

UNIVERSIDAD NACIONAL DE TRUJILLO

ESCUELA DE POSTGRADO

PROGRAMA DE DOCTORADO EN CIENCIAS AMBIENTALES



**BIOSECUESTRO DE DIÓXIDO DE CARBONO, PROCEDENTE DE GASES
DE COMBUSTION, POR *Arthrospira jenneri* “ESPIRULINA” Y SU
INFLUENCIA EN LA PRODUCCION DE BIOMASA MICROALGAL EN
FOTOBIORREACTOR SOLAR**

**TESIS PARA OBTENER EL GRADO DE DOCTOR EN CIENCIAS
AMBIENTALES**

AUTORA: MS. PRISCILLA ALEXANDRA SEIJAS BERNABÉ

ASESOR: Dr. FEDERICO GONZALES VEINTIMILLA

TRUJILLO – PERÚ

2012

RESUMEN

El presente trabajo tuvo como objetivo reducir las emisiones de dióxido de carbono provenientes de gases de combustión mediante el secuestro del CO₂ por parte de la microalga espirulina produciendo además biomasa, empleando para ello un fotobiorreactor solar tipo tubular diseñado a través de la optimización del proceso de producción. Primero se preparó el inóculo, el cual fue cultivado en 10 cámaras de crecimiento de 250 mL cada una; el cultivo contenía como sustrato vinaza al 2%. Después se implementó los sistemas experimentales: El sistema de combustión estacionario de CO₂, que estuvo conformado por una caldera acuotubular de 1 BHP y el otro sistema conformado por un fotobiorreactor tubular. El dimensionamiento de este sistema estuvo dado según los parámetros óptimos de cultivo obtenidos en las cámaras de crecimiento. Luego de instalar el fotobiorreactor solar, se procedió a realizar la evaluación de secuestro del dióxido de carbono y optimizar la producción del proceso para lo cual se determinó el tiempo óptimo de producción de biomasa microalgal, producción de oxígeno, además se evaluó la entrada y salida de los gases de combustión conteniendo CO₂ hacia el fotobiorreactor. Con los resultados obtenidos tanto en el dimensionamiento del fotobiorreactor solar así como en la evaluación del secuestro del CO₂ por espirulina, se procedió a realizar el escalamiento a través de la aplicación de algoritmos y empleo del software MATLAB. Se concluye que *Artrhospira jenneri* “espirulina” tiene la capacidad de emplear el dióxido de carbono secuestrado procedente de gases de combustión para producir biomasa microalgal en un sistema cerrado tipo fotobiorreactor solar.

Palabras clave: biosecuestro de CO₂, fotobiorreactor solar, espirulina, gases de combustión.

ABSTRACT

The present investigation aims to reduce carbon dioxide emissions from combustion gases through CO₂ sequestration by the microalga "spirulina" also producing biomass, employing a solar tubular photobioreactor designed through optimization of process production. It's prepared the inoculum, which was initially grown in growth chambers 10 of 250 mL each; the culture contained as substrate 2% "vinasa". After experimental system was implemented: Stationary combustion system of CO₂, which consisted of a aquotubular boiler of 1 BHP and the other system was a tubular photobioreactor. The design of this system was given as the optimal parameters obtained in the culture growth chambers. After installing the solar photobioreactor for cultivation of "spirulina", proceeded with the evaluation of sequestration of carbon dioxide production and optimize the process for which determined the optimal time of mycroalgae biomass production, production of oxygen, also evaluated the entry and exit of the flue gases containing CO₂ into the photobioreactor. With the results obtained in the sizing of solar photobioreactor and in the evaluation of CO₂ biofixation spirulina, proceeded to perform the scaling through the application of algorithms and using MATLAB program. It's concluded that *Artrhospira jenneri* "spirulina" has the capacity to use the carbon dioxide carbon coming from combustion gases to produce biomass microalgal in a closed system type solar fotobiorreactor.

Key words: CO₂ biosequestration, solar photobioreactor, spirulina, combustion gases.

I. INTRODUCCION

Uno de los principales problemas relacionados al medio ambiente es el calentamiento global, inducido por el incremento de las concentraciones de los gases de invernadero en la atmósfera. El dióxido de carbono (CO₂) es el principal gas invernadero (Pedroni *et al.*, 2001; Benemann, 2003).

El CO₂ atmosférico se ha incrementado de 280 a 368 ppmv en los últimos 200 años y es el responsable de aproximadamente el 50% del aumento del efecto invernadero, el cual trae consigo una serie de afectaciones provocadas sobre los bosques, zonas de cultivo, cuencas hidrológicas, zonas urbanas y costeras como desaparición de bosques de coníferas y encinos, extinción de ciertos tipos de fauna (por desaparición de hábitat), pérdida de cosechas, elevación del nivel del mar, reducción de volumen de agua en cuencas, perjudicando a las ciudades porque traería desabastecimiento de agua por la reducción de las precipitaciones y por la disminución en la recarga de los mantos acuíferos, inundaciones ocasionadas por precipitaciones extremas y afectación de la calidad del aire debido al aumento de las concentraciones de ozono en la atmósfera de las ciudades, provocando daños sobre la salud de la población, entre otros (Pedroni *et al.*,2001; Benemann,2003).

Las emisiones anuales antropogénicas de CO₂ se estiman en cerca de 2 x 10¹⁰ toneladas, principalmente provenientes de la combustión de combustibles fósiles en asociación con un incremento de la población y la industrialización (Li *et al.*, 2007).

El Perú y principalmente en nuestra región no son ajenos a las actividades industriales que generan gases de combustión y principalmente dióxido de carbono, pues muchas empresas emplean calderas para el calentamiento de fluidos de proceso, principalmente en la agroindustria que las utiliza para el tratamiento térmico (pasteurizado, esterilizado) o en el exhausting, ingenios azucareros, industria del papel, entre otros (www.cambioclimático.minam.gob.pe).

Las calderas usualmente utilizan combustibles fósiles y como consecuencia de ello se generan emisiones atmosféricas emitiendo CO₂, NO_x, CO, SO₂ y partículas sólidas estas últimas son prácticamente inapreciables (promedio de 50 mg/Nm³) cuando se utiliza como combustible gas natural (Seijas *et al.*, 2009,www.cambioclimático.minam.gob.pe). Por lo que, el problema medio ambiental es grave si se considera a todas las calderas que operan en nuestro país y aún con bajas eficiencias térmicas debido a su antigüedad y mal gobierno (Seijas *et al.*, 2009).

Por ello se están tomando una serie de medidas de toda índole políticas, legislativas y científico-tecnológicas, dentro de este aspecto existen diversas

instituciones estatales y privadas que buscan reducir las emisiones de CO₂ a través de varias líneas de investigación (Li *et al.*, 2007). Así, mientras unos grupos están centrados en optimizar la tecnología que ya existe, otros intentan mejorar las técnicas de almacenamiento del gas (con el uso de contenedores, por ejemplo, en analogía a la forma en que se tratan los residuos radiactivos) (Li *et al.*, 2007).

Otras alternativas serían la búsqueda de mejores soluciones en el proceso de combustión (que la materia usada quemara más y emita menos) o la captura de gases principalmente de CO₂ producido, que es una de las tecnologías donde se avizora soluciones ante esta problemática (Li *et al.*, 2007).

Existen varios métodos que reducen el CO₂ de los gases de combustión a través de la captura o fijación; tales como tratamientos físicos como la absorción, adsorción y tratamientos de fijación química. En la última década, los estudios se están dirigiendo hacia la fijación biológica de CO₂ por fotosíntesis microalgal como un método viable técnica - económicamente y de mayor efectividad que las plantas terrestres, no sólo por reducir las emisiones de dióxido de carbono (www.cambioclimático.minam.gob.pe; Muñoz, 2003, Yue-Hui y Jian-Guo, 2008, Velea *et al.*, 2009), sino paralelamente se podría producir industrialmente compuestos de gran importancia comercial, tales como biomasa para alimentación humana y animal, pigmentos de tipo carotenoides y ficocianinas, compuestos multivitamínicos, biofiltros,

compuestos sulfolípidos, biocombustibles, biohidrógeno, entre otros (Halloway,2001; Boyle *et al.*,2003).

Las microalgas son organismos microscópicos que viven en ambientes acuosos poseen pigmentos de colores y la mayoría son autótrofos pues convierten la energía solar y CO₂ en O₂ y carbohidratos, luego los emplean para sintetizar otros constituyentes de la biomasa. Las microalgas crecen típicamente suspendidas en medio nutriente líquido, con una fuente de enriquecimiento de CO₂, requeridas para su cultivo; es por ello que empleando su aptitud para la biofijación y utilización de CO₂ es posible proponerlas como un método biológico para el tratamiento de emisiones industriales de este gas en la atmósfera, ayudando a aliviar la tendencia al aumento del calentamiento global(Seijas y Salgado,2006; Seijas y Salgado,2007) .

A partir de la década del 90, se han reportado investigaciones relacionadas a la biofijación o secuestro de dióxido de carbono, la mayoría se han realizado a nivel de laboratorio y unos pocos trabajos han llegado a escala piloto, pero está aumentando el interés en este campo de la biotecnología ambiental (Brown, 1996).

Diversos autores mencionan que para realizar un sistema biológico de fijación de CO₂, la selección de la especie microalgal es uno de los aspectos más importantes (Brown, 1996; Ben y Borodyanski, 2003; Seijas y Salgado,2006; Yue-Hui y Jian-Guo,2008). La selección óptima de especies microalgales

depende de las estrategias específicas empleadas para el secuestro de CO₂ pues se espera beneficios comerciales provenientes de la producción de biomasa ya que contrarrestaría los costos operacionales para el proceso de secuestro que suelen ser relativamente elevados (Brown,1996; Ben y Borodyanski,2003;Seijas y Salgado,2006; Yue-Hui y Jian-Guo,2008). Algunas especies microalgales, tales como *Chlorella*, *Arthrospira* y *Dunaliella* tienen valor comercial tanto en la industria alimentaria y farmacológica por los productos que se pueden obtener como la biomasa (contienen vitaminas, y antioxidantes entre otras moléculas nutraceuticas), extracción de pigmentos (ficocianina,carotenoides) entre otros metabolitos de interés biomédico como glicosulfúlipidos así como en el aspecto ambiental para obtener biodiesel y biohidrógeno (Brown,1996; Ben y Borodyanski,2003;Seijas y Salgado,2006; Yue-Hui y Jian-Guo,2008).

Otro de los aspectos a tomar en consideración para realizar un sistema biológico de fijación de CO₂, es el tipo de sistema de cultivo. Han sido propuestos para el secuestro de CO₂ dos sistemas de cultivo: (1) el sistema de estanques abiertos y (2) el sistema cerrado tipo fotobiorreactor (Morita *et al.*, 2000; Nakamura *et al.*, 2001; Mears, 2008). El término fotobiorreactor se define como un sistema cerrado donde se obtiene un ambiente óptimo controlando el sistema para realizar el cultivo microalgal (Holtz y Nance, 1999; Bayless *et al.*, 2001).

El secuestro biológico de carbono, en particular a través de éstos sistemas fotosintéticos ingenieriles, ofrecen ventajas como una solución viable a plazo intermedio para reducir las emisiones de carbono en el sector de energía (Holtz y Nance, 1999; Bayless *et al.*, 2001). La idea principal es hacer pasar el CO₂ proveniente de procesos industriales o de las plantas de generación de energía eléctrica, y dirigirlo hacia el cultivo de microalgas. De tal manera, se presentaría la posibilidad para que el cultivo de microalgas se efectúe cerca de refinерías, plantas de generación de energía y otras industrias que emitan cantidades apreciables CO₂ y emplearlo como uno de los elementos básicos para el medio de crecimiento de las microalgas (Holtz y Nance, 1999; Bayless *et al.*, 2001).

Por otro lado, los diferentes factores que intervienen en el sistema de fotobiorreactores conllevan a realizar posibles diseños empleando la optimización para cada uno de ellos, para lo cual se estudia cada factor de tal forma que se le considera como un subsistema, determinando los respectivos parámetros (Seijas *et al.*, 2009). Las variaciones en cada diseño de un subsistema tienen sus propias ventajas y desventajas. Algunos importantes subsistemas de un biorreactor están relacionado con gas, nutrientes y distribución de luz, este último considerado como el más importante (Seijas *et al.*, 2009).

La elección del tipo de diseño del fotobiorreactor también es un punto crítico ya que debe ser factible para su escalamiento. Diversos tipos de reactores han sido investigados y diseñados según este aspecto, entre los más estudiados se encuentran: el fotobiorreactor tipo bolsa, tanque aireado y agitado, panel plano, cilíndrico coaxial y tubular (Acien *et al.*, 1997; Ogbonna *et al.*, 1999; Tsygankov, 2001; Cuello y Ono, 2004). Siendo el fotobiorreactor tubular muy popular por su simplicidad y escalabilidad. En tal reactor, las algas se suspenden fluyendo a través de un tubo el cual es externamente iluminado (puede ser de fuente eléctrica o solar) (Reza, 2007). Este fotobiorreactor consiste en tubos transparentes de vidrio, plástico o teflón. El medio de cultivo es agitado ya sea vía mecánica (bombas centrifugas) o bombas airlift (Huang y Rorrer, 2002; Rafiqul *et al.*, 2005). La dirección de los tubos pueden ser vertical, horizontal, cónica helicoidal, vertical helicoidal, con la finalidad de conseguir la mejor penetración de luz (Huang y Rorrer, 2002; Rafiqul *et al.*, 2005). Una de las principales ventajas que poseen estos fotobiorreactores es la temperatura constante así como el hecho de que tienen pocas probabilidades de contaminación a comparación de los otros tipos de reactores (Huang y Rorrer, 2002; Rafiqul *et al.*, 2005). Entre las especies que se han cultivado exitosamente están *Arthrospira sp.* y *Phaeodactylum sp.* a nivel de laboratorio y piloto. En vista a las características y ventajas que presentan estos fotobiorreactores son considerados como sistemas promisorios no solo para el

cultivo de microalgas sino como sistemas biofijadores de CO₂ (Huang y Rorrer, 2002; Rafiqul *et al.*, 2005).

