

# Implementación de la metodología de síntesis y análisis de procesos a la etapa de cosecha de microalgas para la producción de biodiesel

## Implementation of the process synthesis and analysis methodology to microalgae harvesting stage for biodiesel production

Yeimmy Yolima Peralta- Ruiz<sup>1</sup>, Yeniffer Pardo Cárdenas<sup>1</sup>, Hames David Canchila Romero<sup>1</sup>, Viatcheslav Kafarov<sup>2</sup>.

<sup>1</sup>Ingeniero Químico, Escuela de Ingeniería Química, Universidad industrial de Santander, Centro de Investigación para el Desarrollo Sostenible en Industria y Energía CIDES, Bucaramanga, Colombia: cisyc@uis.edu.co

<sup>2</sup>Dr. Ing. Habil, Escuela de Ingeniería Química, Universidad industrial de Santander, Centro de Investigación para el Desarrollo Sostenible en Industria y Energía CIDES, Bucaramanga, Colombia.

Recibido 25/11/11, Aceptado 25/06/2012

### RESUMEN

Las microalgas son la materia prima más promisoría para la producción de biodiesel ya que alcanzan contenidos de hasta un 80% en peso seco de aceites o carbohidratos dependiendo de la especie, que pueden ser utilizado en la producción de biocombustibles, además requieren menos superficie para su cultivo en comparación con otras materias primas como el maíz y la soya. En este trabajo se aplicó la metodología de síntesis y análisis de procesos (ASP) a la etapa de cosecha del proceso de producción de biodiesel a partir de microalgas. Se realizó una revisión bibliográfica de las alternativas para cosechar microalgas luego se evaluó y seleccionó el mejor método de acuerdo a los criterios categorizados desde el punto de vista económico, impacto ambiental, seguridad, flexibilidad y controlabilidad. Posteriormente se realizaron balances de masa y energía y se estimó costos energéticos, de materia prima y de cosecha. Finalmente se determinó que la aplicación de un sistema de floculación química con agitación hidráulica sería un método promisorio para cosechar microalgas en procesos a gran escala, con un requerimiento energético de 21.88 kWh/ton de biomasa, un costo por materia prima de \$ US 2345.2/h y un costo de recolección de la biomasa de \$US 0.06/m<sup>3</sup> de caldo de cultivo.

**Palabras clave:** análisis y síntesis de procesos, microalgas, cosecha, biodiesel, floculación, energía.

### ABSTRACT

Microalgae are the most promising feedstock for biodiesel production and content achieve up to 80% by dry weight of oils or carbohydrates depending on the species, which can be used in the production of biofuels also require less surface for crop compared with other raw material like corn and soybean. In this work was applied the methods of synthesis and analysis processes to stage harvest of the production process of biodiesel from microalgae. It was performed a literature review of alternatives for harvesting microalgae then evaluated and selected the best method categorized according to criteria from the point of view, environmental impact, safety, flexibility and controllability. Then, it was made the mass and energy balances and estimated energy costs, raw material and harvesting. Finally it was determined that the application of a chemical flocculation system with hydraulic agitation would be a promising method for harvesting microalgae in large-scale processes, with an energy requirement of 21.88 kWh / ton of biomass, a raw material cost of \$ U.S. 2345.2 / h collection cost of \$ U.S. biomass 0.06/m<sup>3</sup> of broth.

**Keywords:** process synthesis and analysis, microalgae, harvesting, biodiesel, flocculation, energy.

## 1. INTRODUCCIÓN

Actualmente alrededor del 80% de la demanda mundial de energía se satisface a partir de combustibles fósiles. Sin embargo, la utilización extensiva de estos combustibles ha generado un alto grado de contaminación ambiental [1]. Por esta razón muchos países están prestando su atención en el desarrollo de nuevas fuentes de energía limpia y sostenible. Entre las diversas fuentes potenciales de energía renovable, los biocombustibles son los de mayor interés [2].

Numerosos reportes se han publicado acerca de la composición y producción bajo diferentes condiciones de crecimiento de varias especies de microalgas. Las microalgas poseen mayores tasas de crecimiento y productividad en comparación con el sector forestal y los cultivos agrícolas. Pero se necesitan grandes cantidades de agua para su cultivo, esta desventaja puede omitirse con el uso de agua de mar y aguas residuales. El proceso de producción de biodiesel a partir de microalgas comprende una serie de etapas, comenzando en una etapa de cultivo de la biomasa, para su posterior cosecha y secado, seguido de la extracción del aceite y la conversión de estos aceites a biodiesel.

Entre varios aspectos biotecnológicos de la producción de biomasa de algas, el proceso de cosecha de biomasa desde la solución del cultivo es un importante factor en la determinación de los costos y calidad de los productos. La recolección de algas del medio de cultivo puede contribuir a un 20-30% del costo total del proceso [3, 4]. Esto debido a las bajas concentraciones de microalgas que hasta el momento se pueden obtener, estas concentraciones dependen del método del cultivo que se emplee. El proceso cosecha de microalgas tiene como fin eliminar grandes cantidades de agua y recuperar grandes volúmenes de biomasa de algas. Las principales técnicas actualmente aplicadas en el etapa de cosecha de microalgas se detallan a continuación [5]:

*La centrifugación* es utilizada a nivel de laboratorio y ha demostrado que alrededor del 80-90% de las microalgas puede ser recuperada por este sistema, pero aunque la centrifugación genera altas eficiencias de recuperación, este método presenta algunas desventajas como el daño en la estructuras de las células ante altas fuerzas gravitatorias [6].

