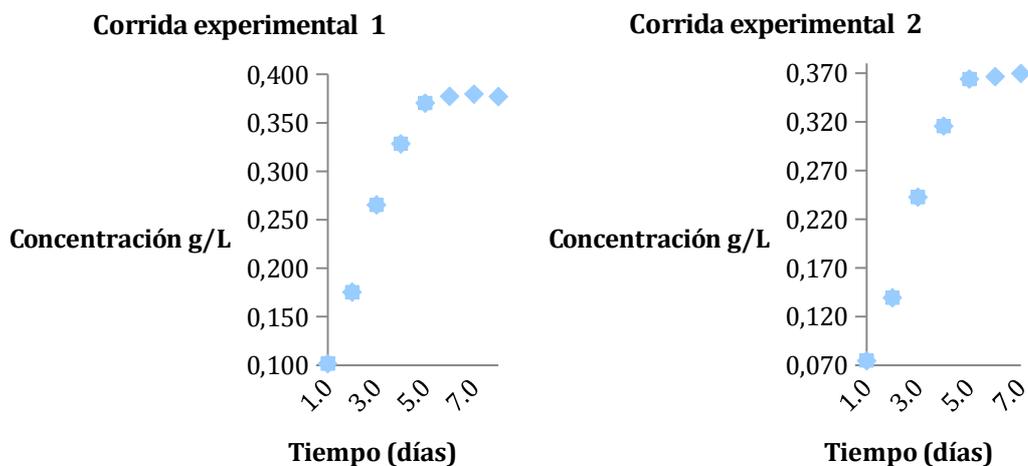


FIGURA 10. Curvas de crecimiento para *Chlorella sp.* en el fotobiorreactor tubular para las corridas experimentales 1 y 2.

Tanto para la corrida 1 y la corrida 2, se observa que el crecimiento de biomasa se generó durante los primeros cinco días. La fase estacionaria correspondió a los días posteriores, cuando ya el crecimiento se detuvo y dejó de producirse más biomasa. Si las microalgas logran adaptarse bien y la concentración de nutrientes es suficiente, se podría esperar una fase de crecimiento larga y por ende una productividad final alta. Por el contrario, si el cambio de cultivo en el laboratorio a un cultivo en fotobiorreactores es brusco para el microorganismo, se acortaría la fase de crecimiento.

Durante los primeros dos días del experimento, hay una coloración verde muy tenue, sin embargo alrededor del día 4 y 5, dicha coloración aumenta. En el Cuadro 4 se resumen los datos los resultados más importantes de las primeras dos corridas.

De acuerdo con el factor de biomasa producida por el CO₂ consumido se calculó un porcentaje de rendimiento que corresponde a la cantidad de CO₂ aprovechado entre la cantidad de CO₂ total que se inyecta al fotobiorreactor. Para las primeras dos corridas, los valores de rendimiento fueron 59,9 % y 60,4 %, que corresponden a su capacidad de fotobiosequestración. Esto significa que, de la cantidad de CO₂ que se inyectó, más de la mitad se transformó en biomasa y en oxígeno.

CUADRO 4. Concentración inicial, final y biomasa producida para las corridas experimentales 1 y 2.

	Corrida 1	Corrida 2
Concentración inicial (g/L)	0,100	0,075
Concentración final (g/L)	0,377	0,370
Biomasa producida (g)	58,2	56,7
Rendimiento %	59,9	60,4

Para calcular la tasa de crecimiento específica se utilizó un ajuste exponencial de acuerdo a la teoría; los resultados se muestran en el Cuadro 5. Por otro lado, en la Figura 9 se muestran las curvas de dichos ajustes para las dos corridas experimentales.

CUADRO 5. Resultados de los ajustes exponenciales para las corridas experimentales.

Corrida	Ecuación	Coefficiente de correlación
1	$N_t = 0,086e^{0,321t}$	0,9285
2	$N_t = 0,059e^{0,399t}$	0,9326

También se hizo un análisis de los residuos ordenados de los modelos de crecimiento, el cual se muestra en la Figura 11. Los residuos se distribuyeron con una tendencia lineal, lo que indica que el comportamiento de la variable dependiente, que en este caso es la concentración de biomasa, es aproximadamente normal. El resultado más importante que se puede sacar de la Figura 10 es que a pesar de que la correlación de los modelos exponenciales de crecimiento para las primeras corridas no es de 0,99, el hecho de que exista un comportamiento aproximadamente normal en los residuos ordenados, permite concluir que los modelos se ajustan a los datos observados. Además también significa que en el modelo no hay otras variables independientes que puedan ser significativas y que no se estén tomando en cuenta. De acuerdo a lo reportado en el Cuadro 4, las tasas de crecimiento específico son 0,321 días⁻¹ y 0,399 días⁻¹ para cada corrida.