Por último, otro aspecto que se debe considerar importante al implementar un sistema de secuestro microalgal de dióxido de carbono, principalmente si es bajo el aspecto económico, es el medio de cultivo en el que crecerá la especie biofijadora, puesto que cabe resaltar que los medios que generalmente emplean a nivel de laboratorio son el medio Zarrouk, SSM (Sea Saltpeter medium) Vonshak y AO (Aiba y Ogawa), los cuales podrían resultar relativamente de costos altos si se utilizarán a nivel industrial, por lo que en los últimos años, la biotecnología ambiental está en búsqueda de otras alternativas, como se ha reportado que se han realizado bioensayos empleando desechos (principalmente residuos líquidos) de diversas fábricas o empresas agroindustriales y que a la vez estos sirvan como sistemas de tratamiento seguros y disminuyan la contaminación ambiental existente (Seijas y Salgado, 2007).

Se están realizando diversas investigaciones dando como resultado avances interesantes, tenemos por ejemplo el empleo de efluentes de fábrica de fideos y efluente sintético de desechos de cerdos (Tri-Panji y Suharyanto, 2001; Seijas y Salgado, 2007).

La vinaza, residuo líquido final del proceso de producción de alcohol etílico, también es una posible alternativa válida y ecológica para utilizarse como

sustrato pues presenta nitrógeno, fosfatos, potasio, calcio, magnesio y minerales en su composición lo cual le permitiría a las microalgas un desarrollo óptimo (Pedraza, 1990; Salgado *et al.*, 2004).

En base a los antecedentes antes mencionados, se propuso la presente investigación, cuyo objetivo principal fue evaluar el secuestro o biofijación del dióxido de carbono por *Arthrospira jenneri* “espirulina” a través de la determinación de la bioconversión en biomasa microalgal y concentración de O₂ en los gases de salida así como determinar la influencia del dióxido de carbono en la producción de biomasa microalgal en un fotobiorreactor solar.

II. MATERIAL Y METODOS

2.1 OBTENCIÓN DE MUESTRA BIOLÓGICA Y PREPARACIÓN DE CULTIVO INICIAL

Material Biológico: *Arthrospira jenneri* “espirulina”.

Las muestras de *A. jenneri* “espirulina”, fueron recolectadas de los humedales de Chou- Chou del distrito de Salaverry –La Libertad (fig.1).

2.1.1 Obtención del desecho industrial vinaza

El desecho industrial vinaza se obtuvo de las empresas DESTILERIAS UNIDAS S.A.C, Cartavio-La Libertad (Perú) en un volumen de 18 L. En el laboratorio se mantuvo en un recipiente herméticamente cerrado, sellado y almacenado en un ambiente oscuro a 25 ± 2 °C.

2.1.2 Condiciones para sistema de cultivo experimental para la preparación del inóculo y determinación de parámetros de producción

A. jenneri fue cultivada en 10 cámaras de crecimiento de 250 mL cada una (fig.2). El medio de cultivo contuvo 2% de vinaza aforado con agua potable, además se les añadió 2,6 g de NaHCO_3/L para estandarizar a un pH de 8,5. Posteriormente se procedió a autoclavarlo por 20 minutos a 121 °C. El medio se mantuvo agitado y aireado de manera permanente,

y se iluminó por tubos fluorescentes de luz blanca de 40 watt (320 lux) a temperatura de 25 ± 2 °C y 45 % humedad relativa promedio y un fotoperiodo de 12/12 (fig.3). A la semana de realizar el cultivo se procedió a registrar los datos obtenidos acerca de algunos parámetros de producción como la densidad celular (fig.4 y 5) y contenido de proteínas totales .Se realizaron 3 repeticiones del ensayo.

2.2 PROCEDIMIENTO PARA EJECUCIÓN DE EXPERIMENTO A ESCALA PILOTO

Para realizar los ensayos a nivel piloto, se realizó la instalación de un módulo experimental conformado por dos sistemas: el sistema de combustión estacionario (caldera) (fig.6 y 7) y el sistema secuestrante de CO₂ conformado por un fotobiorreactor tubular (fig.8 y 9a). Para diseñar y confeccionar este sistema, se optimizó el proceso de combustión de la caldera, además de emplear los parámetros de producción obtenidos en el ensayo a nivel de laboratorio.

2.2.1 Instalación de sistema de combustión estacionario para la generación de CO₂

Se instaló teniendo en cuenta los planos de taller. Esta fuente estacionaria que emitió los gases de combustión estuvo provista de un sistema lavador de gases (Scrubber) acoplada a la chimenea, el cual permitió eliminar material particulado y regular las emisiones de gases sulfurosos empleando como fluido de lavado una solución de lechada de

cal y a la vez enfriar los gases de combustión limpios antes de ingresar al mezclador. Además se incluyó un intercambiador o recuperador de calor para complementar el enfriamiento de los gases de combustión a la salida de la chimenea para luego ingresar al mezclador de gas-líquido.

2.2.1.1 Optimización del proceso de Combustión

Se colocó 5 Kg de carbón antracita en la cámara de combustión de la caldera luego se puso en operatividad, y se esperó 45 minutos hasta que se genere vapor dentro de la misma. Durante la operatividad de la caldera, se proporcionó el exceso de aire a la cámara de combustión empleando un ventilador centrífugo, iniciando el ensayo con un exceso de aire de 3%. Luego se realizaron otros ensayos con diferentes porcentajes de exceso de aire: 4; 5; 6; 7; 8; 8,2; 10,5; 15,6; 20,4; 20,9. Utilizando un equipo analizador de gases se determinó la concentración de los gases emanados (CO_2 , SO_2 y NO_x). Luego, se empleó un termómetro digital, para medir la temperatura de los gases de chimenea, para lo cual se introdujo el electrodo dentro del orificio de la chimenea. Determinando un promedio de $238\text{ }^\circ\text{C} \pm 1$.

Con respecto a la eficiencia de la combustión se determinó mediante la relación siguiente:

$$E = 100 - P_1$$

Dónde:

$P_1 =$ pérdida de calor por inquemados, %

La pérdida de calor por inquemados se obtuvo determinando la pérdida de calor por inquemados sólidos y gaseosos (anexos).

2.2.2 Diseño del sistema de Fotobiorreactor tubular

Para realizar el diseño del fotobiorreactor previamente se determinó el flujo de gases de combustión, el cual es de acuerdo a la potencia de la caldera, después de obtener este dato y junto con los parámetros registrados en el cultivo a nivel de laboratorio (tabla 1), fueron empleados para proceder a realizar el dimensionamiento del fotobiorreactor solar, utilizando para ello la técnica de escalamiento, basándose en la aplicación y modelamiento de algoritmos así como el empleo del software MATLAB, obteniendo un programa computacional proporcionando de esta manera los parámetros de diseño respectivos como volumen o capacidad del sistema de fotobiorreactor (V_{FBR}), área ocupada por el fotobiorreactor (A), diámetro (mm), longitud (m) de los circuitos tubulares que conforman al fotobiorreactor, así como superficie de captación de radiación solar (V_{FBR}).

Una vez obtenido los parámetros de operación del fotobiorreactor se procedió a la respectiva construcción e instalación (fig.8, 9,10 y 11).

2.2.2.1 Subsistemas complementarios a los sistemas experimentales

A parte de los sistemas experimentales como el sistema de combustión estacionario y el sistema de fotobiorreactor solar, se instalaron subsistemas que complementaron a los principales sistemas para llevar a cabo el proceso experimental de biosecuestro. Entre los subsistemas instalados se encuentran: Sistema de recirculación de gases y sistema de alimentación o recirculación de la solución de crecimiento microalgal .

2.2.2.2 Esterilización y cultivo inicial

Antes de utilizar el fotobiorreactor, éste fue esterilizado. Primero se bombeó agua estéril haciéndole circular por 20 minutos. Después se procedió a descargar el agua usando el apéndice del fondo, luego se colocó una solución de hipoclorito de sodio al 1,5% haciéndolo circular por 1 hora a una velocidad de recirculación de 15 m/min y flujo de recirculación de 50 mL/min , descargándose para luego nuevamente adicionarle agua autoclavada en forma continua. Una vez de haber esterilizado el reactor, ya se le considera apto para recibir el medio de cultivo.

El medio de cultivo se insertó en el fotobiorreactor y luego se estabilizó la temperatura a 25 °C y se adicionó 4 L de inóculo de *A. jenneri* “espirulina”. Después se procedió a suministrar el dióxido de carbono (11,68 %), (tabla 5) proveniente de la caldera al medio de cultivo y se realizó la respectiva evaluación de secuestro del CO₂.

2.3 RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN EN FOTOBIORREACTOR TUBULAR

Después de instalar el fotobiorreactor solar para el cultivo de espirulina, se procedió a realizar la evaluación de secuestro o biofijación del dióxido de carbono y optimizar el proceso de producción a través de la determinación del tiempo de cosecha de biomasa microalgal y concentración de O_2 y CO_2 en el flujo de salida. Después se procedió a cosechar la biomasa (fig.12), empleando filtros de $80 \mu m$. Luego se determinó la calidad de la biomasa según la concentración de proteínas y pigmentos que contenga.

2.3.1 Evaluación de secuestro o biofijación del dióxido de carbono por espirulina a través de la determinación de la bioconversión en biomasa microalgal y producción de O_2

Para el presente estudio, se empleó el diseño experimental completamente aleatorizado, conformándose 5 grupos con tres repeticiones cada uno: A (testigo), B, C, D y E. En cada grupo se utilizaron diferentes tiempos en el que se realizó la cosecha (0, 48, 72, 96 y 120 horas respectivamente). Terminado el tiempo respectivo se procedió a evaluar el secuestro del dióxido de carbono por parte de la microalga espirulina; esto se realizó a través de la evaluación tanto de la producción de biomasa microalgal (crecimiento) así como de la producción de oxígeno; además se evaluó la

salida de CO₂ del fotobiorreactor. En el primer caso se utilizó como indicadores: peso seco celular (mg/cm³) y densidad celular (tricommas/mL). Con respecto a la producción de oxígeno se empleó como indicador la concentración de O₂ contenido en los gases de salida (v/v%) empleando un oxímetro.

En cuanto a la evaluación de la salida de CO₂, se determinó la concentración de éste a la salida del fotobiorreactor utilizando un analizador de gases.

2.3.1.1 Evaluación de la calidad de biomasa de espirulina

Determinación de concentración de proteínas:

Se empleó el método de microkjeldhal para la determinación de proteínas totales (Barry, 1992).

Contenido de Pigmentos:

Para la determinación del contenido de clorofila se centrifugó 1 mL de cultivo de cada uno de los grupos experimentales, durante 10 minutos a 13000 r.p.m. Se descartó el sobrenadante y el precipitado se resuspendió en un 1 mL de metanol puro. Se agitó bien la mezcla y se mantiene 24 horas a 4 °C en oscuridad. Tras ello, se centrifugó 5 minutos a 13 000 r.p.m. recogiendo el sobrenadante del cual se midió la densidad óptica (D.O) a 665 nm en un espectrofotómetro , usando como blanco el

metanol. Para calcular la concentración de clorofila se tomó lectura a 665 nm y se multiplicó por un factor determinado ($\mu\text{g}/\text{mL cl} = 13,14 \times \text{D.O.}_{665\text{nm}}$) (Barry, 1992). Los carotenoides totales se analizó de la misma extracción solo que la lectura se realiza a 480 nm luego se multiplicó por un factor determinado ($\mu\text{g}/\text{mL carotenoides} = 4 \times \text{D.O.}_{480 \text{ nm}}$) (Barry, 1992).

Para la cuantificación de ficocianinas, primero se les procedió a extraer por método de Choque osmótico (Mears, 2008) y el sobrenadante obtenido después del proceso se analiza a 615 nm, 652 nm y 750 nm en un espectrofotómetro. La concentración de ficocianina fue determinada por la ecuación:

$$[\text{C-Ficocianina}] = \frac{1000x (\text{DO}_{615} - \text{DO}_{750}) - 474 x (\text{DO}_{652} - \text{DO}_{750})}{5.34}$$

III. RESULTADOS

En la tabla 1 se reporta los parámetros de producción obtenidos a nivel laboratorio (en cámaras de crecimiento de 250 mL) en base a los cuales se logró obtener los parámetros para dimensionar el fotobiorreactor empleando el software MATLAB .

Los resultados que se reportan en las tablas 2 y 3 se obtuvieron en un prototipo de capacidad de 44 L, donde se llevó a cabo el estudio del proceso de biosecuestro de dióxido de carbono y producción de biomasa. Además, esta experimentación permitió validar el programa computarizado obtenido a través del modelamiento de un algoritmo y empleando el software MATLAB (fig.13 y 14).

En la tabla 3, se registran los resultados obtenidos de la producción de espirulina expresándose en promedio de peso seco celular y densidad celular mientras que en la tabla 4 también se reportan los resultados acerca de la calidad de la biomasa a través de los indicadores como contenido de proteínas totales y pigmentos de muestra de espirulina cosechadas según los grupos experimentales A, B, C, D y E, siendo el grupo D (tiempo de cosecha: 96 h), el que obtuvo los mayores valores.