*La floculación* es un proceso en el cual partículas dispersas se aglomeran entre sí para formar partículas de mayor tamaño y así facilitar la su recuperación mediante sedimentación, flotación y o filtración [8]. Dado que las células de microalgas tienen una carga negativa que impide la agregación natural de las células en suspensión, la adición de floculantes neutraliza o reduce la carga negativa lo que da como resultado la formación de los flóculos [7].

Los parámetros más importantes para la *sedimentación* son la densidad y el radio de las células de las algas [8]. Esta técnica es de uso común para recolección de biomasa de aguas residuales debido a los grandes volúmenes que pueden ser tratados [7].

*La filtración* convencional es adecuada para la recolección de microalgas relativamente grandes (> 70  $\mu\text{m}$ ) como *Coelastrium* y *Spirulina*, y no se puede utilizar para la cosecha de algas muy pequeñas (<30  $\mu\text{m}$ ) [7]. Estudios realizados han demostrado que los procesos de filtración pueden alcanzar un factor de concentración de 245 veces al inicial [9].

*La flotación* es un proceso de separación por gravedad en la que el aire es agregado en forma de burbujas para luego llevar las partículas solidas a la superficie del líquido [2]. La flotación es más beneficiosa y eficaz que la sedimentación en lo que respecta a la eliminación de microalgas [10].

*El método electrolítico* es un proceso en el cual se desestabilizan las partículas de algas formando unos flóculos sin necesidad de añadir productos químicos mediante la inducción de corriente eléctrica en el agua a través de placas metálicas [11].

En este trabajo se propuso varios métodos de cosecha de microalgas haciendo uso del método de síntesis y análisis de procesos, posteriormente se compararon mediante balances de materia, energía y análisis de costos y así se determinó el mejor método del sistema de cosecha de microalgas para la producción de biodiesel.

## 2. METODOLOGÍA

La metodología de análisis y síntesis de procesos fue usada para la evaluación y selección de alternativas, y de igual manera se usó para realizar de los balances de masa y energía en cada una de los sistemas seleccionados. En el proceso de evaluación de alternativas se realizó tomando como indicadores: la economía, amabilidad con el medio ambiente, seguridad, flexibilidad y controlabilidad, asignando a cada criterio de evaluación los siguientes valores: Alto (5 puntos), Medio (3 puntos), Bajo (1 punto) [4]. Los resultados de esta evaluación se muestran en la tabla 1.

De acuerdo a los resultados mostrados en la tabla 1, se puede concluir que la mejor opción como método de separación para la implementación de un sistema de cosecha de microalgas es la **floculación**, ya que es un sistema que presenta bajos costos de operación, es amable con el medio ambiente, requiere de equipos simples, es de fácil mantenimiento y operación, además de ser relativamente seguro.

Se analizaron cuatro tipos de sistemas de cosecha: la floculación química (sulfato de aluminio como floculante) en forma mecánica e hidráulica, la floculación microbiana

**Tabla 1.** Evaluación de los diferentes métodos de cosecha. [2][8][12][7][13][14] [15][16].  
**Table 1.** Evaluation of different methods of harvest

Métodos de cosecha	Centrifugación	Floculación	Filtración	Sedimentación por gravedad	Flotación	Técnicas electrolíticas
Economía	Bajo	Alto	Bajo	Medio	Bajo	Bajo
Amabilidad con el medio ambiente	Alto	Alto	Alto	Alto	Medio	Medio
Seguridad	Medio	Alto	Alto	Alto	Bajo	Bajo
Flexibilidad	Medio	Medio	Medio	Medio	Medio	Bajo
Controlabilidad	Medio	Alto	Medio	Alto	Medio	Medio
<b>TOTAL</b>	<b>15</b>	<b>23</b>	<b>17</b>	<b>21</b>	<b>11</b>	<b>9</b>

**Tabla 2.** Datos experimentales para la producción de biodiesel a partir de microalgas.  
**Table 2.** Experimental data for the production of biodiesel from microalgae.

Rendimiento de aceite a partir de microalgas	58700 L de aceite/ha* año.	[17]
Productividad de biodiesel	51927 kg de biodiesel/ha* año.	[17]
Productividad del biodiesel a partir de aceite de microalgas ( $Y_{b,a}$ ).	1.0416 kg de biodiesel/kg de aceite	[17]
Contenido en peso de aceite en <i>Chlorella vulgaris</i> ( $%m_A$ ).	30%	[18]
Cantidad de nutrientes después del sistema de cultivo ( $N_f$ ).	43.7 kg de nutrientes/kg de biomasa.	[19]
Concentración máxima de microalgas en el sistema de cultivo ( $C_o$ )	1 g/L	[20]
Densidad de microalga ( $\rho_b$ )	1.16kg/l	[21]
Concentración en peso seco de microalgas después del sistema de cosecha ( $C_f$ ).	10% en peso seco	[17]
Eficiencia de floculación ( $E_{floc}$ ).	90 %	[21]
Eficiencia de extracción de aceite de microalgas ( $E_{ext}$ ).	90%	[22]
Perdidas de agua por evaporación	1.2kg de agua/m <sup>2</sup> d	[23]

(carbono orgánico como floculante) de forma hidráulica, y Decanter Centrífugos equipos implementados para la separación sólido-líquido.

### 3. RESULTADOS

#### 3.1 Balances de masa

La base de cálculo para este trabajo es una tasa producción de 100000 Ton de biodiesel anuales, además se tuvo en cuenta indicadores reportados por la literatura como se observan en la tabla 2. Las corrientes de entradas-salidas del proceso de cosecha se muestran en la figura 1.