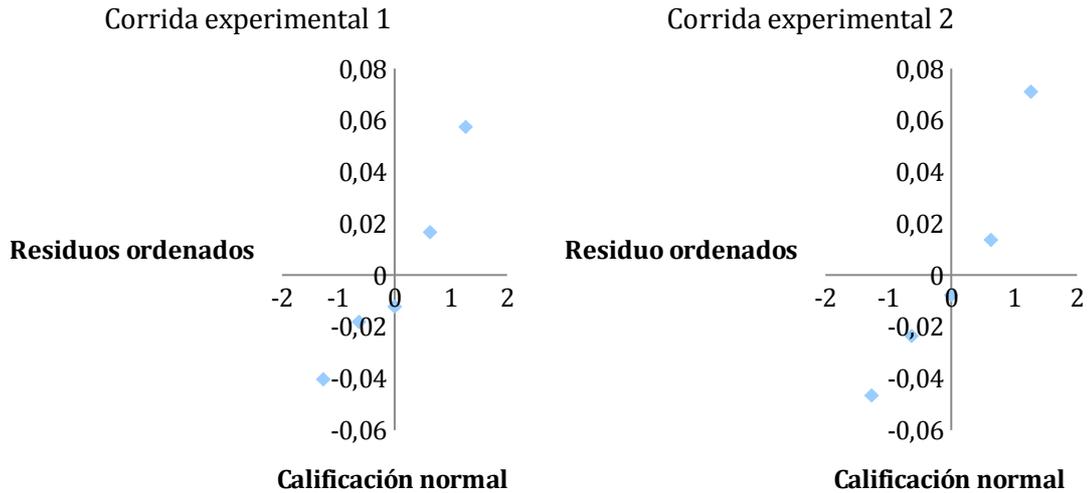


FIGURA 11. Análisis de normalidad de los residuos ordenados para los modelos de crecimiento exponencial de las corridas experimentales 1 y 2.

Los gases chimenea salen aproximadamente con una concentración de 11,8 % de CO_2 , sin embargo cuando la corriente gaseosa que alimenta al fotobiorreactor pasa a través de la columna de lavado, se pierde una gran cantidad del gas. Aún así, dicho equipo cumple con el propósito de retirar partículas y de eliminar óxidos nitrosos y dióxido de azufre que pueden inhibir el crecimiento de las microalgas. Por ejemplo, los gases de alimentación de las corridas experimentales 1 y 2 tenían 430,7 y 397,3 ppm de SO_2 a una temperatura de 35,7 °C y 30,6 °C, pero luego de pasar por la columna de lavado, contenían 8,7 y 10 ppm de SO_2 . Esto implicó una reducción de dicha especie en un casi un 98 % por parte de la columna de lavado. Los análisis por triplicado de los gases alimentados al fotobiorreactor se muestran en el Cuadro 6.

Las primeras dos corridas de la puesta en marcha se realizaron bajo un constante monitoreo de las condiciones del medio y de los gases alimentados al sistema, sin embargo, se presentó una decoloración repentina en el caldo de cultivo, pasando de un color verde a un blanco traslúcido entre el sexto y séptimo día y entre el quinto y sexto, para cada corrida.

CUADRO 6. Análisis de gases inyectados al fotobiorreactor antes y después del pretratamiento para las corridas experimentales 1 y 2

Especie química	Corrida 1		Corrida 2	
	Antes del pretratamiento	Después del pretratamiento	Antes del pretratamiento	Después del pretratamiento
Oxígeno (%)	6,0	20,7	6,0	20,7
Dióxido de carbono (%)	11,7	0,3	11,9	0,3
Dióxido de Azufre (ppm)	430,7	8,7	397,3	10,0
Monóxido de Carbono (ppm)	0,0	0,0	0,0	0,0
Óxidos Nitrosos (ppm)	368,0	0,0	330,7	0,0
Temperatura(°C)	35,7	24,0	30,6	22,2

De acuerdo con la literatura, una decoloración súbita podría implicar que el cultivo ha colapsado y que probablemente hayan muerto la mayoría de las células en el medio. Esto podría deberse a un cambio brusco de temperatura, pH o a un contaminante en el sistema como una bacteria, un virus o un hongo. En la Figura 12 se muestran fotografías del fenómeno de decoloración observada durante la primer corrida.