TABLA 1. Parámetros de producción de *A. jenneri* “espirulina” obtenidos a escala laboratorio

Parámetros de producción	➤ Densidad celular inicial	8x10 ³ tricomas/ml
	➤ Densidad celular final	18 200 tricomas/mL
	➤ Producto	9,98 g de proteína
	➤ CO ₂ producido	1,4 v/v%
Condiciones de cultivo	➤ Volumen de cultivo	250 ml.
	➤ Temperatura de cultivo	25 °C
	➤ Vinaza	25 ml
	➤ Inóculo (espirulina)	5,0 ml.
	➤ Tiempo	168 horas
	➤ Fotoperiodo	12/12

TABLA 2. Peso seco celular, densidad celular, concentración de CO₂ y O₂ contenidos en el gas de salida; según tiempo de cosecha en el fotobiorreactor tubular.

GRUPO EXPERIMENTAL	Peso seco celular (mg/cm ³)	Densidad celular (tricomas/mL)	Concentración de CO ₂ en el gas de salida (v/v%)	Concentración de O ₂ en el gas de salida (v/v%)
A (testigo)	0,20	128360	11,68	5,50
B (48 h)	1,45	130067	9,72	7,81
C (72 h)	1,98	133146	6,45	10,90
D (96 h)	2,60	141142	4,91	14,50
E (120 h)	2,39	136427	5,23	9,80

TABLA 3. Concentración de proteínas totales y pigmentos en cada una de las muestras cosechadas según grupos experimentales

GRUPO EXPERIMENTAL	Proteínas Totales (g/100g)	Pigmentos (ug/mL)		
		Clorofila	Carotenoides	Ficocianinas
A (testigo)	64,02	27,05	1,81	48,57
B (48 h)	67,15	29,68	1,88	51,15
C (72 h)	69,07	31,21	1,89	53,83
D (96 h)	74,12	35,98	2,39	58,45
E (120 h)	70,21	33,92	1,97	56,47

IV. DISCUSION

Ciertos factores físicos, ambientales y nutricionales son requeridos para el metabolismo (principalmente la biosíntesis de proteínas) y crecimiento (producción de biomasa) en espirulina (Matsumoto *et al.*, 1995). Entre esos factores destaca la concentración de dióxido de carbono en el medio de cultivo, ya que esta microalga lo absorbe o fija bioconvirtiéndolo en proteínas y biomasa (Matsumoto *et al.*, 1995), esta condición se aprovechó en la presente investigación que propuso un sistema de cultivo microalgal cerrado, como es el caso del fotobiorreactor, para disminuir las emisiones de CO₂ emanadas de un sistema estacionario de combustión.

Conceptualmente, este estudio estuvo basado en la fotosíntesis oxigénica de la microalga. Implementando esta propuesta significó, entre otras cosas, desarrollar la tecnología del fotobiorreactor, determinar los principales parámetros para el cultivo de la microalga empleada y conocer los efectos que el CO₂ pueda tener sobre el proceso de la fotosíntesis (Ben y Borodyanski, 2003; Seijas y Salgado, 2006).

Cabe resaltar que el secuestro o fijación de CO₂ por las microalgas es mayor que por las plantas terrestres porque estas solamente pueden tomar el CO₂ atmosférico que es aproximadamente 0,036% (Brown, 1996). Por otro lado, las descargas de los gases de diversas industrias emiten una tasa mayor de CO₂ (10%–20%) (Muñoz, 2003; www.cambioclimatico.minan.gob.pe). Es por ello

que en el presente estudio se implementó una caldera acuotubular como sistema de combustión estacionario el cual simuló las emisiones industriales que generan diversas empresas que existen actualmente en la región La Libertad. Antes de utilizar este sistema se realizó la optimización de los parámetros energéticos de la caldera teniendo en cuenta las etapas que se realizan en una auditoría energética a nivel industrial (fig.15) (Velea *et al.*,2009), con la finalidad de determinar el porcentaje de exceso de aire con el cual se obtenga una alta eficiencia en la combustión, ya que de esta manera se obtiene un contenido alto de CO₂, esto se logró con un exceso de aire de 5,0 % obteniéndose efluentes que poseían un contenido de 11,68% de CO₂, entre otros productos como NO_x y SO_x (198,5 y 458,4 ppm respectivamente) (Tabla 5), sin embargo estos compuestos fueron retenidos por el scrubber o lavador de gases instalado a la salida de la caldera, antes de que ingrese al fotobiorreactor a pesar de que estos compuestos se pueden utilizar como nutrientes a determinadas concentraciones (Mamrosh *et al.*,2008;Velea *et al.*,2009), no fueron empleadas en este estudio puesto que la investigación estuvo dirigida a investigar de la influencia del dióxido de carbono .

Por otro lado, una de las dificultades, con relación al sistema biológico de secuestro del CO₂ proveniente de los gases de combustión, era que el CO₂ para ser disuelto en el medio de cultivo tenía que solubilizarse, a fin de que pueda producirse el proceso de biofijación del dióxido de carbono por la espirulina. Teniendo en cuenta que la solubilidad es la medida o magnitud que

indica la cantidad máxima de soluto (CO_2) que puede disolverse en una cantidad determinada de solvente (cultivo) a una temperatura dada, en el caso de los gases, un aumento de la temperatura produce siempre una disminución de la solubilidad de gas en el agua (Armas y Alfaro, 2009) por lo que, en este estudio fue necesario que los gases provenientes de la chimenea de la caldera tuvieran que pasar por un sistema de enfriamiento. Este sistema estuvo conformado por un dispositivo denominado el economizador o recuperador de calor, es básicamente un intercambiador de calor gases-agua, diseñado teniendo en cuenta las particularidades de su trabajo con gases de combustión y aplicando la tecnología de las superficies extendidas (Wang y Sunden, 2003).

El economizador, instalado en la caldera, consigue aprovechar el calor residual de los gases de combustión, traspasándolo al agua de alimentación de la caldera, con lo que se consigue reducir el consumo de combustible y mejorar el rendimiento de manera considerable, debido al rápido aumento de la temperatura del agua de alimentación a través del gas de combustión capturado, los economizadores también proporcionan una mejora significativa en la generación de vapor. Este dispositivo, principalmente forman parte de las calderas tipo acuotubular. Se estima que las calderas equipadas con economizadores generales puede llegar un aumento del 1% en la eficiencia de la caldera por cada incremento de temperatura de 40 grados en la temperatura de los gases de combustión (Wang y Sunden, 2003).

Como se observa en los resultados obtenidos (tabla 5), lo que se propuso en esta etapa del presente trabajo es que a través de la optimización de parámetros energéticos e instalando los sistemas más eficientes para ahorrar energía tal como el intercambiador de gases (economizador); era transformar una caldera convencional en una caldera de bajo consumo, antes de realizar el respectivo dimensionamiento y construcción del fotobiorreactor solar, puesto que es una medida primordial a tener en cuenta cuando se desea instalar un sistema de biosecuestro microalgal de CO₂ , aumentando de esta manera la eficiencia de este proceso y dimensionar el mínimo tamaño de éste equipo (Mears,2008).

Con respecto al sistema experimental del fotobiorreactor, su dimensionamiento se basó principalmente en los parámetros óptimos de cultivo de la espirulina (producción de biomasa) realizado a nivel de laboratorio (tabla 1) con sistemas de una capacidad de 250 mL (cámaras de crecimiento), ya que teniendo en cuenta estos datos se realizó el modelamiento del algoritmo (fig. 13) respectivo a través del empleo del software MATLAB, logrando obtener un programa computarizado (fig. 14) que permitió el escalamiento del fotobiorreactor a mayor volumen (44 L).Este tipo de escalamiento se denomina scale up o escalamiento ascendente (Tsygankov,2001).

En la tabla 2, se reportan los resultados que se obtuvieron de la evaluación del proceso de biofijación del dióxido de carbono por espirulina a través de la

determinación de los indicadores peso seco celular, densidad celular y concentración de CO₂ y O₂ en el gas de salida, en un prototipo de capacidad de 44 L, observándose que los valores óptimos se obtuvieron en el grupo experimental D donde se realizó la cosecha cada 96 horas.

Como se muestra en la figura 32, la variación de las concentraciones de CO₂ y O₂, muestra un modelo simétrico, lo que indica que la microalga crece fotoautotóticamente en el fotobiorreactor (Matsumoto *et al.*, 1995).

Cabe resaltar, que a diferencia de la mayoría de plantas desarrolladas o superiores, la microalga logra realizar la fotosíntesis en el agua, condición que puedan brindar ciertas particularidades, limitaciones y características específicas al proceso (Cuello y Ono, 2007; Velea *et al.*, 2009). Entre las que se encuentran, la captación de CO₂ del medio (en este caso tipo acuoso) y su transformación está en la base de la Rubisco, (ribulosa-1,5-bisfosfato carboxilasa/oxigenasa), la enzima clave envuelta en la fijación del carbono, representando uno de los factores más importantes, lo que determina finalmente las tasas de crecimiento microalgal (Cuello y Ono, 2007). El O₂ compite con el CO₂ por el sitio activo de la enzima, de manera que las tasas de carboxilación dependen de la concentración de CO₂ relativa a la de O₂ así como de la selectividad del enzima para el CO₂ frente al O₂ (Cuello y Ono, 2007). Altos valores del índice CO₂/O₂ suprimen la actividad oxigenasa de la Rubisco. Por el contrario, cuanto menor sea dicho índice, más limitada podría estar la fotosíntesis por el CO₂ (Cuello y Ono, 2007).

Por otro lado, todos los organismos fotosintéticos aeróbicos, incluido las microalgas, se han adaptado para desarrollar un mecanismo de concentración de CO₂ (MCC) (Cuello y Ono, 2007). El blanco de este mecanismo es para propiciar las condiciones propias para un incremento en la actuación de la carboxilación de la Rubisco; en el caso de la microalga cianobacterial espirulina, el mecanismo que emplea está basado en el transporte de carbono inorgánico (CO₂ o HCO₃⁻) a través de las membranas celulares (Cuello y Ono, 2007; Velea *et al.*, 2009).

Un componente esencial de este mecanismo es la enzima denominada anhidrasa carbónica (AC), cuya función es la de acelerar la transformación reversible del CO₂ a HCO₃⁻; se ubica en el citoplasma y estroma del cloroplasto, puesto que el carbono inorgánico se almacena en el interior como HCO₃⁻, para que luego se transforme en CO₂ y pueda ser fijado por la Rubisco (Cuello y Ono, 2007).

Las microalgas reaccionan de diferentes maneras a los niveles de concentración de dióxido de carbono en los cultivos formados (Chang y Shang, 2003). Ciertas microalgas son caracterizadas por un crecimiento en la fotosíntesis cuando son transferidas en condiciones de producción que incluyen CO₂ limitado por ejemplo por ventilación en los cultivos con aire no enriquecido (Chang y Shang, 2003).

Si la actividad de la anhidrasa carbónica es específicamente inhibida, la frecuencia de la fotosíntesis se modifica (Doucha *et al.*, 2005). Especies como

Chlorella son capaces de desarrollar altas tasas de fotosíntesis en un medio con bajo porcentaje de CO₂, pero no lo pueden fijar eficientemente (Doucha *et al.*, 2005). Además, se reportó que *Chlorella* sp. a pesar que puede crecer bajo condiciones iniciales de 20 % de CO₂, produce una tasa de crecimiento de 0,21-0,22 mg/cm³, resultado obtenido por la cepa NTU-H25 en contraste con la microalga estudiada *Arthrospira jenneri* “espirulina”, donde se reportó que posee una mayor eficiencia para fijar CO₂ que *Chlorella*, pues presentó 2,6 mg/cm³ en peso seco, en condiciones iniciales de 11,68 v/v% de CO₂. Cabe resaltar que la tasa fotosintética, fijación microalgal de CO₂ (secuestro biológico), y la conversión no pueden ser monitoreadas por medición directa pero si pueden ser estimadas en forma indirecta o aproximada a través de la tasa de crecimiento algal la cual se puede obtener a través de los indicadores como el peso seco celular (Doucha *et al.*, 2005). También espirulina presenta mayor productividad comparando con *Scenedesmus obliquus* pues esta especie registró un valor de 0,44 mg/cm³ en condiciones iniciales de 12 v/v % de CO₂. Con relación a otra especie de *Arthrospira* sp., un estudio realizado registró una producción de biomasa de 0,22g mg/cm³ empleando condiciones de 6 v/v% de CO₂ en el medio mientras que se obtuvo 3,50 mg/cm³ cuando se adicionó 12% (v/v) de CO₂ (Greque y Vieira, 2002), estos resultados difieren con respecto al último valor registrado, que fue menor pues se empleó menos CO₂ inicial (Greque y Vieira, 2002).

Generalmente la mayoría de microalgas mejoran su crecimiento y productividad si el rango de CO₂ está entre 0,2-5 v/v % en el flujo de gas, este nivel es recomendado por diversas investigaciones reportadas (Greque y Vieira, 2002; Doucha *et al.*, 2005; Rafiqul *et al.*, 2005). En la presente investigación, se confirma la anterior aseveración, pues en la fase de crecimiento lineal, que es donde ocurrió el mayor crecimiento, fue cuando la concentración de CO₂ se encontraba en un nivel de 4,91 v/v% (tabla 2), la cual es cercana a la concentración óptima de CO₂ para la fotosíntesis (5,5 v/v%) (Ogbonna *et al.*, 1999).