#### 3.2 Diseño de los sistemas de cosecha

##### 3.2.1 Sistema de floculación Química-Agitación Mecánica- Fqm

Este sistema está compuesto por dos tanques clarificadores y una cámara de floculación, en uno de los clarificadores se lleva a cabo el proceso de coagulación (adición

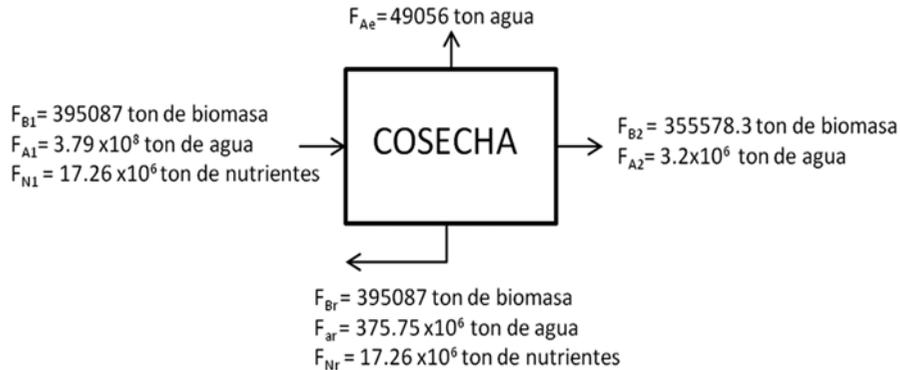
del floculante) y en el otro se sedimentaran los flóculos para posteriormente ser recuperados como se muestra en la figura 2.

##### 3.2.1.1 Diseño del sistema de floculación

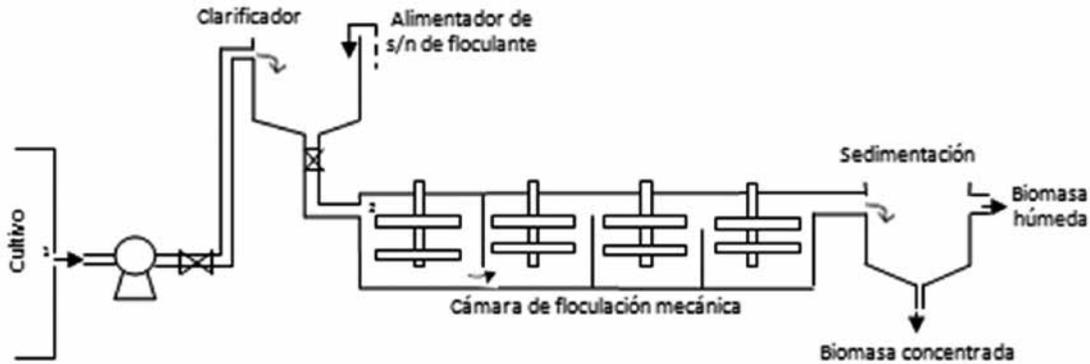
**Parámetros de diseño:** Gradiente de velocidad de floculación  $G = 70 \text{ s}^{-1}$  [24], Tiempo de floculación  $\tau = 25 \text{ min}$  o  $1500 \text{ s}$ , Profundidad del floculador 5 m, Número de compartimentos de floculación en serie igual a 4 [19], Velocidad de flujo 0.75 m/s [18].

**Dimensiones del floculador y tanques clarificadores:** Los tanques de floculación tendrán dimensiones de 5 m de profundidad, 5 y 5.08 m de largo y ancho respectivamente, dando un volumen total de 508 m<sup>3</sup> por cámara [19], para un volumen total de floculación de 18795 m<sup>3</sup> se necesitaran 37 cámaras. Cada cámara contara con un tanque clarificador (material acero inoxidable) de 151 m<sup>3</sup>, y un sistema de sedimentación de 373 m<sup>3</sup> de capacidad [20], donde se concentrara la solución.

**Figura 1.** Diagrama de corrientes de entrada-salida para el sistema de cosecha.  
**Figure 1.** Diagram stream input-output system for harvest.



**Figura 2.** Vista lateral del sistema de cosecha para floculación mecánica.  
**Figure 2.** Side view of the flocculation system for mechanical harvest.



### 3.2.1.2 Requerimientos energéticos

La energía necesaria para llevar a cabo el proceso de cosecha está compuesta básicamente por la potencia requerida por bomba y la energía consumida por el sistema de agitación en los tanques de floculación.

**Pérdidas de energía:** Las pérdidas de energía para el sistema de floculación mecánica están dadas por tuberías y accesorios. Las pérdidas por tubería se calcularon de acuerdo a la siguiente ecuación  $h_{l1} = f \left(\frac{L}{D}\right) \left(\frac{v^2}{2g}\right)$ ; donde  $f$  es el coeficiente de fricción,  $L$  y  $D$  son la longitud y diámetro de tubería respectivamente (se seleccionó una longitud de tubería estándar de 30 m por sistema), y  $v$  es la velocidad de flujo. El diámetro de tubería ( $D$ ) es:

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{12.53 \frac{m^3}{s}}{37(0.75 \frac{m}{s})} = 0.45 m^2; \quad (2)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(0.45 m^2)}{\pi}} = 0.757 m \approx 29.8 in \quad (3)$$

Número de Reynolds ( $Re$ ):

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{(1030 \frac{kg}{m^3})(0.75 \frac{m}{s})(0.757 m)}{1.31 \times 10^{-3} Pa \cdot s} = 446398.8 \quad (4)$$