FIGURA 12. Fenómeno de decoloración observado al final de las corridas experimentales 1 y 2.

La temperatura se mantuvo en promedio en 24,9 °C y 24,5 °C para cada corrida, respectivamente. La temperatura máxima, en ambas corridas se mantuvo en 28 °C y las temperaturas más bajas se reportaron siempre durante la primera medición de la mañana. Comparando estos datos con la teoría, se puede concluir que la temperatura se mantuvo dentro del ámbito tolerable para la *Chlorella sp.* El resumen de los datos de temperatura para las corridas 1 y 2 se muestra en el Cuadro 7.

CUADRO 7. Temperaturas durante las corridas experimentales 1 y 2

Corrida	Temperatura promedio (°C)	Temperatura mínima (°C)	Temperatura máxima (°C)
1	24,9	16,6	28,1
2	24,5	16,4	28,0

La radiación solar se midió 5 veces al día sobre los tubos transparentes del fotobiorreactor. La radiación máxima no sobrepasó el valor de 300 W/m², ni estuvo debajo de 125 W/m². En el Cuadro 8 se muestran los promedios generales y máximos para cada corrida.

CUADRO 8. Radiación solar durante las corridas experimentales 1 y 2

Corrida	Radiación solar promedio (W/m ²)	Radiación solar máxima promedio (W/m ²)
1	152	281
2	150	277

De acuerdo con la literatura, la productividad máxima de *Chlorella sp* se da a una radiación luminosa de 130 W/m², es decir, después de que se sobrepasa este valor, la producción de biomasa se reduce. Si se compara este dato con la radiación solar promedio, se podría inferir que probablemente hubo fotoinhibición.

De acuerdo a las observaciones en campo, el pH alcanzaba valores de 8 al mediodía, y se redujo nuevamente a la mañana siguiente. Según la teoría, este ciclo se puede explicar con la producción de biomasa y el consumo de CO₂ ya que el pH tiende a subir cuando se consume esta especie. Además es importante agregar que de acuerdo a los gases inyectados, el SO₂ es casi nulo y el porcentaje de CO₂ no sobrepasa el 1 %, por lo que no se esperaría que el pH bajara a niveles donde el crecimiento se inhiba por completo. Durante las primeras dos corridas, los promedios de pH fueron de 7,91 y 7,98, respectivamente. En el Cuadro 9 se muestran los datos promedio de pH.

CUADRO 9. Valores de pH promedio durante las corridas experimentales 1 y 2

Corrida	pH promedio	pH mínimo	pH máximo
1	7,91	7,57	8,10
2	7,98	7,67	8,11

Para la tercera corrida se decidió variar las condiciones y retirar el pretratamiento, e inyectar los gases directamente sin el lavado por aspersión y el intercambiador de calor. Dado que los datos de los análisis de gases de las corridas anteriores fueron bastante constantes, se analizaron dos veces durante la corrida en los días 4 y 7. Los datos de los valores obtenidos se muestran en el Cuadro 10.

La concentración final de biomasa fue de 0,574 gramos por litro. Esto es prácticamente un 50 % más que las primeras dos corridas e implica un crecimiento de la biomasa de 8 veces con respecto a la cantidad inicial. Estos resultados se pueden observar en la Figura 13 y también se muestra el ajuste exponencial de los datos entre los días 1 y 6 que corresponden a la fase de crecimiento. Los resultados obtenidos para dicho ajuste se muestran en el Cuadro 11 junto con un resumen de otros datos correspondientes a la tercera corrida.

CUADRO 10. Análisis de gases inyectados al fotobiorreactor para la corrida experimental 3.

Especie química	Valor promedio
Oxígeno (%)	6,0
Dióxido de carbono (%)	11,8
Dióxido de Azufre (ppm)	487
Monóxido de Carbono (ppm)	0,0
Óxidos Nitrosos (ppm)	359
Temperatura (°C)	36,0

Para el caso del ajuste exponencial, se obtuvo una constante específica de $0,449 \text{ días}^{-1}$. Esta es similar a la que se obtiene cuando se inyecta un 2 % de dióxido de carbono, pero sin SO_2 y NO_2 .