Finalmente, un aspecto importante, que se investigó y que es considerado un punto crítico para obtener altas tasas de producción de biomasa, está referido al tiempo de cosecha, si no se realizará este proceso las tasas de producción después de alcanzar un pico alto pueden declinar la producción de biomasa, porque con el transcurrir del tiempo se incrementa la presencia de individuos en el medio de cultivo, reduciendo la disponibilidad de luz pues aumenta el sombreado entre ellos con lo cual no podrían realizar eficientemente la fotosíntesis y además se presenta depleción de nutrientes por un alto consumo ya que hay una mayor población, trayendo consigo la mortandad (Rafiqul *et al.*, 2005; Velea *et al.*, 2009) . En relación a este aspecto, en la tabla 2 se observa que el tiempo de cosecha óptimo fue de 96 horas, ya que en ese periodo se obtuvo los más altos valores tanto con el peso seco como con la densidad celular y por lo tanto mayor concentración de proteínas y pigmentos

(tabla3) indicando que se obtuvo la más alta tasa de producción de biomasa, ya que pasado este tiempo se presentó la disminución de los valores de producción.

V. PROPUESTA

La industria requiere energía para su funcionamiento, el cual proviene en gran parte de la combustión de combustibles fósiles los cuales generan emisiones altamente dañinas al medio ambiente (CO₂, CO, vapor de agua, etc.).

Una solución ante esta problemática es el secuestro biológico del dióxido de carbono, empleando microalgas fotosintéticas como “espirulina” cultivada en sistemas cerrados como los fotobiorreactores. El método propuesto en este estudio preliminar brinda nuevos conocimientos relacionados al diseño de fotobiorreactores, empleo de energía renovable (solar) ; determinación y evaluación de la tolerancia y por ende biofijación de CO₂ por microalgas en este caso de *Arthrospira jenneri* (espirulina), convergiendo estos conocimientos científicos y tecnológicos en una alternativa para al tratamiento de gases emanados de sistemas de combustión de combustibles fósiles, transferencia de CO₂ recuperado en medio acuático convirtiéndolo eficientemente en biomasa microalgal a través de reacciones fotosintéticas al ser reusado o secuestrado.

Por lo que las empresas al aplicar la presente estrategia de secuestro de CO₂, pueden acoplar a sus equipos o fuentes generadoras de gases de combustión (por ejemplo calderas) un fotobiorreactor solar de tipo tubular cuyo

dimensionamiento se obtendría empleando el programa computarizado de la figura 14 según la potencia de la caldera. Si se toma como ejemplo una caldera de 800 BHP, esta produce 16000 Kg/h de gases de combustión conteniendo en promedio 1918 Kg/h de anhídrido carbónico, el cual se emplearía para el cultivo de espirulina, llegando a producir aproximadamente 1956,36 Kg/día de biomasa microalgal.

Cabe resaltar, que esta propuesta podría ser tomada en cuenta por aquellas empresas que poseen certificación ISO 14000 (Sistema de Gestión Ambiental), ISO 50000 (Sistema de Gestión Energética) y/o empresas agroindustriales de la región La Libertad principalmente las que producen como subproducto a la vinaza tales como Laredo , Casagrande y Cartavio, porque otro aspecto que se propone en esta investigación es el empleo de sustratos de bajo costo que serán utilizados como medio de cultivo para espirulina, ya que no gastarían en adquirir otros medios de cultivo tales como: Zarrouk, SSM (Sea Saltpeter medium) Vonshak y AO (Aiba y Ogawa), los cuales resultan relativamente de costos altos si se utilizarán a nivel industrial pues sus precios oscilan entre \$150 -200 por kilo , mientras que la vinaza es un subproducto o desecho que se genera en los procesos productivos que se le daría una utilidad en vez de desecharlo, por lo que no solo se tendría por finalidad disminuir los costos de producción de la microalga espirulina, sino se da otra vía de utilidad a los desechos o efluentes industriales y de esta manera disminuiría la tasa de polución en nuestro medio.

VI. CONCLUSIONES

Arthrospira jenneri “espirulina” redujo la concentración de dióxido de carbono procedente de gases de combustión produciendo paralelamente oxígeno y biomasa en un fotobiorreactor solar de tipo tubular.

El dióxido de carbono procedente de gases de combustión influyó en la producción de biomasa microalgal de espirulina en el sistema de fotobiorreactor solar ya que afecta directamente su crecimiento expresándose en el aumento de la densidad celular.

VII. RECOMENDACIONES

- Se recomienda realizar estudios acerca de la capacidad de tolerancia de la espirulina con respecto a la presencia de otros productos de la combustión como NO_x y SO₂ y determinar su influencia como posibles nutrientes en el cultivo microalgal.
- Se debería realizar estudios relacionados con la influencia de la intensidad de luz y fotoperiodo en el sistema de cultivo propuesto en este estudio, pues son parámetros que afectan tanto el crecimiento microalgal como el secuestro del CO₂.
- Es necesario realizar una auditoria energética ya sea en un sistema estacionario de combustión o equipos de generación de vapor antes de dimensionar y construir un fotobiorreactor solar.

VIII. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- Acien, F.G., F.G.Camacho, J.A. Sánchez, J.M. Fernández and E.M. Grima. 1997. A Model for Light Distribution and Average Solar Irradiance inside Outdoor Tubular Photobioreactors for the Microalgal Mass Culture. *Biotechnol Bioeng.* 55: 701–714.
- Armas, E. y O. Alfaro .2009 Efecto de la concentración de CO₂ disuelto en un cultivo mixotrófico de *Scenedesmus obliquus*. *Tecnología Química.* 29 (2):42-46.
- Bayless, D.J., G.G. Kremer, M.E Prudich, D.J. Stuart, M.L. Vis-Chiasson , K. Cooksey and J. Muhs .2001. Enhanced Practical Photosynthetic CO₂ Mitigation. Proceedings of the National Energy Technology Laboratory - Dept. of Energy, First National Conf. Carbon Sequestration.
- Barry, L. 1992.Programa conjunto FAO/OMS sobre normas alimentarias. Comisión del Códex Alimentarius.
- Ben-Amotz, A. and G. Borodyanski. 2003. Microalgae Cultivation with CO₂-biofixation of Power Plant Station. Report of IOLR and GENERAL Bi Ltd.
- Benemann, J. 2003.Technology Roadmap - Biofixation of CO₂ and Greenhouse Gas Abatement with Microalgae. *Final Report to the U.S. Dept. of Energy*, National Energy Technology Laboratory, Morgantown-Pittsburgh. P.1-10.
- Boyle, G., B. Everett and A. Ramage. 2003. *Energy Systems and Sustainability*. New York: Oxford University Press Inc.

- Brown, L.M. 1996. Uptake of Carbon Dioxide from Flue Gas by Microalgae. *Energy Conversion Manage.* 37: 1363–1367.
- Cuello, J.L and E. Ono. 2004. Design parameters of solar concentrating systems for CO₂-mitigating algal photobioreactors. *Energy* 29: 1651-1657.
- Cuello, J.L and E. Ono. 2007. Carbon Dioxide Mitigation using Thermophilic Cyanobacteria. *Biosystems Engineering.* 96(1): 129-134.
- Chang, E. and Y. Shang .2003. Some characteristics of microalgae isolated in Taiwan for biofixation of carbon dioxide. *Bot. Bull. Acad. Sin.* 44: 43-52.
- Doucha, J., F.Straka y K. Livansky .2005. Utilization of flue gas for cultivation of microalgae (*Chlorella* sp.) in an outdoor open thin-layer photobioreactor. *Journal of Applied Phycology.* 17: 403-412.
- Greque, M. and J. Vieira. 2002. Biofixation of carbon dioxide by *Spirulina* sp. and *Scenedesmus obliquus* cultivated in a three –stage serial tubular photobioreactor. *Applied Biochemistry and Biotechnology.* 25 (2): 120-132.
- Halloway, S.2001.Storage of Fossil Fuel-Derived Carbon Dioxide beneath the Surface of the Earth. *Annual Review of Energy and the Environment.* 26: 145-166.
- Holtz, M.H., P.K. Nance y R.J. Finaley. 1999. Reduction of Greenhouse Gas Emissions through CO₂ Sequestration in Texas. *Bureau of Economic Geology.* 187-199.
- Huang, Y. and G.L. Rorrer. 2002. Optimum Temperature and Photoperiod for the Cultivation of *Agardhiella subulata* Microplantlets in a Bubble-Column Photobioreactor. *Biotechnology and Bioengineering.* 17(2): 135-144.

Li, Y., B. Markley, A. Ram , V. Rodríguez , D.Thompson and D. Van Niekerk .2007. Utilization of carbon dioxide from Coal-fired power plant for the Production of value-added products. Informed to the requirements for the Design Engineering of Energy and Geo-Environmental Systems Course (EGEE 580).

Mamrosh, D., C. Beitler and K. Fisher .2008. Consider improved scrubbing designs for acid gases. *Hydrocarbon Processing*. pp. 69-74.

Matsumoto, H., N. Shioji, A. Hamasaki , Y. Ikuta, Y. Fukuda, M. Sato, N. Endo and T. Tsukamoto.1995. Carbon Dioxide Fixation by Microalgae Photosynthesis Using Actual Flue. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. (51-52): 681-692.

Mears, B.M. 2008. Design, Construction and Testing of Pilot Scale Photobioreactor Subsystems. Thesis presented to the faculty of the Russ College of Engineering and Technology of Ohio University of the requirements for the degree Master of Science.

Morita, M., Y .Watanabe and H. Saiki. 2000. Investigation of photobioreactor design for enhancing the photosynthetic productivity of microalgae. *Biotechnology and Bioengineering* . 69 (6): 693-699.

Muñoz, J.M.2003. Cogeneración en Grandes Centrales de procesos. *El Cotidiano*. 19(117):52-60.

Nakamura, T., C. Senior, M. Olaizola and S. Masutani.2001. Capture and Sequestration of Stationary Combustion Systems by Photosynthetic

Microalgae. *Proc. First National Conf. on Carbon Sequestration*. Dept. of Energy - National Energy Technology Laboratory.

Ogbonna, J.C., T. Soejima and H. Tanaka. 1999. An integrated solar and artificial light system for internal illumination of photobioreactors. *Journal of Biotechnology*. 70: 289-297.

Pedraza, G. 1990. Cultivo de *Spirulina maxima* para suplementación protéica. Fundación CIPAV, AA. *Livestock Research for rural Development*. 1 (1):18-22.

Pedroni, P., J. Davison, H. Beckert, P. Bergman and J.A Benemann. 2001. Proposal to establish an international network on biofixation of CO₂ and greenhouse gas abatement with microalgae. *Journal of energy and environmental research*. 1(1): 136-150.

Rafiqul, I.M., K.C. Jalal and M.Z. Alam. 2005. Environmental factors for Optimisation of *Spirulina* Biomass in laboratory Culture. *Biotechnology*. 4(1): 19-22.

Reza, N. 2007. The culture of coccolithophoric algae for carbon dioxide remediation. Thesis is presented for the degree of Doctor of Philosophy of Murdoch University.

Salgado, L., J. Chico, M. Fernández y P. Seijas .2004. Vinaza como medio de cultivo alternativo en el crecimiento y producción de pigmentos de *Arthrospira jenneri* (Hassall) Stinzenberg . *Rebiol*. 24(1-2):5-12.

- Seijas, P. y L. Salgado .2006. Hidrógeno Cianobacterial: Alternativa Biotecnológica y Ecológica de energía renovable. *Investigación -Desarrollo e Innovación I+D+I*. 21 (3):64-69.
- Seijas, P. y L. Salgado .2007. Nuevos Aspectos biotecnológicos y perspectivas en la investigación y producción de compuestos obtenidos del género *Arthrospira* “espirulina”. *Sciendo*. 10 (2): 121-134.
- Seijas, S., R. Chávez, P. Seijas, N. Seijas y L. Salgado .2009. Parámetros de Diseño de Fotobiorreactor para Producción de *Arthrospira jenneri* “espirulina” optimizando proceso de cultivo. Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Trujillo. P.I. N° 260209103.
- Tri-Panji, P. and K. Suharyanto . 2001. Optimization media from low-cost nutrient sources for growing *Spirulina platensis* and carotenoid production. *Menara Perkebunan*. 69(1): 18-28.
- Tsygankov, A.A.2001.Laboratory Scale Photobioreactors. *Applied Biochemistry and Microbiology*. 37(4): 333-341.
- Velea.,S, N. Dragos, S. Serban, L. Ilie, D.Stalpeanu, A. Nicoara and E. Stepan .2009. Biological Sequestration of Carbon Dioxide From Thermal Power Plant Emissions, By Absorbtion In Microalgal Culture Media. *Romanian Biotechnological Letters* 14(4):4485-4500.
- Wang, L. and B. Sunden. 2003. Optimal design plate exchangers with and without pressure drop specifications. *Applied Thermal Engineering*. 23:295-311.

www.cambioclimatico.minam.gob.pe/cogeneracion-con-biomasa-en-el-complejo-agroindustrial-cartavio-s-a-a/.

Yue-Hui, Z. and J. Jian-Guo. 2008. Continuous cultivation of *Dunaliella salina* in photobioreactor for the production of β -carotene. *Eur Food Res Technol* . 227:953–959.

A N E X O S



FIGURA 1. Recolección de muestra en humedales Chou-Chou. Salaverry, Trujillo-La Libertad.



FIGURA 2. Cámaras de crecimiento donde se realizó cultivo de espirulina.



FIGURA 3. Sistemas de cultivo experimental para la preparación del inóculo de *A.jenneri* "espirulina".



FIGURA 4. Evaluación de la densidad celular de espirulina empleando microscopía óptica para el conteo respectivo de tricomas por campo visual.



FIGURA 5. *Arthrospira jenneri* “espirulina” a 150x empleando microscopia óptica .