Para un número de Reynolds de 446398.8 y material de tubería de acero comercial cedula 40, el coeficiente de pérdidas  $f$  es 0.014 [20]. Las pérdidas de energía por tubería son:

$$h_{l1} = 0.014 \left(\frac{30 m}{0.757 m}\right) \left(\frac{(0.75 \frac{m}{s})^2}{2(9.8 \frac{m}{s^2})}\right) = 0.016 m. \quad (5)$$

Las pérdidas por accesorios están dadas por [21]:

$$h_{l2} = \sum K_i \left(\frac{v^2}{2g}\right) \quad (6);$$

donde  $K_i$  es el coeficiente de pérdidas para cada accesorio (3 codos y 2 válvulas):

$$h_{l2} = 3 * (30f) \left(\frac{v^2}{2g}\right) + 2 * (25f) \left(\frac{v^2}{2g}\right) = (3 * (30 * 0.014) + 2 * (25 * 0.014)) * \left(\frac{(0.75 \frac{m}{s})^2}{2(9.8 \frac{m}{s^2})}\right) = 0.056 m$$

Pérdidas de carga total o cabeza de la bomba  $H_B$  [20]:  $H_B = h_{l1} + h_{l2} + \Delta z$  (7)

$$H_B = 0.016 m + 0.056 m + 5 m = 5.072 m$$

**Potencia disipada:**  $P = Q\rho gH_B = \left(12.53 \frac{m^3}{s}\right) \left(1030 \frac{kg}{m^3}\right) \left(9.8 \frac{m}{s^2}\right) (5.072m) = 641.49 KW$  (8)

Se asumió una eficiencia del 80% de motor y 80% de eficiencia de la bomba [22], la energía total requerida por la bomba es:

$$W_{req} = \frac{641.49kw}{0.8*0.8} = 1002.3 KW$$
 (9)

Energía consumida por la bomba por cada 38183 m<sup>3</sup> de caldo de cultivo procesado:

$$W_{bhp} = W_{req}(kw) * t(h) = (1002.3 kw)(0.846 h) = 847.9 KWh$$
 (10)

**Potencia requerida por el sistema de agitación:** La potencia requerida por el sistema de agitación se cálculo de la siguiente manera [21]:

$$P = G^2 * \mu * V$$
 (11);

Donde G es el gradiente de velocidad (70 s<sup>-1</sup>),  $\mu$  viscosidad (1.31x10<sup>-3</sup>pa.s) y V es el volumen total del sistema (18795 m<sup>3</sup>).

Remplazando:  $P = (70s^{-1})^2(1.31x10^{-3}pa.s)(18795m^3) = 120645 W = 120.6 KW$

Energía consumida por cada 38183 m<sup>3</sup> de solución procesada:

$$P_{hmn} = P(kw) * t(h) = (120.6 kw)(0.846 h) = 102 KWh$$
 (12)

El consumo total de energía para el sistema de cosecha es 949.9 KWh. Para una concentración de microalgas en el sistema de cultivo de 1g/l, la energía requerida por tonelada de biomasa seca floculada es:

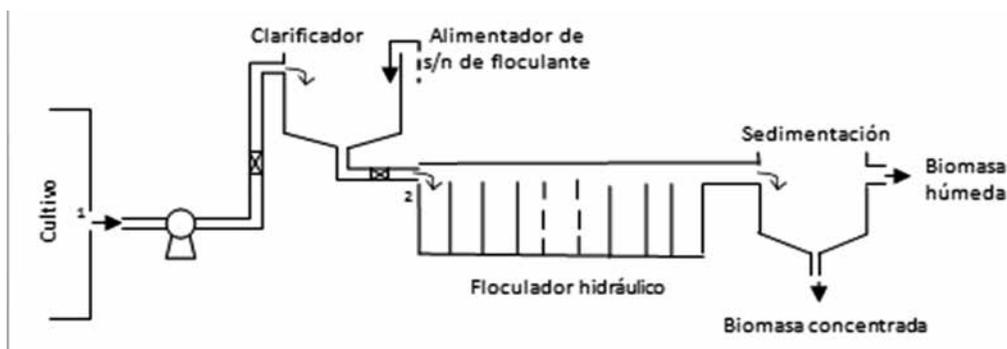
$$W_T = \frac{949.9 kwh}{(38183 m^3) \left(\frac{1x10^{-3} ton}{m^3}\right)} = 24.88 kwh \text{ por tonelada de biomasa floculada}$$
 (13)

### 3.2.2 Sistema de floculación química-agitación hidráulica- fqh

Este sistema está compuesto por dos tanques clarificadores y un tanque de floculación como se muestra en la figura 3.

**Figura 3.** Vista lateral del sistema de cosecha para floculación hidráulica.

**Figure 3.** Side view of the flocculation system for hydraulic harvest.



### 3.2.2.1 Diseño del Sistema Floculación

**Parámetros de diseño:** Gradiente de velocidad de floculación  $G = 70 \text{ s}^{-1}$ , Tiempo de floculación  $\tau = 25 \text{ min}$  o  $1500 \text{ s}$ , Profundidad del floculador  $4 \text{ m}$ , Velocidad de flujo  $0.3 \text{ m/s}$  [19].