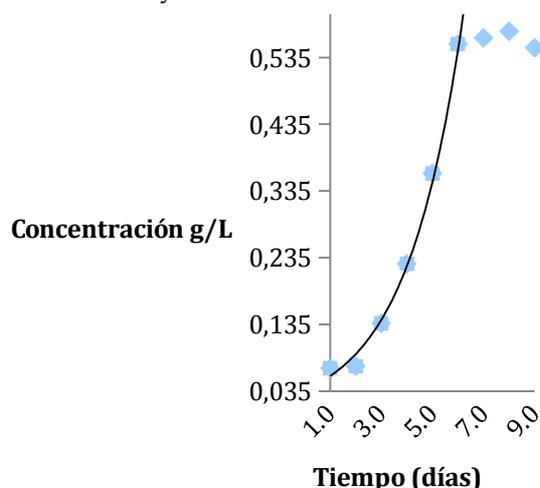


FIGURA 13. Curva de crecimiento y ajuste exponencial para *Chlorella sp.* en el fotobiorreactor tubular para tercera corrida experimental.

Nótese también que el coeficiente de correlación fue mucho más cercano a 0,99, lo que quiere decir que los datos se ajustan más al modelo de crecimiento exponencial que las corridas anteriores. Para esta corrida también se realiza un análisis de la normalidad de los residuos, el cual se muestra en la Figura 14.

Al igual que en las corridas anteriores, los residuos muestran una tendencia lineal y por ende indican que el comportamiento de la variable dependiente es aproximadamente normal, y el modelo se ajusta al comportamiento observado en los datos.

CUADRO 11. Resumen de resultados obtenidos para la tercera corrida experimental

Ecuación para el ajuste exponencial	$N_t = 0,037e^{0,449t}$
Coeficiente de correlación	0,9760
Concentración inicial	0,069 g/L
Concentración máxima alcanzada	0,574 g/L
Biomasa producida	106 g
CO₂ inyectado durante la fase de crecimiento	9,42 kg
Rendimiento respecto al CO₂ aprovechado	2,03%

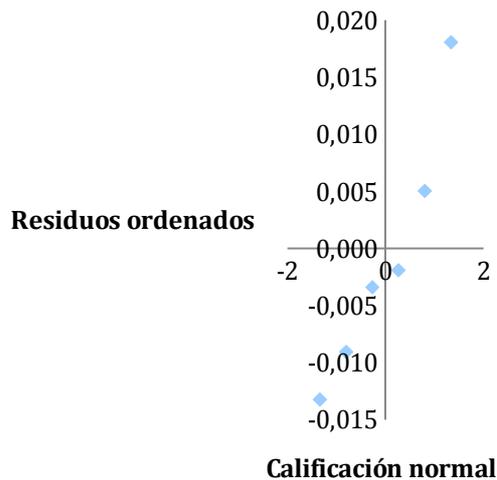


FIGURA 14. Análisis de normalidad de los residuos ordenados para el modelo de crecimiento exponencial de la corrida experimental 3.

La teoría predice que cantidades altas de dióxido de azufre colapsan el cultivo, sin embargo esto no sucedió: la concentración en los gases fue 487 ppm de SO_2 , y el cultivo no presentó variaciones es decir, la sepa de microalgas utilizada se adaptó a la cantidad de SO_2 alimentada, o no hubo efecto tóxico a la concentración utilizada. La cantidad de CO_2 inyectada en esta última corrida fue aproximadamente 100 veces mayor que para las primeras y la cantidad de biomasa producida (106 g), es poco menos del doble de lo que estas produjeron. El rendimiento calculado con respecto al CO_2 aprovechado para la última corrida fue de 2,03 %.

Las temperaturas promedio fueron superiores que en las corridas anteriores debido a que los gases entraban directamente al fotobiorreactor, sin embargo no se reportaron temperaturas superiores a los 32 °C.

Para el caso de la radiación solar el promedio general durante toda la corrida experimental fue de 114 W/m^2 , por lo que se podría afirmar que no hubo fotoinhibición. El factor de radiación solar merece un estudio más profundo en distintas épocas del año y en distintos lugares, como para comprobar su efecto.

El pH promedio fue de 6,61, más bajo que en las anteriores corridas. Esto se explica debido que la cantidad de CO_2 que se inyecta fue mayor e influye el equilibrio químico del dióxido de carbono en agua. Para valores entre 4,4 y 8,2, el CO_2 está presente mayoritariamente como HCO_3^- , y esta es especie la que se utiliza para fotosíntesis en el caso de las microalgas.

En el Cuadro 12 resumen los datos de temperatura, radiación solar y pH para la tercera corrida.

CUADRO 12. Promedios de temperatura, radiación solar y pH de la tercera corrida.