FIGURA 6. Prototipo de Caldera acuotubular que conformó el sistema de combustión estacionario fuente generadora de gases de combustión.



FIGURA 7. Sistema estacionario de combustión que proporcionó el flujo de gases al fotobiorreactor tubular. Conformado por las siguientes partes: A. Caldera acuotubular, B. Recipiente clarificador, C. Recipiente receptor de sustrato vinaza y D. Lavador de gases.

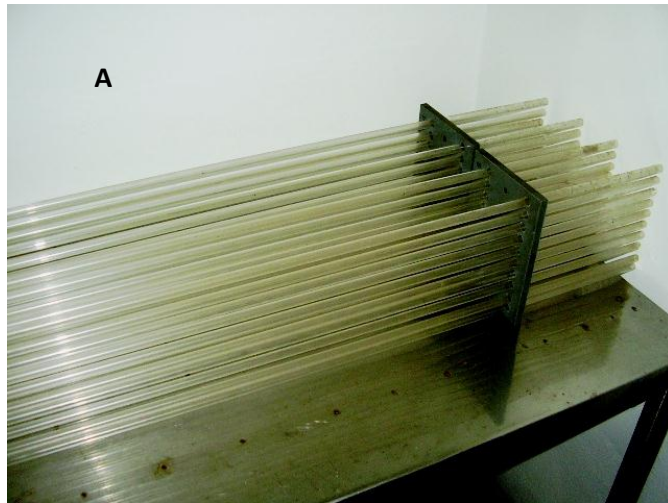


FIGURA 8. Instalación de Fotobiorreactor de tipo tubular. A) Observación de tubos de vidrio que conforman al fotobiorreactor. B) Vista de soporte de metal acoplándose con los tubos de vidrio.



FIGURA 9. Equipo piloto a diferentes vistas. A) Mostrando el fotobiorreactor y B) los complementos del módulo.

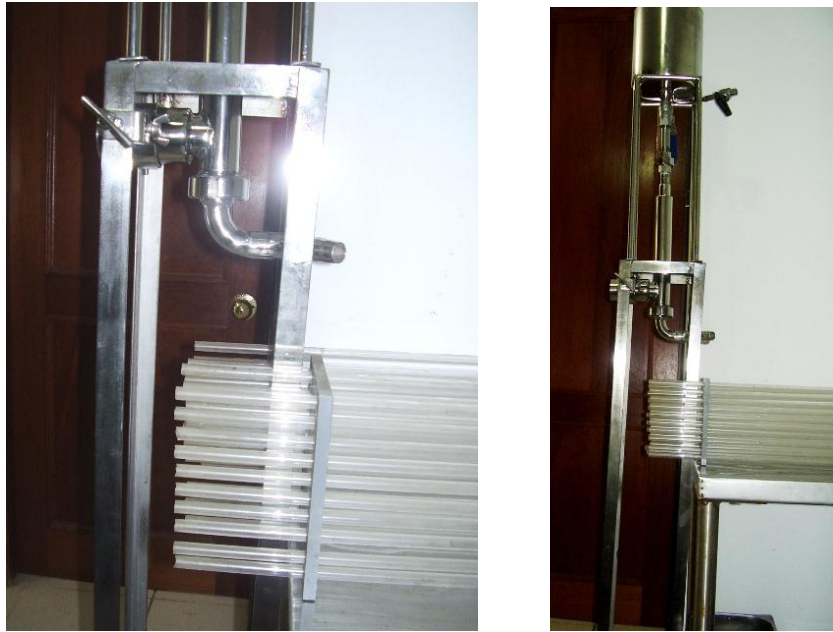


FIGURA 10. Vista lateral del fotobiorreactor mostrando los múltiples tubos de vidrio templado.



FIGURA 11. Vista panorámica del módulo de experimentación.



FIGURA 12. Biomasa cosechada de *A. jenneri* “espirulina”, perteneciente al grupo D antes de proceso de secado.

TABLA 4. Características del combustible: carbón antracita, de procedencia Santiago de Chuco, La Libertad

COMPONENTE	PORCENTAJE (%)
Carbón fijo	64.16
Material volátil	21.74
Cenizas	7.21
Humedad	6.29
Azufre	0.60
Poder calorífico superior	32 262 KJ/Kg
Poder calorífico inferior	27 200 KJ/Kg

Fuente: Laboratorio Alex – Stewars

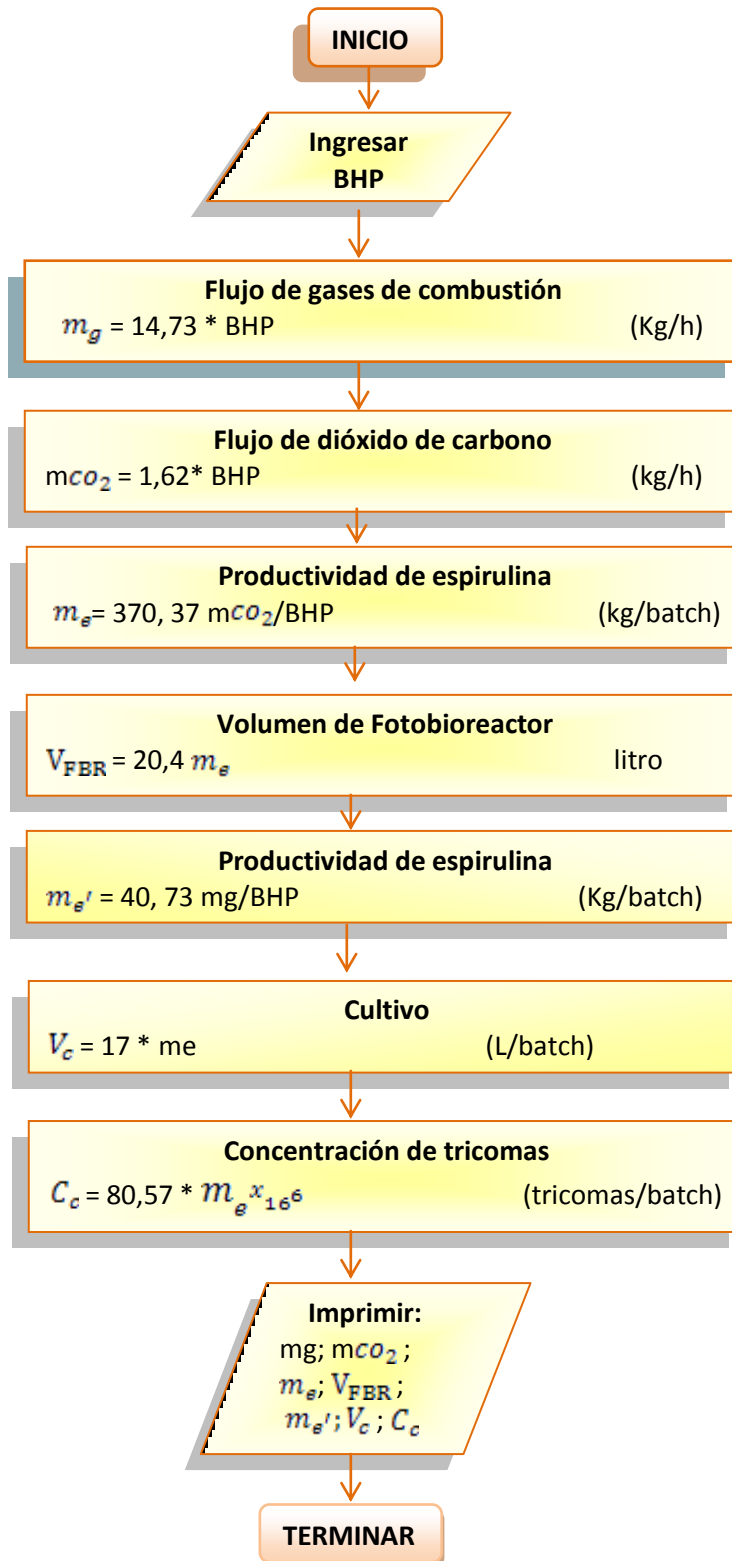
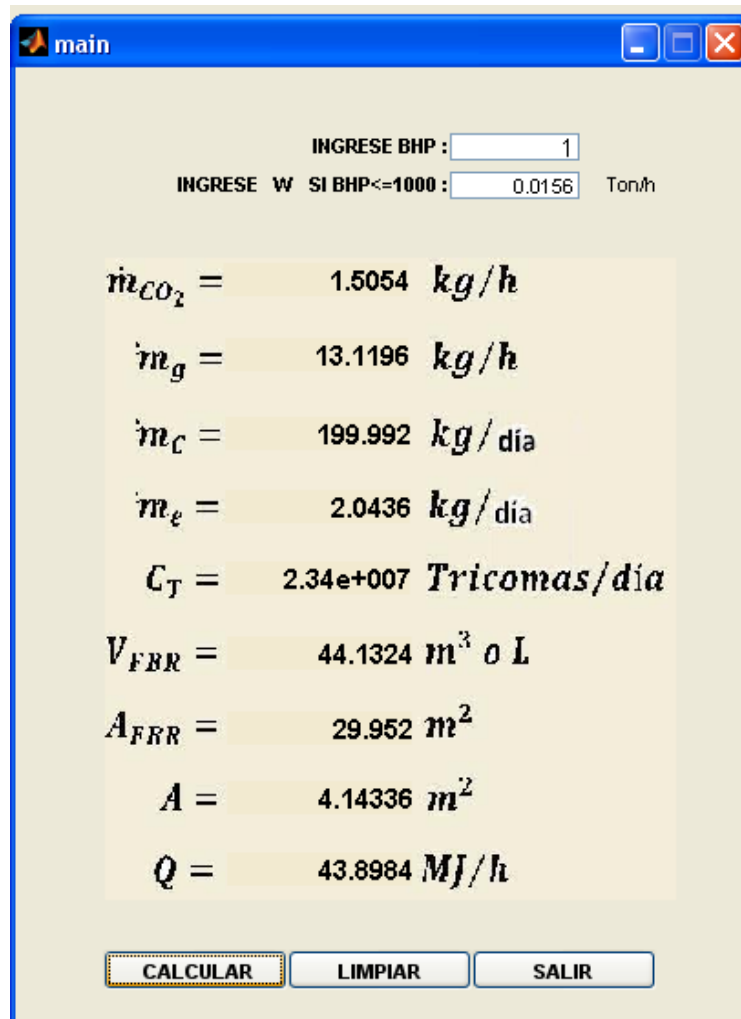


FIGURA 13. Algoritmo de diseño de Fotobiorreactor.



\dot{m}_{CO_2} : Flujo de anhídrido carbónico

\dot{m}_g : Flujo másico de gases de combustión.

\dot{m}_c : Flujo de cultivo conteniendo espirulina

\dot{m}_e : Producción de espirulina

C_T : concentración de tricomas

V_{FBR} : Volumen del fotobiorreactor

A_{FBR} : Superficie del fotobiorreactor

A : Área que ocupa el fotobiorreactor

Q : Flujo de energía calorífica consumida por el generador de vapor

FIGURA 14. Programa computarizado obtenido a través de MATLAB para dimensionar el fotobiorreactor.

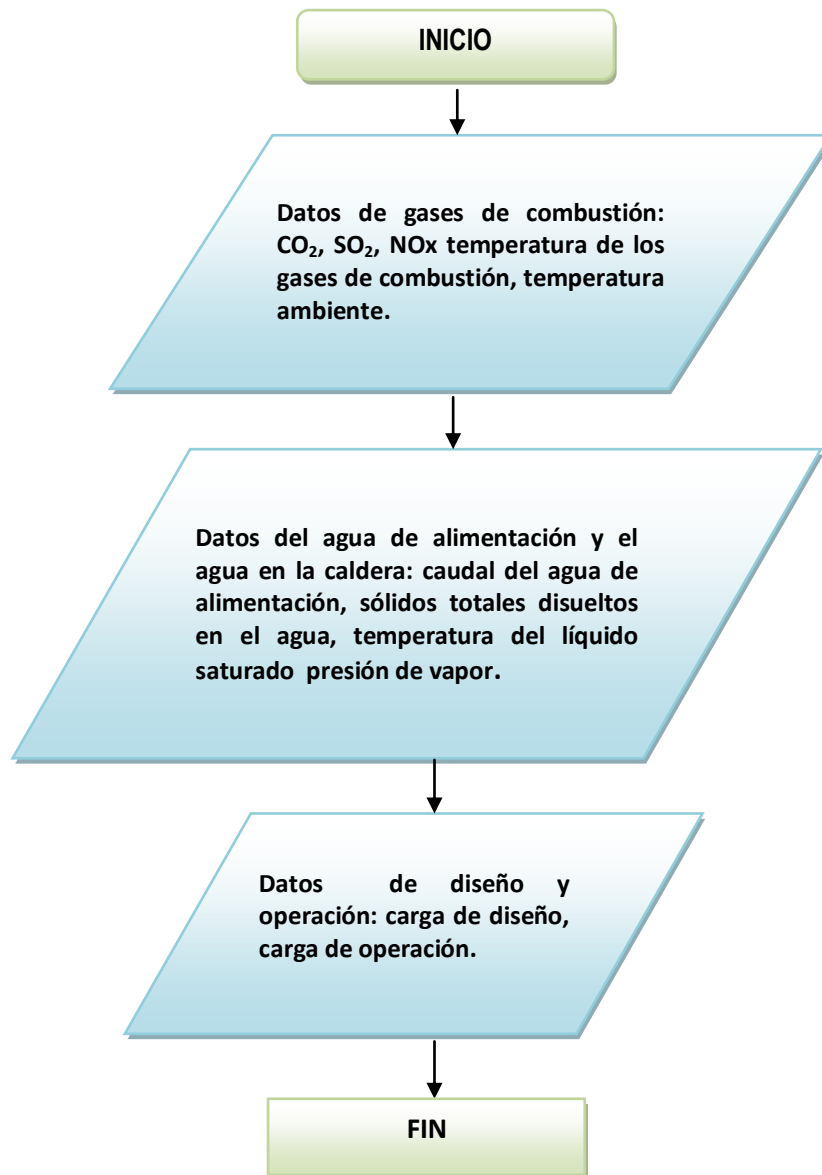


FIGURA 15. Evaluación de parámetros energéticos en una caldera

Acuotubular para mejorar su eficiencia.