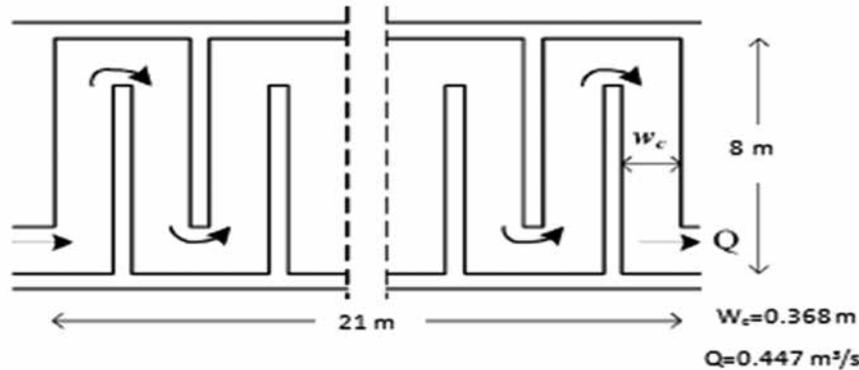
**Dimensiones del floculador y clarificadores:** El volumen del floculador es de  $672 \text{ m}^3$  ( $21 \text{ m}$  de largo,  $8 \text{ m}$  de ancho y  $4 \text{ m}$  de profundidad), y el de los tanques clarificadores de  $461 \text{ m}^3$ , para completar un volumen total de floculación de  $18795 \text{ m}^3$  se necesitarían 28 floculadores. Número de canales en el floculador [20].

$$\# \text{ canales} = \frac{\text{volumen del floculador} \times \text{velocidad de mezcla}}{\text{caudal por hora} \times \text{ancho del estanque}} = \frac{(672 \text{ m}^3) \times (0.3 \text{ m/s})}{\left(\frac{12.53 \text{ m}^3/\text{s}}{28}\right) \times (8 \text{ m})} = 56.3 \text{ o } (57 \text{ canales}) \quad (14)$$

$$\text{Distancia entre canales: } w_c = \frac{21 \text{ m}}{57} = 0.368 \text{ m} \quad (15)$$

**Figura 4.** Vista superior del tanque de floculación química-hidráulica.

**Figure 4.** Top view of the chemical flocculation tank-hydraulics.



### 3.2.2.2 Requerimientos energéticos

La pérdida de carga total en los floculadores hidráulicos es debido a la fricción en el canal y a los cambios de dirección. Las pérdidas por tubería y accesorios en estos sistemas pueden ser despreciables [19].

**Pérdidas de carga debido a la fricción en los canales:** Las pérdidas se estimaron de la siguiente manera [25]:  $h_{l1*} = L \left( \frac{v \cdot f}{R_H} \right)^2$  (16); donde  $L$  es la longitud total de los canales,  $v$  es la velocidad de floculación,  $R_H$  es el radio hidráulico y  $f$  es el coeficiente de fricción de Manning, ( $f=0.019$ ) [19]. Para determinar  $R_H$  se utilizó la ecuación (17) [23], donde  $w_c$  es la distancia entre canales ( $0.368 \text{ m}$ ) y  $d$  es la profundidad del canal ( $4 \text{ m}$ ).

$$R_H = \frac{d w_c}{2d + w_c} \quad (17); \quad R_H = \frac{(4 \text{ m}) \times (0.368 \text{ m})}{2 \times (4 \text{ m}) + 0.368 \text{ m}} = 0.176 \text{ m}$$

Pérdidas de energía debido a la fricción en los canales:

$$h_{l1*} = (57 \text{ canales} \times 8 \text{ m}) \left( \frac{(0.3 \text{ m/s}) \times (0.019 \frac{\text{s}}{\text{m}^{1/3}})}{(0.176 \text{ m})^{2/3}} \right)^2 = 0.15 \text{ m} \quad (18)$$

**Pérdida de carga debido a los cambios de dirección:** Estas pérdidas se calcularon con la ecuación 19 [24]:  $h_{l2*} = n \left( \frac{v^2 N_L}{2g} \right)$  (19); donde  $n$  es el número de curvas ( $56$  curvas),  $v$  es la velocidad de flujo ( $0.3 \text{ m/s}$ ),  $g$  es la constante gravitacional ( $9.81 \text{ m/s}^2$ ) y  $N_L$  es el coeficiente de pérdida debido a las curvas de retorno (para  $Re = 1.66 \times 10^5$ , el valor  $N_L$  es de  $\approx 3,2$ ) [24].

$$h_{l2*} = 56 \left( \frac{(0.3^2)(3.2)}{2(9.81)} \right) = 0.82 \text{ m, obteniéndose un } H_B = 4.97 \text{ m.}$$

**Potencia disipada:**  $W = Q\rho g(H_B) = \left(12.53 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right) \left(1030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \left(9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right) (4.97\text{m}) = 629236\text{W} = 629.2 \text{ KW} \quad (20)$

Energía requerida por la bomba:  $W_{req} = \frac{629.2 \text{ KW}}{0.8 \cdot 0.8} = 983.1 \text{ KW} \quad (21)$

Energía consumida por cada 44611 m<sup>3</sup> de solución procesada:

$$W_{bhp} = W_{req} * t = (983.1 \text{ KW})(0.989 \text{ h}) = 972.3 \text{ KWh} \quad (22)$$

Energía consumida por tonelada de biomasa seca floculada:

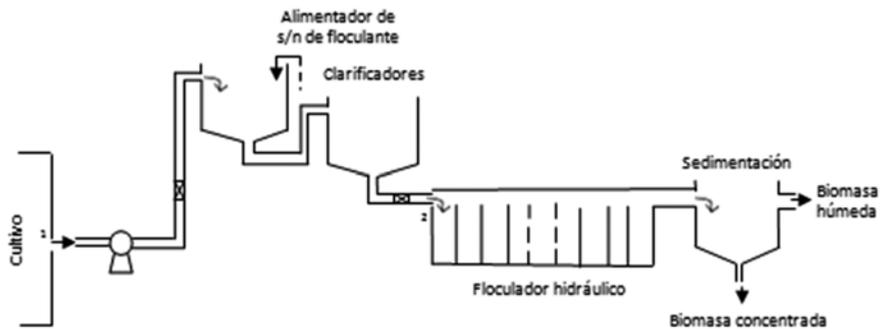
$$W_{bhp} = \frac{972.3 \text{ kwh}}{(44611 \text{ m}^3) \left( \frac{1 \times 10^{-3} \text{ ton}}{\text{m}^3} \right)} = 21.8 \text{ kwh por tonelada de biomasa seca floculada} \quad (23)$$

### 3.2.3 sistema de floculación microbiana-agitación hidráulica- FMH

Este sistema está compuesto por tres tanques clarificadores y una cámara de floculación como se observa en la figura 5.