Variable	Promedio	Promedio mínimo	Promedio máximo
Temperatura (°C)	26,5	17,9	29,5
Radiación Solar (W/m^2)	115	-	225
pH	6,61	6,36	7,18

Las condiciones de temperatura, radiación solar y pH de la tercera corrida estuvieron dentro de lo que recomienda la teoría y además no se observó decoloración. Comparando las primeras dos corridas con esta última se puede inferir que el colapso de los cultivos se pudo deber a un agente externo u otro factor.

Escalamiento de los resultados obtenidos para la inyección total de los gases de chimenea

Tal como se investigó en la literatura para escalar un fotobiorreactor se utiliza una multiplicación proporcional de módulos, o sea varios receptores solares. Para un posible escalamiento, se utilizaron las condiciones correspondientes a la tercera corrida. Debido a que en esta se logró producir una mayor cantidad de biomasa cuando no se pre trataban los gases de la chimenea.

Para calcular el número de módulos fue necesario tener el dato de cuanto gas de combustión se produce en la caldera del proyecto. Este valor correspondió a 1,5 m³/s a temperatura y presión normales. Para el fotobiorreactor construido la cantidad de gases inyectados en la tercera corrida fue en promedio de 4,8×10⁻⁴ m³/s a temperatura y presión normales. Dado que se supone que los módulos funcionarán y reproducirán los resultados del fotobiorreactor piloto, el número de módulos a escalar se calculó mediante un factor de conversión mostrado a continuación.

$$X = \frac{1,5 \text{ m}^3/\text{s}}{4,8 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}} = 3125 \quad (13)$$

En total se requerirían 3125 módulos bajo las condiciones experimentales, el área equivalente de 39 062 m² es decir el área ocupada por los fotorreactores representaría casi un 20 % del área total del plantel. Por otro lado, con respecto al CO₂ utilizado (2,03 %), se calcula una cantidad de biomasa producida durante la fase de crecimiento (cinco días) y el volumen total de cultivo y la longitud de todos los módulos. En el Cuadro 13 se presentan los resultados de este diseño preliminar.

Para un posible fotobiorreactor escalado, se esperaría que al quinto día de funcionamiento se hayan producido 333 kg de biomasa a una concentración final de 0,574 gramos por litro.

Uno de los problemas de un fotobiorreactor de este tamaño radica en hallar una manera rentable y efectiva de inyectar los gases de combustión. Además suponiendo que los módulos pudieran estar interconectados entre sí, sería importante tomar en cuenta que al recircular un volumen tan grande a través de una longitud igualmente grande, los requerimientos de bombeo implicarían un costo económico bastante elevado. Se tendría también que tener una fuente de aire continua para poder desoxigenar el sistema. Si este proviene de un compresor, el consumo de energía sería muy elevado.

CUADRO 13. Variables de diseño para la totalidad de los módulos del fotobiorreactor escalado y biomasa teórica producida para una fase de crecimiento de cinco días

Variables	Valor
Flujo de gases inyectado, Q_{gE}	1,5 m ³ /s
Masa de CO ₂ , m_{ECO2}	600 kg
Biomasa teórica producida, m_{Eb}	333 kg
Longitud total de la tubería transparente, L_E	250 km
Volumen total de cultivo, V_E	656 m ³
Área requerida, A_E	39 062 m ²