DESCRIPCIÓN DEL MÓDULO EXPERIMENTAL

➤ Fotobiorreactor Tubular

- Volumen: 44 L.
- Número de Tubos: 200.
- Material: Vidrio Pyrex.
- Diámetro de los Tubos: 10 mm.
- Superficie Total: 1,50 m.
- Soporte y Acoplamientos para Alimentación .

➤ Extractor centrífugo

- Número de unidades: 2
- Función: Inyectar gases de combustión al mezclador gas – líquido.
- Potencia: 120 W.
- Voltaje: 100V.
- Frecuencia: 50 – 60Hz.
- Diámetro de impulsor: 70 mm.
- Anchura de impulsor: 27 mm.
- Numero de palas: 30.
- Material de construcción: Polimérico.
- Diámetro de sección: 56 mm.
- Boca de descarga: 40 mm. x 43 mm.
- Flujo de aire: 3,2 m³/min.
- Presión estática: 150 mm. C.A

➤ Mezclador de gas – Líquido

- Número de unidades: 2.
- Función: Efectuar mezcla de gases de combustión de contenido CO₂ con el cultivo.
- Diámetro: 38 mm.

- Altura: 350 mm.
- Material de construcción: acero inoxidable AISI304L.
- Acoplamiento para ingreso de cultivo: 1/2” de diámetro NPT.
- Acoplamiento para ingreso de gases: 35 mm de diámetro (interior), longitud del acoplamiento: 92 mm. .
- Acoplamiento de descarga: 35 mm de diámetro (interior), roscado con bifurcación de salida; diámetro de la bifurcación: 21 mm.
- Elementos de transferencia: 10 elementos de transferencia.
- Diámetro: 34 mm.
- Altura del elemento de transferencia: 32 mm.

➤ **Filtro tipo Cartucho**

- Ubicación: Acoplado en extremo de la chimenea.
- Función: Eliminar cenizas y material particulado producto de la combustión.
- Material: Acero inoxidable AISI 316 L.
- Diámetro: 42 mm
- Longitud: 150 mm
- Tamaño de malla: 100 Tyler

➤ **Filtro a presión**

- Función: Cosechar espirulina por filtrado del cultivo.
- Material de construcción: Acero inoxidable AISI 316l
- Diámetro: 210 mm.
- Altura: 100 mm.
- Características Disco 150 mm, 325 Tyler, acoplamientos de entrada y salida 1/2” Ø NPT.
- Bomba 1/2 hp 220 v, tipo centrífuga.
- Columna total 30 m; caudal: 60L/min.

- Recipiente de fondo elipsoidal de 240 mm de diámetro y 210 mm de altura de acero inoxidable AISI 316 base metálica de acero al carbono de 3/16" de espesor.

➤ **Caldera Acuotubular**

- Caldera de tubos de agua de 1BHP con sistema de alimentación de agua mediante bomba centrífuga de 1/2 hp con control de nivel de agua electrónico y control de presión.
- Construcción en acero inoxidable ALSI 316L.
- Hogar de parrilla para combustión de antracita.
- Sistema de aire para la combustión por ventilador centrífugo de palas múltiples de 100W, 110V.

➤ **Intercambiador de calor**

- Tipo: doble tubo.
- Material de construcción: Acero inoxidable ALSI304L acoplamiento de tipo roscado 3/4"φ, entrada de agua de enfriamiento 1/4" φ NPT.
- Superficie de transferencia de calor: 0,038 m².
- Posición: Vertical.

➤ **Recipiente clarificador para Cultivo**

- Capacidad: 10,0 L.
- Material de Construcción: Acero Inoxidable ALSI304L.
- Sistema de agitación: motor eléctrico.

➤ **Recipiente receptor para vinaza**

- Capacidad: 68L, 90L; respectivamente.
- Material de Construcción; Acero Inoxidable ALSI304L.

OPERACIÓN DEL MÓDULO EXPERIMENTAL

El experimento se llevó a cabo empleando un fotobiorreactor de tipo tubular formado por un paquete de 40 tubos de vidrios Pírex de 10 mm de diámetro y 1,533 m². Los tubos estaban unidos mediante 04 placas porta tubos de PVC de alta densidad (fig.8, 9 y 10).

El equipo constó de una mesa de acero inoxidable de 1,2 m de longitud y 0,51m de ancho, donde se ubicó el fotobiorreactor, una estructura de perfil en L de 1" x 1" x 1/8" de espesor con dimensiones de 1,75 m x 0,19 m x 0,18 m en su parte superior (fig.11).

El depósito de acero inoxidable de 0,16 m de diámetro y 0,185 m de altura, se ubicó con acoplamiento de descarga y purga para toma de muestras, unida mediante una unión universal de 1/2 pulgada de diámetro NPT al mezclador de gas – cultivo de tipo relleno de cilindros de cobre de 10 mm de diámetro.

El mezclador de gas - cultivo tuvo una altura de 0,35 m y 38 mm de diámetro con acoplamiento y accesorios de acero inoxidable AISI304L (fig.16, 17 y 18).

La mezcla de gas – cultivo se efectuó mediante el ingreso de gases de combustión previamente enfriadas en un intercambiador de calor en acero inoxidable (fig. 19 y 20), con una longitud de 0,56 m, un diámetro exterior de 40 mm y diámetro del tubo concéntrico de 30 mm. El extremo del intercambiador de calor se conectó a la succión del ventilador centrífugo cuyas características son: material termoplástico de 100V.50 – 60Hz marca

KOKUSAN DENKI (Japón), 120W, con 30 aspas inclinadas hacia atrás (fig.21 y 22).

Los gases de combustión provenientes de la caldera de tipo acuotubular de 1BHP de potencia; ingresaron a un filtro de tela metálica con acoplamientos universal de 3/4 ϕ NPT acoplado al intercambiador de calor (fig. 23).

El filtro fue de acero inoxidable AISI316 de 160 mm de altura, un diámetro de 50 mm y cartucho filtrante 42 mm de diámetro y 150 mm de altura con malla 100 mesh (fig.24 y 25).

El cultivo fue depositado en un recipiente de 0,38 m x 0,18 m x 0,25 m de acero inoxidable (fig. 26) con acoplamiento para banda de recirculación de PVC . El cultivo fue conducido al recipiente de donde fluye hacia el mezclador gas-líquido, donde se produce la transferencia de masa de gases de combustión conteniendo CO₂ hacia el cultivo donde se disolvió dicho gas, a temperatura de 25°C; el fluido conteniendo CO₂ disuelto pasa al fotobiorreactor mediante acoplamientos con mangueras térmicas a los tubos de vidrio, donde permaneció expuesta a la luz solar donde se realiza el fotoperiodo luego retornó al recipiente para luego proceder a una nueva recirculación. Se utilizó un filtro a presión con una malla de 80 μ m. en el momento que se realizaba la cosecha (fig.27).

La caldera fue de tipo acuotubular y tenía una capacidad de 1BHP, este equipo proporcionó los gases de combustión a través de la chimenea de

sección cuadrangular con acoplamiento para toma de muestras (fig.28). Todo el sistema fue enteramente construido en acero inoxidable (fig.29).

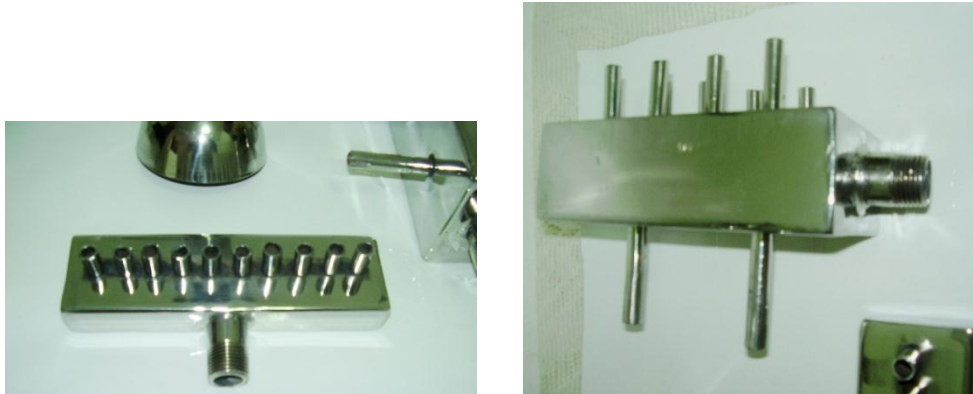


FIGURA 16. Acoplamiento del fotobiorreactor de los múltiples tubos hacia el recipiente de cultivo.



FIGURA 17. Vista parcial del Mezclador de cultivo-gases de combustión.



FIGURA 18. Mezclador gas –líquido de acero inoxidable, A) Vista de las dos unidades que conforman el mezclador y B) Observándose los orificios o perforaciones de intercambio.



FIGURA 19. Intercambiador de calor para enfriamiento de gases de combustión y recuperación de energía.

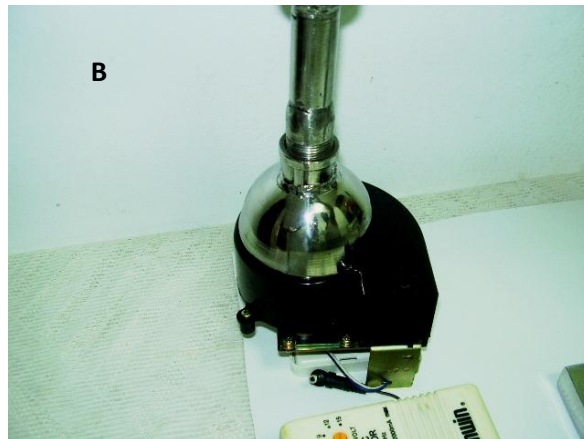
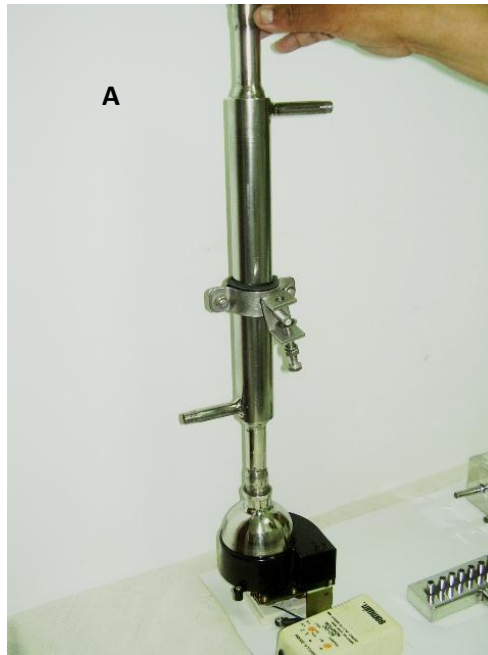


FIGURA 20. Intercambiador de calor acoplado al extractor de gases de combustión A) Vista general y B) Vista parcial.



FIGURA 21. Extractor de gases enfriados acoplada al mezclador.



FIGURA 22. Extractor para insuflado de los gases de combustión enfriados hacia el mezclador.



FIGURA 23. Acoplamientos: diámetro de ingreso de gas: 1" ø NPT.



FIGURA 24. Ensamble de los filtros para captación de material particulado emitido por caldera.

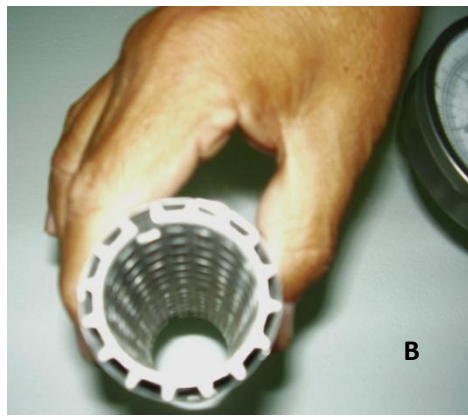
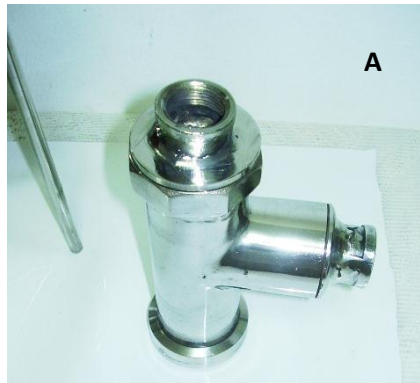


FIGURA 25. Filtro para captación de material particulado proveniente de los gases de combustión. A) Recipiente de filtro de acero inoxidable AISI 316 L; B) Malla de filtro donde se observa el cribado.



FIGURA 26. Recipiente clarificador para cultivo con su respectivo sistema de agitación: motor eléctrico.