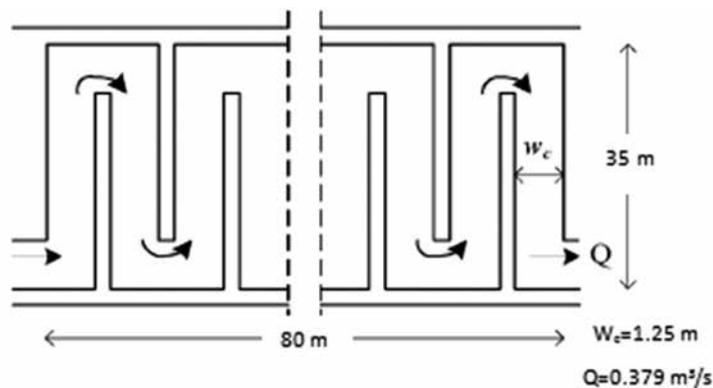
**Figura 5.** Vista lateral del sistema de floculación microbiana-hidráulica.

**Figure 5.** Side view of the microbial system-hydraulic flocculation



**Figura 6.** Vista superior del tanque de floculación microbiana-hidráulica.

**Figure 6.** Top view of microbial flocculation tank-hydraulics.



**Dimensiones del floculador y clarificadores:** El volumen del floculador es de 11200 m<sup>3</sup> (80 m de largo, 35 m de ancho y 4 m de profundidad), y el de los tanques clarificadores de 10446 m<sup>3</sup> cada uno (50 m de diámetro, 4.5 m de altura en el perímetro y 6.96 de altura desde el centro [20], con un volumen total del sistema de 32092 m<sup>3</sup>, por lo cual se necesitaran 33 sistemas de floculación.

Número de canales del floculador según la ecuación (14): # de canales = 64 canales

Distancia entre canales:  $w_c = \frac{80\text{ m}}{64} = 1.25\text{ m}$

### 3.2.3.2 Requerimientos energéticos

Las pérdidas de carga por la fricción en los canales se obtuvieron de las ecuaciones (16) y (17) respectivamente:  $R_H = \frac{4 \cdot 1.25\text{ m}}{2 \cdot 4 + 1.25\text{ m}} = 0.54\text{ m}$ .

$$h_{l1*} = (64\text{ canales} * 35\text{ m}) \left( \frac{0.075 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 0.019 \frac{\text{s}}{\text{m}^{1/3}}}{(0.54\text{ m})^{2/3}} \right)^2 = 0.0103\text{ m}$$

Las pérdidas de carga debido a los cambios de dirección se obtuvieron de la ecuación (19):

$$h_{l2*} = 65 \left( \frac{(0.075 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 (3.2)}{2(9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2})} \right) = 0.060\text{ m}$$

Obteniéndose un  $H_B = 4.07\text{ m}$ .

**Potencia disipada:**  $W = Q\rho g(H_B) = \left(12.53 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right) \left(1030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \left(9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right) (4.07\text{ m}) = 515290\text{ W} = 515.3\text{ KW}$

Energía total requerida por la bomba:  $W_{req} = \frac{515.3\text{ KW}}{0.8 \cdot 0.8} = 805.1\text{ KW}$

Energía consumida por cada 1058976 m<sup>3</sup> de solución procesada:

$$W_{bhp} = W_{req} * t = (805.1\text{ KW})(23.48\text{ h}) = 18903.7\text{ KWh}$$

Energía requerida por tonelada de biomasa seca floculada:

$$W_{bhp} = \frac{18903.7\text{ kwh}}{(1058976\text{ m}^3) \left( \frac{1 \times 10^{-3}\text{ ton}}{\text{m}^3} \right)} = 17.85\text{ kwh por tonelada de biomasa seca floculada}$$

### 3.2.4 Decantadores Centrífugos - DC

Los Decanter centrífugos se utilizan para separar dos o más fases de peso específico diferentes. Estas unidades operan de forma automática y continua [26].

**3.2.4.1 Requerimientos energéticos:** Para el diseño del sistema de cosecha se seleccionó el decanter con la mayor capacidad de flujo (DC1-900), este permite trabajar con un caudal de 150 m<sup>3</sup>/h [26], una velocidad de giro hasta de 1800 rpm y una potencia de motor de 75~135 kw. Asumiendo una eficiencia del motor de 80%, la energía requerida por la maquina es de 93.75-168.75 kw. El caudal de flujo requerido es de 45101.2 m<sup>3</sup>/h, por lo que se necesitaron 301 decanter centrífugos con capacidad de 150 m<sup>3</sup>/h cada uno. La energía requerida por los 301 equipos es:

$$W = \frac{301(168.75 \text{ kwh})}{(150 \text{ m}^3)(1 \times 10^{-3} \frac{\text{ton}}{\text{m}^3})} = 338625 \text{ kwh/tonelada de biomasa seca floculada}$$

### 3.3. Estimación de costos

La estimación de costos se obtuvo a partir de los costos de construcción, energéticos, de materia prima y mantenimiento. Se aplicaron las mismas correlaciones en todos los sistemas.