IV. REFERENCIAS

1. Ación Fernandez, F. G., Fernández Sevilla, J. M., Sánchez Pérez, J. A., Molina Grima, E., Chisti, Y. *Chemical Engineering Science*. 2001, 56, 2721-2732.
2. Andreo, C. S., Vallejos, R. H. *Fotosíntesis*, Secretaria General de la Organización de Estados Americanos: Argentina, 1984
3. Camacho Rubio, F., Ación Fernández, F. G., Sánchez Pérez, J. A., García, C. F., Molina Grima, E. *Biotechnology and Engineering*, 1999, 62 (1), 71-83.
4. Chacón Valle, G. *Análisis de procesos (caso de la Ingeniería Química)*, ed. Universidad de Costa Rica: San José, Costa Rica, 2004
5. Chisti, M. Y. *Airlift bioreactors*, ed. Elsevier: Londres, 1989.
6. Chisti, M. Y., Moo-Young, M. *Chemical Engineering Communications*, 1987, 60, 195-242.
7. Chisti, Y. *Biodiesel from microalgae*, ed Elsevier: Palmerston North, Nueva Zelanda, 2007
8. Contreras Gómez, A., García Camacho, F., Molina Grima, E., Merchuk, J. C. *Biotechnology and Bioengineering*, 1988, 60, 317-325.
9. Kawase, Y., Moo-Young, M. *Chemical Engineering Journal*, 1990, 43, B19-B41.
10. Kern, D. Q. *Procesos de transferencia de calor*, ed. CECSA: México, 1999
11. Li, Y., Markley, B., Mohan, A. R., Rodriguez-Santiago, V., Thompson, D., Van Niekerk, D. *Utilization of Carbon Dioxide from Coal-Fired Power Plant for the Production of Value-Added Products*, 2006, Informed to the requirements for the Design Engineering of Energy and Geo-Environmental Systems Course (EGEE 580). Descargada: junio 2009 de http://www.ems.psu.edu/~elsworth/courses/egee580/Utilization_final_report.pdf
12. Mazzuca Sobczuk, T., García Camacho, F., Camacho Rubio, F., Ación Fernández, F. G., Molina Grima, E. *Biotechnology and Bioengineering*, 2000, 67, 465-475.
13. Schnelle, K. B. *Air Pollution Control Technology Handbook*, Ed. CRC Press: Boca Raton, Florida, EE.UU, 2002.
14. Wood, A. M., Everroad, R. C., Wingard, L. M. En: R. A. Andersen (Ed), *Algal Culturing Techniques Measuring Growth Rates in Microalgal Cultures*, Academic Press, San Diego, California, 2005

Nomenclatura

Mayúsculas

<i>A</i>	Área	m^2
<i>C</i>	Concentración	$kg L^{-1}$
<i>C_f</i>	Coefficiente de fricción	Adimensional
<i>C_o</i>	Coefficiente de flujo	Adimensional
<i>D</i>	Difusividad	$m^2 s^{-1}$
<i>D</i>	Diámetro	m
<i>G</i>	Velocidad másica	$kg m^{-2} s^{-1}$
<i>L</i>	Longitud	m
<i>N</i>	Concentración de biomasa	gL^{-1}
<i>P</i>	Presión	Pa
<i>Q</i>	Flujo volumétrico	$m^3 s^{-1}$
<i>R</i>	Tasa de generación volumétrica	$g m^3 s^{-1}$
<i>Re</i>	Número de Reynolds	Adimensional
<i>T</i>	Temperatura	$^{\circ}C$
<i>U</i>	Velocidad	ms^{-1}
<i>V</i>	Volumen	m^3
<i>W</i>	Trabajo o Potencia	W
<i>X</i>	Numero de módulos	Adimensional
<i>Z</i>	Distancia vertical entre tubos transparentes	m

Minúsculas

<i>a</i>	Área interfacial específica	$m^2 m^{-3}$
<i>c</i>	Velocidad del sonido	ms^{-1}
<i>d</i>	Diámetro	m
<i>f</i>	fricción	Adimensional
<i>g</i>	Aceleración de la gravedad	$m s^{-1}$
<i>h</i>	Pérdida de energía por fricción	$m^2 s^{-2}$
<i>k</i>	Coefficiente de transferencia de masa	$m s^{-1}$
<i>m</i>	Masa	kg
<i>r</i>	Constante de crecimiento	dia^{-1}
<i>t</i>	Tiempo	s
<i>v</i>	velocidad	$m s^{-1}$

Subíndices

<i>B</i>	Burbujas	Adimensional
<i>E</i>	Respecto al fotobiorreactor escalado	Adimensional
<i>entrada</i>	Respecto a la entrada de oxígeno	Adimensional
<i>G</i>	Gas	Adimensional
<i>L</i>	Líquido	Adimensional
<i>O₂</i>	Oxígeno	Adimensional
<i>P</i>	Respecto a la bomba	Adimensional
<i>s</i>	Sólidos en suspensión	Adimensional
<i>salida</i>	Respecto a la concentración de salida de oxígeno	Adimensional
<i>t</i>	Respecto al tiempo	Adimensional
<i>T</i>	Respecto al total	Adimensional

Letras griegas

ε	Rugosidad	m
ε	Retención del gas	
ξ	Tasa de disipación de energía	W kg ⁻¹
μ	Viscosidad del fluido	kg m ⁻¹ s ⁻¹
ϕ	Diámetro del tubo transparente	m
ρ	Densidad del fluido	kg m ⁻³
λ	Longitud de microremolino	M
σ	Tensión interfacial	D _y m ⁻¹
η	Eficiencia	Adimensional
Δ	Se refiere a cambio	Adimensional