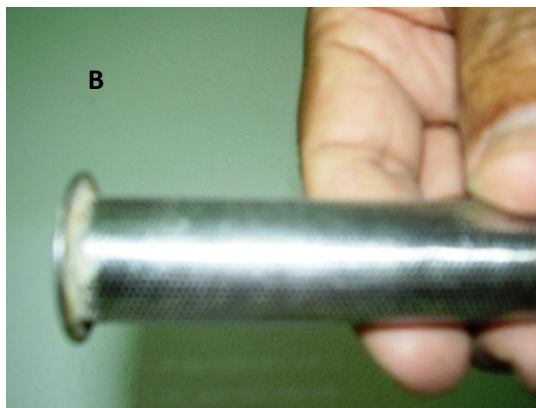


FIGURA 27. Filtro a presión para filtrado del cultivo. A) Malla de filtro y B) Contenedor de filtro de acero inoxidable AISI 3161

A



B



FIGURA 28. A) Parte del acoplamiento para la entrada y salida de gases.

B) Acoplamiento dirigido hacia la chimenea de la caldera acuo-tubular.



FIGURA 29. Sistema de combustión que se empleó en el experimento:

Caldera acuotubular.

PAUTAS PARA LA EVALUACIÓN INICIAL DE PARÁMETROS DE COMBUSTIÓN DE LA CALDERA

- ✚ Se evalúan los gases de combustión principalmente la concentración del: CO₂; CO; O₂.
- ✚ Evaluar el Flujo de vapor producido (carga de vapor).
- ✚ Evaluar el consumo de combustible para una carga de 100% de vapor, para calderas piro tubulares (de paquete) de petróleo bunker N°6; le corresponde una eficiencia de 82%
- ✚ La eficiencia térmica de la caldera en función de carga se determina según el modelo ajustado:

$$\varepsilon_s = 0,8233[1 - 0,456 * e^{-8,186(\dot{m})}]$$

Dónde: ε_s : Eficiencia térmica de la caldera a una determinada carga de vapor

\dot{m} : Carga de vapor (en tanto por uno).

- ✚ Como guía de evaluación de eficiencia por el método indirecto, se puede determinar las pérdidas de energía según se indica:

Pérdida de gases por la chimenea.....	116%
Pérdida por inquemados.....	0,4%
Pérdida por radiación y convección.....	5,5%
Pérdidas por purgas de fondo.....	0,5%

Como se observa, las pérdidas de calor por la chimenea es relativamente alta siendo lo ideal 6,0%, esto se debe a que los gases de combustión por lo general salen de la caldera a una temperatura de 240°, por lo que sería conveniente recuperar energía de los gases calientes pero fuera de la caldera teniendo en

cuenta que los gases de combustión que contienen anhídrido sulfuroso a una temperatura menor a 150°C produce condensación de ácido sulfúrico que produce corrosión en la estructura de la caldera

Flujo mínimo de gases de combustión

Las pérdidas de energía por los gases de combustión a la salida por la chimenea son proporcionales al flujo, por lo que es necesario disminuirlo al mínimo mediante el mínimo exceso de aire para la combustión.

Para el caso de emplear como combustible carbón antracita, se deduce a partir de los productos resultantes de la combustión en condiciones estequiométricas y para una combustión completa.

$$CO_2 = 3,66C$$

$$H_2O = 8,94 H_2O \text{ (% en peso de } H_2O \text{ en el combustible)}$$

$$SO_2 = 2,00S$$

$$N_2 = 8,86C + 26,41(H_2 - t/8 O_2) + 3,29 S + N_2 \text{ (% peso del } N_2 \text{ en el combustible)}$$

Para la combustión de antracita un promedio de exceso de aire de un 6% se obtiene una máxima eficiencia de combustión.

CALCULO DE LA EFICIENCIA TERMICA DE UNA CALDERA

El procedimiento para determinar la eficiencia térmica es similar para toda caldera. Estas unidades de tipo acuotubular pueden tener los equipos siguientes: un economizador, un calentador de aire, un calentador de combustible. Normalmente, estos equipos aprovechan los gases de combustión producidos en la propia caldera, constituyendo de este modo transferencias internas de calor que aparecen en el balance térmico como un

reducción de las pérdidas de calor debido al descenso en la temperatura de dichos gases.

El balance de energía de una caldera que opera a régimen estable puede ser simplificado por la expresión siguiente:

$$Q_u = Q_F - P \quad (1)$$

Siendo:

Q_u = energía útil absorbida por el fluido térmico (carbón antracita)

Q_F = energía química contenida en el combustible (Poder calorífico del carbón antracita)

P = pérdidas de energía (A través de las paredes de la caldera, por gases de combustión de salida por la chimenea y perdida por purgas).

$$E = \frac{Q_u}{Q_F} \quad (2)$$

Cuando existe dificultad para medir el flujo del combustible o del fluido de trabajo (vapor) la eficiencia de la caldera puede determinarse por el método indirecto o de las pérdidas separadas, mediante la expresión:

$$E = 1 - \frac{P}{Q_F} \quad (3)$$

El procedimiento aplicado en el presente trabajo considera lo siguiente:

- Utiliza el poder calorífico inferior (PCI) del combustible (carbón antracita)

- No considera la energía eléctrica consumida por bombas, ventiladores, etc.
- Toma la temperatura ambiente (T_a) como base de cálculo.

Los resultados de los cálculos de la eficiencia térmica por cada método no debieran diferir en más del 5%.

Método Indirecto

La eficiencia por el método indirecto o de las pérdidas separadas se determina restando de 100 las pérdidas de calor más significativas de la caldera.

La eficiencia térmica por este método

$$E = 100 - (PG + PI + PR + PP) \quad (4)$$

Donde:

PG = pérdida de calor por gases de chimenea, %

PI = pérdida de calor por inquemados, %

PR = pérdida de calor por radiación, %

PP = pérdida de calor por purgas, %

Este método es importante porque nos permite conocer cómo se distribuye el calor liberado en la combustión.

A. Pérdida de Calor por Gases de Chimenea

Esta pérdida de calor, asociada principalmente al calor sensible del CO₂, SO₂, O₂, N₂ presentes en los gases de combustión, puede evaluarse por la siguiente expresión:

$$PG = \frac{Mg \times Cg \times (Tg - Ta)}{F \times PCI} \times 100 \quad (5)$$

Donde:

Mg = flujo de gases de chimenea, m³/h

Cg = calor específico medio de los gases de chimenea, kJ/m³°C

Tg = temperatura de los gases de chimenea, °C

Ta = temperatura del aire ambiente, °C

F = consumo de combustible, kg/h

PCI = Poder calorífico inferior del combustible, kJ/kg

También se puede calcular esta pérdida por la fórmula empírica de Sieggert:

$$PG = K \times \frac{Tg - Ta}{CO_2 + CO} \quad (6)$$

Donde:

Tg = temperatura de los gases de chimenea, (°C).

Ta = temperatura del aire ambiente (°C).

CO₂ = concentración volumétrica del bióxido de carbono en los gases secos de chimenea, (%)

CO = concentración volumétrica del monóxido de carbono en los gases secos de chimenea, (%).

Los valores encontrados para K son los siguientes:

COMBUSTIBLE	K
Petróleo residual	0,516 + 0,0067 x CO ₂
Petróleo diesel	0,495 + 0,00693 x CO ₂
Gas natural y GLP	0,379 + 0,0097 x CO ₂

B. Pérdida de Calor por Combustible no Quemado (Inquemados)

La combustión incompleta del combustible produce inquemados gaseosos y también inquemados sólidos. Estas reacciones pueden realizarse con defecto o con exceso de aire comburente.

La medida de estos inquemados indica la cantidad de calor que ha dejado de liberar la combustión al no alcanzar a completar las reacciones de oxidación.

Las pérdidas de calor por inquemados se pueden obtener sumando a las pérdidas debidas a la formación de CO y H₂ la pérdida debida a la presencia de C no quemado como se muestra en la ecuación siguiente:

$$P_l = P_{CO} + P_{H_2} + P_C \quad (7)$$

B.1. Inquemados Gaseosos

Están formados principalmente por CO, H₂ y proporciones muy reducidas de hidrocarburos ligeros.

La pérdida de calor por la formación de monóxido de carbono se calcula con la siguiente expresión:

$$P_{co} = 12644x \frac{COxM_g}{FxPCI} \quad (8)$$

Donde:

12 644 = poder calorífico del CO, kJ/kg

CO = concentración volumétrica de CO en los gases secos de chimenea, %

Mg = flujo de gases secos de chimenea, m³/h

F = consumo de combustible, kg/h

PCI = poder calorífico inferior del combustible, kJ/kg.

La pérdida de calor por la formación de hidrógeno molecular se calcula empleando la siguiente expresión:

$$P_{H_2} = 0,87xP_{co} \quad (9)$$

Donde:

0,87 = relación entre los poderes caloríficos por m³ de H₂ y de CO.

Pco = pérdida de calor por la formación de CO,(%).

B.2. Inquemados Sólidos

Están formados principalmente por partículas de carbono no quemado, conocido como hollín o carbonilla. Solo se produce a partir de combustibles sólidos o líquidos. La pérdida de calor debido a la presencia de partículas sólidas arrastradas por los gases de chimenea se calcula la siguiente expresión:

$$P_c = 32780x \frac{M_{fg}}{FxPCI} x100 \quad (10)$$

Donde:

32 780 =poder calorífico del carbono,(kJ/kg).

M_{fg} = carbono inquemado en los gases de chimenea, (kg/h).

F =consumo de combustible, (kg/h).

PCI = poder calorífico inferior del combustible, (kJ/kg).

Para combustibles líquidos y gaseosos industriales habituales, resulta bastante aproximada la expresión teórica – experimental siguiente:

$$P_c = \frac{21}{21 - O_2} x \left\{ \frac{CO}{3100} + \frac{CH}{1000} + \frac{OP}{65} \right\} \quad (11)$$

Donde:

O_2 = concentración volumétrica de O_2 , en los gases secos de chimenea, (%).

CO = concentración volumétrica de CO en los gases secos de chimenea, (ppm).

CH = concentración volumétrica de CH en los gases secos de chimenea, (ppm).

OP = opacidad (medida por absorción de la luz visible),(%).

En la quema de combustibles sólidos, la pérdida por inquemados sólidos no solo considera las partículas sólidas arrastradas por los gases de chimenea (P_c) sino también incluye el material retirado del cenicero. Esta última pérdida asociada al cenicero puede calcularse por la ecuación siguiente:

$$P'_c = \frac{32780xM_{fc} + M_{mc} + C_{mc}(T_c - T_a)}{FxPCI} x100 \quad (12)$$

Donde:

32 780 =poder calorífico del carbono, (kJ/kg).

Mfc = masa de combustible no quemado retirado del cenicero,(kg/h).

Mmc =masa de material (combustible no quemado + cenizas) reiterado del cenicero, (kg/h).

Cmc =calor específico medio del material retirado del cenicero, (kJ/kg.°C).

Tmc =temperatura de salida de material retirado del cenicero, (°C).

Ta = temperatura del aire ambiente, (°C).

F = consumo de combustible, (kg/h).

PCI = poder calorífico inferior del combustible,(kJ/kg).

Como una primera aproximación, la pérdida por calor sensible del material reiterado del cenicero ($M_{mc} \times C_{mc} \times (T_{mc} - T_a)$) puede estimarse por: $1\ 170 \times M_{mc}$; donde 1 170 es una valor práctico de la antalpía específica de las cenizas en kJ/kg.°C.

C. Pérdida de Calor por Radiación

La pérdida de calor por radiación + convección desde las paredes exteriores de la caldera, cuando se conoce la distribución de temperaturas, puede determinarse utilizando la fórmula:

$$P_R = 1,05x \frac{\sum_{i=1}^n [A_i(\alpha_{rl} + \alpha_{cl})x(T_1 - T_a)]}{FxPCI} \times 100 \quad (13)$$

Dónde:

1,05 = coeficiente de mayoración

A1 = área de al i-ésima pares, m²

α_{rl} = coeficiente de transferencia de calor por radiación de la i-ésima pared, (kJ/h m²°C).

α_{cl} = coeficiente de transferencia de calor por convección de la i-ésima pared, (kJ/h m²°C).

T1 = temperatura promedio de la i-ésima pared,(°C).

Ta = temperatura del aire ambiente,(°C).

F = consumo de combustible, (kg/h).

PCI = poder calorífico inferior del combustible, (kJ/Kg).

Según Jurgens Sack, Vitrofilms, Mc Adams y ASTM 17, el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor pueden realizarse conforme se indica a continuación.

El coeficiente radiactivo puede obtenerse aplicando la fórmula siguiente:

$$\alpha_{\pi} = 2,08x10^{-7} xex \frac{(T_1 + 273)^4 - (T_a + 273)^4}{T_1 - T_a}$$

Siendo (e) la emisividad del material de la pared exterior.

El coeficiente convectivo puede obtenerse aplicando algunas de las fórmulas siguientes:

-Para calderas en el interior de edificios (convección natural):

$$\alpha_c = 11,74 \sqrt[4]{T_1 - T_a} \quad , \quad \text{para paredes horizontales}$$

$$\alpha_c = 4,944 \sqrt[4]{\frac{T_1 - T_a}{h}} \quad , \quad \text{para paredes verticales de altura (h) expresada en m.}$$

$$\alpha_c = 4,734 \sqrt[4]{\frac{T_1 - T_a}{d}} \quad , \quad \text{para paredes cilíndricas de diámetro (d) expresada en m.}$$

-Para calderas al aire libre (convección forzada)

$$\alpha_c = 20,43 + 15,1xu \quad , \quad \text{para cualquier caso (u) es la velocidad del viento dada en m/s.}$$

La pérdida de calor por las paredes de la caldera, también puede obtenerse indirectamente por cierre de balance térmico, es decir; como la diferencia entre el calor aportado por el combustible y las otras pérdidas que si han sido calculadas.