#### 3.3.1 SISTEMA DE FLOCULACIÓN QUÍMICA CON AGITACIÓN MECÁNICA

El costo de construcción de los clarificadores de acero al carbón se cálculo de la siguiente forma [27]:  $C = 2630 * A^{0.678}$  (24); Donde C es el costo de construcción del clarificador en euros (€) para el año 1999 y A es la superficie del floculador en m<sup>2</sup>, por lo tanto el costo total de los clarificadores de 7 y 10 m de diámetro respectivamente es:

$$A_1 = \frac{\pi(7 \text{ m})^2}{4} = 38.48 \text{ m}^2 ; A_2 = \frac{\pi(10 \text{ m})^2}{4} = 78.54 \text{ m}^2$$

$$C = (37) * 2630 * (38.48)^{0.678} + (37) * 2630 * (78.54)^{0.678} = € 3'031,091$$

Del mismo modo, el costo de construcción para los floculadores de hormigón se estimó de la siguiente manera [27]:  $C = 5559 * V^{0.473}$  (25); Donde C es el costo de construcción de floculador en euros (€) para el año 1999 y V es el volumen del floculador en m<sup>3</sup>, el costo total de los floculadores de 5m × 5 m × 20m de dimensiones cada uno es:

$$C = (37) * 5559 * (5 \text{ m} * 5.08 \text{ m} * 20\text{m})^{0.473} = € 3'918,067.7.$$

Sobre la base de un índice de construcción (ENR) de 6059 en 1999 y 8405.3 en 2011[28] y una tasa de cambio de 1€= US \$ 1,46, se actualizo el año base de la correlación y el costo de construcción actual del sistemas de cosecha de microalgas en Colombia se estimo en US \$ 14'074,641.8.

**Costo de cosecha de un m<sup>3</sup> de caldo de cultivo:** El costo de cosecha de 1 m<sup>3</sup> de caldo de cultivo (sin incluir la mano de obra) se estimo de la siguiente forma [29]:  $P_c = \frac{(0.5I+M)*C*A+C}{W*A*Q_c} + \frac{R_c}{Q_c}$  (26); Donde P<sub>c</sub> es el costo de cosecha del cultivo de algas en \$US/m<sup>3</sup> del medio, I es la tasa de interés con un porcentaje de inversión (6%); M es el costo de mantenimiento con porcentaje de inversión (2% floculadores hidráulicos y 4% mecánicos); C es el costo de la inversión del sistema en dólares (US \$ 14'074,641.8); A es el período de amortización del sistema en años (10 años); W es la cantidad de horas trabajadas al año (8400 h); Q<sub>c</sub> es la capacidad del sistema en m<sup>3</sup>/h (45101.2 m<sup>3</sup>/h); R<sub>c</sub> es el costo de funcionamiento del sistema en US \$ h<sup>-1</sup>.

**Estimación del costo de funcionamiento del sistema R<sub>c</sub>:** R<sub>c</sub>: este consta de dos componentes principales: las materias primas y consumo de energía. El sulfato de aluminio como floculante está disponible en \$ 1040 US por tonelada. Por lo tanto, a una dosis de 0,05 g L<sup>-1</sup> [19], a un flujo de 45101.2 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>, el costo de materia prima se estimó en \$ 2345.26 US h<sup>-1</sup>. La potencia requerida por los motores de agitación y la bomba es de 1122.9 kw, el costo de la electricidad para zonas industriales en Colombia se estima en \$ 207.6 por kwh o \$ 0.115 US por kwh, en consecuencia el costo de la energía total requerida es \$129.13 US h<sup>-1</sup>, y por consiguiente R<sub>c</sub>= \$ 2474.4 US h<sup>-1</sup>.

Remplazando valores en la ecuación (26):

$$P_c = \frac{(0.5(0,06) + 0,04) * 14'074,641.8 * 10 + 14'074,641.8}{8,400 * 10 * 45101.2 \frac{m^3}{h}} + \frac{2474.4 \text{ US}h^{-1}}{45101.2 \frac{m^3}{h}}$$

$$= \$0.061 \text{ US por } m^3 \text{ del medio}$$

### 3.3.2 Sistema de Floculación Química-Agitación Hidráulica

El costo de construcción de los clarificadores se estimó a partir de la ecuación (24):

$$A_1 = \frac{\pi(11)^2}{4} = 95 \text{ m}^2$$

$$C = (56) * 2630 * (95)^{0.678} = € 3'228,794$$

El costo de construcción de los floculadores, a partir de la ecuación (25).

$$C = (28) * 5559 * (21 * 8 * 4)^{0.473} = € 3'384,545.6$$

El costo de construcción actual del sistema de cosecha de microalgas en Colombia se estima en unos US \$ 13'394,482.7, el costo de materia prima: \$ 2345.2 US h<sup>-1</sup>. La potencia requerida por el motor y la bomba es de 983.1 kw, en consecuencia el costo de la energía requerida es \$113 US h<sup>-1</sup>, y el costo de funcionamiento R<sub>c</sub> = \$ 2458.2 US h<sup>-1</sup>. Reemplazando estos valores en la ecuación (26), se obtuvo un costo de cosecha de \$ 0.06 US por m<sup>3</sup> de caldo de cultivo.