D. Pérdida de Calor por Purgas

La pérdida de calor por purgas de agua del interior de la caldera afecta el rendimiento a través de la siguiente expresión:

$$P_p = \frac{PxC_w x (T_s - T_a)}{FxPCI} x 100 \quad (14)$$

Donde:

P = caudal de purga, kg/h

Cw = calor específico del líquido en la caldera, kJ/kg°C

T_s = temperatura del líquido saturado en la caldera, °C

T_a = temperatura del aire ambiente, °C

F = consumo de combustible, kg/h

PCI = poder calorífico inferior del combustible, kJ/Kg.

Se puede adoptar como valor práctico: $C_w = 4,19$ kJ/kg°C

El caudal de purga también puede medirse indirectamente haciendo un simple balance de sólidos, en cuyo caso resulta útil la siguiente expresión:

$$P = \frac{SD_w}{SD - SD_w} \times W \quad (15)$$

Donde:

SD_w = sólidos totales disueltos en el agua de alimentación, ppm

SD = sólidos totales disueltos en el interior de la caldera, ppm

W = caudal del agua de alimentación, kg/h

1. Eficiencia de Combustión

La eficiencia de combustión es una medida que indica cuándo efectivamente la energía química contenida en el combustible ha sido liberada en forma de calor durante el proceso de combustión. La combustión es completa cuando se realiza sin la producción de inquemados. Es óptima cuando es completa y además se realiza con el menor exceso de aire de combustión posible. Esta eficiencia se expresa mediante la relación siguiente:

$$E = 100 - P1 \quad (16)$$

Donde:

P1 = pérdida de calor por inquemados, %

Se define la pérdida de calor por exceso de aire (Pe), como el calor adicional utilizado en calentar el aire en exceso presente en la combustión. Se calcula aplicando la ecuación siguiente:

$$P_e = \frac{(e-1) \times (A/C) \times C_a \times (T_g - T_{ac})}{PCI} \times 100 \quad (17)$$

Donde:

e = exceso de aire de combustión, tanto por uno

A/C = relación estequiométrica de aire/combustible, kg/kg

Ca = calor específico medio del aire, kJ/kg °C

Tg = temperatura de los gases de chimenea, °C

Tac = temperatura del aire de combustión, °C

PCI = poder calorífico inferior del combustible, kJ/kg °C.

DISEÑO DEL SISTEMA DE BIOSECUESTRO DE DIÓXIDO DE CARBONO A ESCALA PILOTO

Teniendo en cuenta los resultados de los ensayos a escala de laboratorio, se diseñó el proceso, teniendo en cuenta que la caldera o calderas que se utilizan industrialmente son normalizadas y por lo tanto los parámetros de diseño están determinados para generar un flujo de vapor, mediante el consumo de un determinado combustible y que si la caldera es debidamente bien gobernada producirá un determinado flujo de gases de combustión con una concentración definida de CO₂.

El enfriamiento de los gases de combustión tuvo dos objetivos: la solubilidad de gas de CO₂ en el fluido de cultivo, y también recuperar energía que aún contiene los gases de combustión.

De acuerdo a estas consideraciones se propone los diagramas de las figuras 30 y 31 respectivamente.

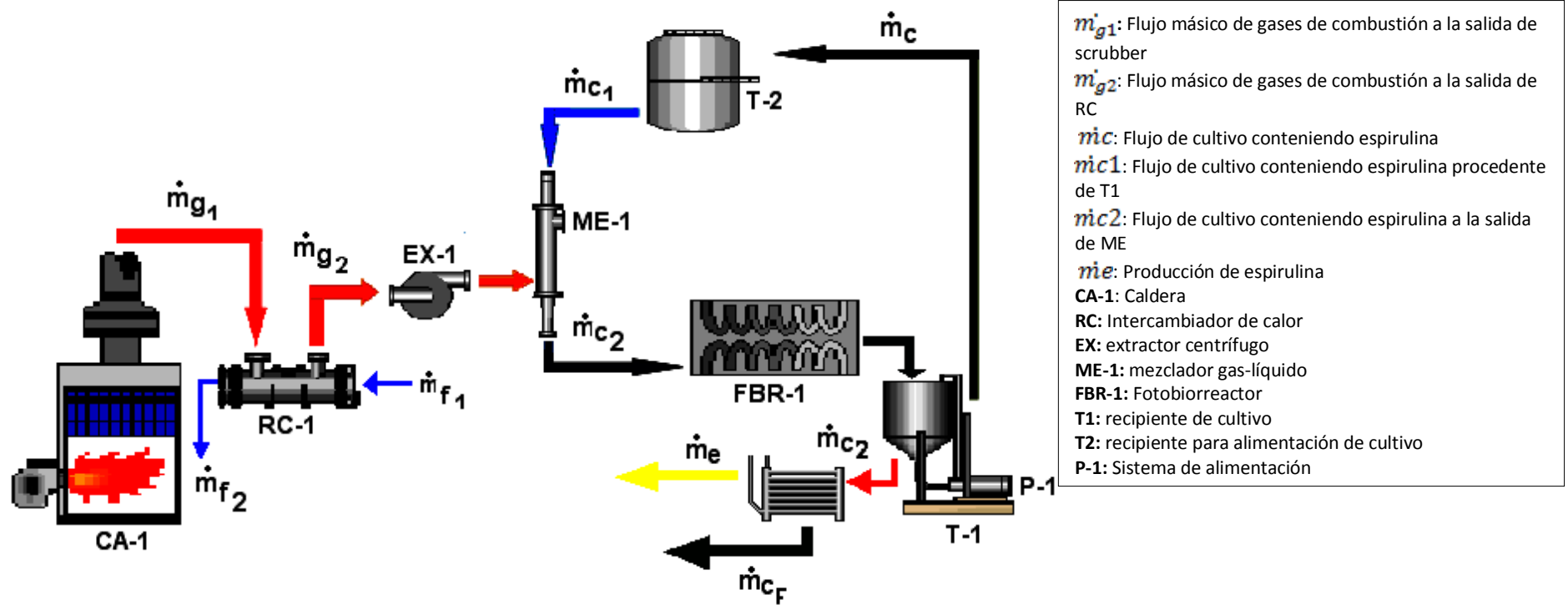


FIGURA 30. Diagrama del proceso de biosecuestro del dióxido de carbono proveniente de los gases de combustión de una caldera acuotubular.

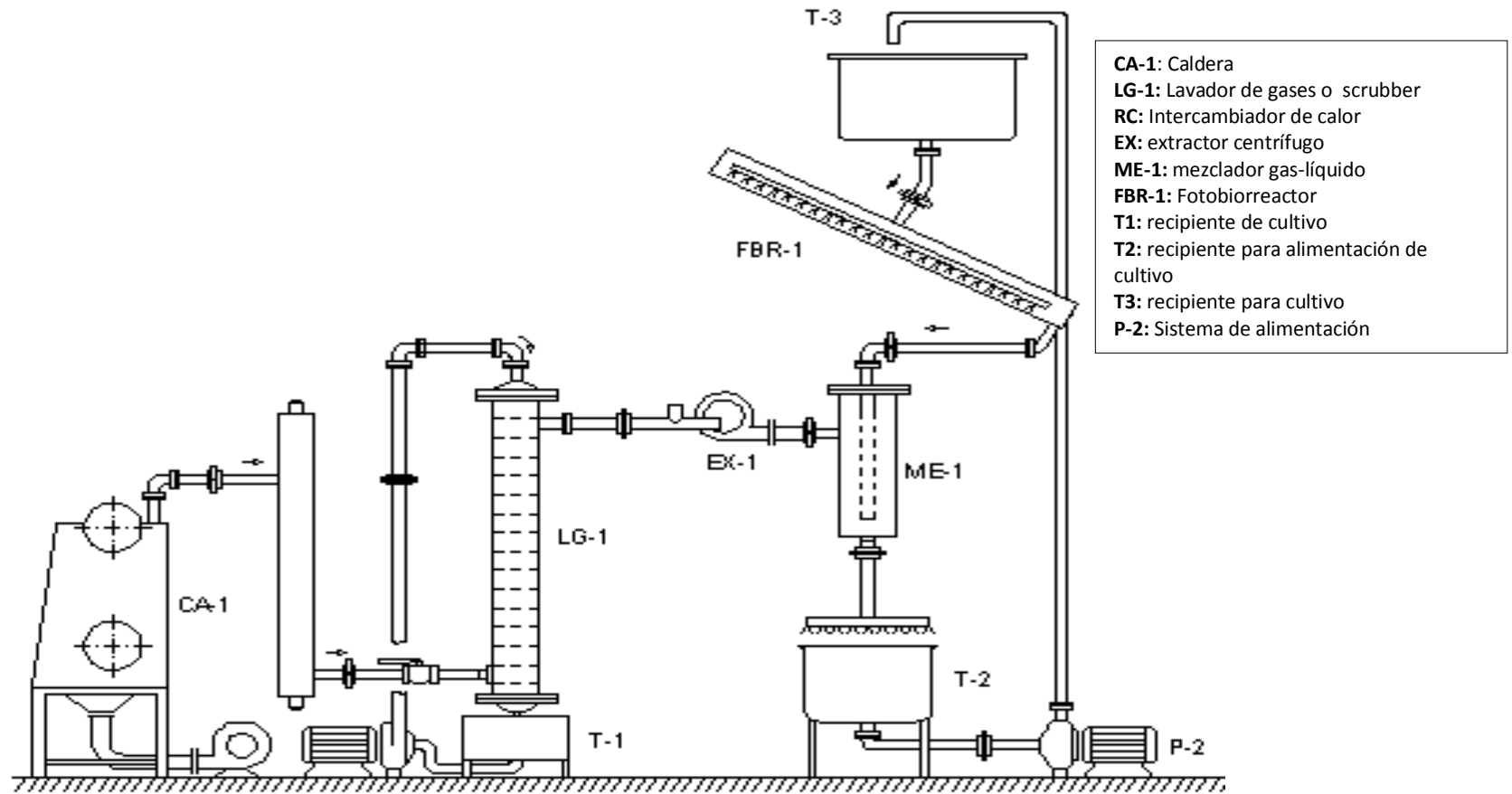


FIGURA 31. Flujo de gases de combustión provenientes de una caldera.

DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS ENERGÉTICOS DE LA CALDERA ACUOTUBULAR DEL SISTEMA DE COMBUSTIÓN

A continuación se muestra los datos registrados de la determinación de los parámetros energéticos de una caldera acuotubular de 1 BHP obtenidos a través de la optimización del proceso de combustión, esta etapa fue necesaria ya que este equipo representa el sistema de combustión estacionario que emitió los efluentes gaseosos entre los que destaca el CO₂.

La optimización se determinó experimentalmente. En la tabla 5, se presenta los resultados de la combustión de carbón antracita con excesos de aire de 3,0 a 20,9%. El diagnóstico de la combustión en la caldera muestra una mayor eficiencia de combustión empleando un rango entre 5,0% - 7,0% como exceso de aire con un contenido promedio de 11,63% de CO₂ en los gases de combustión.

TABLA 5. Eficiencia de Combustión de la caldera experimental en función del exceso de aire.

Exceso de Aire (%)	*Contenido de CO ₂ (%)	*Contenido de SO ₂ (ppm)	*Contenido de NO _x (ppm)	Eficiencia de combustión (%)
3,0	8,20	305,5	69,7	66,00
4,0	9,95	347,2	94,5	66,80
5,0	11,68	458,4	195,8	72,00
6,0	11,58	437,5	179,9	71,80
7,0	11,50	429,2	148,7	71,80
8,0	11,35	400,1	119,9	69,00
8,2	11,20	381,3	110,2	68,50
10,5	9,90	316,4	82,2	66,60
15,6	7,90	211,9	65,8	64,40
20,4	6,70	152,2	49,9	62,90
20,9	6,60	120,5	45,1	52,80

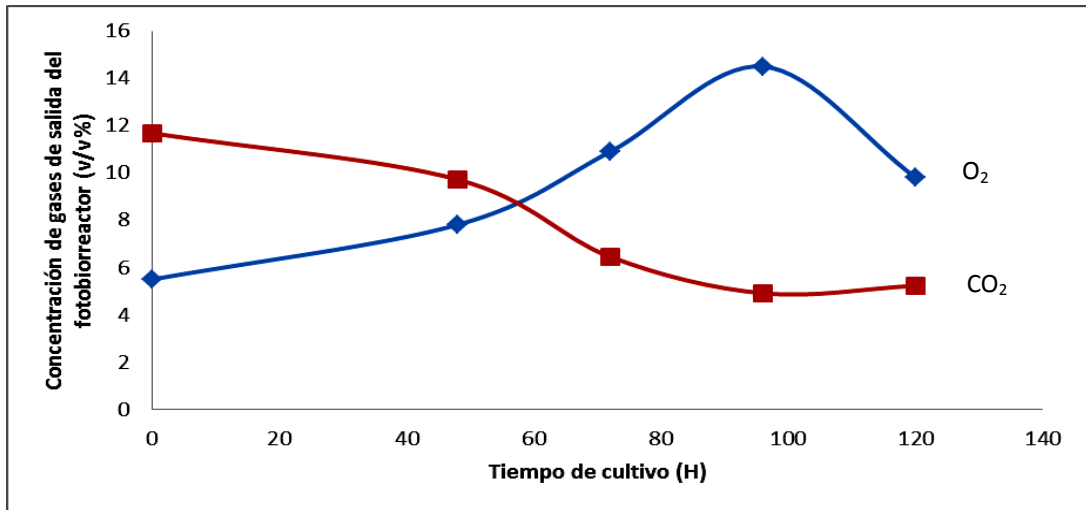


FIGURA 32. Variación de las concentraciones de CO₂ y O₂ determinados en los gases de salida de fotobiorreactor a través del tiempo en cultivo de espirulina.