### 3.3.3 Sistema de Floculación Microbiana-Agitación Hidráulica

Costo de construcción de los clarificadores:

$$A = \pi(25)^2 = 1963.5 \text{ m}^2 ; C = 3(33) * 2630 * (1963.5)^{0.678} = € 44'490,357.7$$

Costo de construcción de los floculadores:  $C = (33) * 5559 * (80 * 35 * 4)^{0.473} = € 15'093,527$

Costo de construcción actual del sistema de cosecha de microalgas: US \$ 128'679,621.

El costo de la materia prima para una dosis de 0.1 g/l de carbono orgánico, con un costo de \$900 US por tonelada a un flujo de 45101.2 m<sup>3</sup>/h es de \$4059.1 US h<sup>-1</sup>. El costo de la energía para un requerimiento de 805.1 kw, es de \$92.6 US h<sup>-1</sup>. En costo de funcionamiento del sistema es R<sub>c</sub> = \$ 4151.7 US h<sup>-1</sup>. Reemplazando estos valores en la ecuación (12), se obtuvo un costo de cosecha de \$ 0.14 US por m<sup>3</sup> de caldo de cultivo.

### 3.3.4 Decantadores centrífugos

**Costo de compra de los equipos:** El valor comercial de un decanter centrífugo oscila entre US\$ 29000~290000, dependiendo de la capacidad de flujo, velocidad de giro y potencia del motor [30]. Para este estudio se tomó el máximo valor ya que se requiere un decanter con la mayor capacidad de flujo de proceso posible. Por consiguiente el costo de compra de los 301 decanter centrífugos es de US\$ 87'290,000.

El costo de funcionamiento de un decanter está compuesto básicamente por la energía consumida, la cual es de:  $R_c = 301(168.7 \text{ kw}) \left( \$0.115 \frac{\text{US}}{\text{kwh}} \right) = \$5841.3 \frac{\text{US}}{h}$  Reemplazando estos valores en la ecuación (26), se obtuvo un costo de cosecha de \$ 0.168 US por m<sup>3</sup> de caldo de cultivo.

Los diseños realizados para los diferentes métodos de cosecha se basaron en plantas de tratamiento de aguas residuales ya que estos procesos se asemejan en gran parte a los sistemas de cosecha de microalgas. El análisis de resultados y comparación entre los sistemas de cosecha desarrollados se realizó

en cuanto a requerimientos energéticos, materia prima, costos de funcionamiento y costos de cosecha de la biomasa.

Los resultados obtenidos en los requerimientos energéticos de cada uno de los sistemas analizados se muestran en la figura 7a. La floculación microbiana-hidráulica es el sistema de menor requerimiento energético con 17.85 kwh/ton de biomasa, a diferencia de los decanter centrífugos que presentaron mayores requerimientos de energía con 338625 kwh/ton de biomasa. Esta gran diferencia se debe a que el sistema de floculación microbiana necesita 33 bombas con una potencia de 15.6 kw cada una y los decanter centrífugos 301 motores con 135 kw de potencia cada uno.

La materia prima para los sistemas de cosecha es el floculante, para la floculación química sulfato de aluminio y para la floculación microbiana anilina, los costos requeridos para satisfacer las necesidades de materia prima por los sistemas de cosecha se observan en la figura 7b. La floculación microbiana presento mayores costos por materia prima con \$ 4059.1 US/h, a diferencia de la floculación química con \$ 2345.2 US/h, esta gran diferencia se debe a

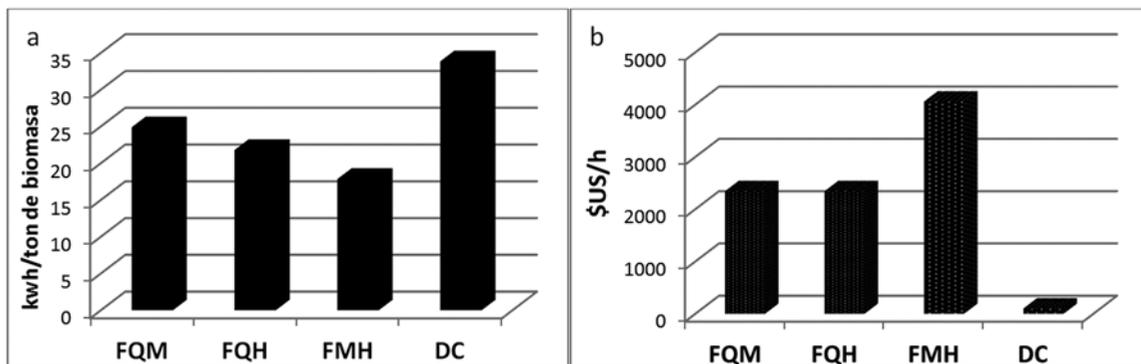
que la floculación microbiana necesita una concentración de floculante de 0.1g/l, el doble de la floculación química con 0.05g/l de concentración.

Los costos de funcionamiento para cada uno de los sistemas se muestran en la figura 8a. La floculación química-hidráulica presento menores costos de funcionamiento con \$2458.2 US/h a diferencia de los decanter centrífugos con un costo de \$5841.3 US/h. Esta diferencia se debe a los altos requerimientos de energía de los decanter. La floculación química-mecánica presento bajos costos con \$2474.4 US/h, aunque presenta algunas desventajas en comparación con la floculación química-hidráulica, ya que requiere de un mantenimiento complejo y está sujeta a riesgos operacionales.

El costo de cosecha se obtuvo teniendo en cuenta los costos energéticos, de materia prima, de construcción y de mantenimiento. Los resultados se pueden observar en la figura 8b, los sistemas de menores costos de cosecha fueron la floculación química-mecánica e hidráulica con \$0.061 US/m<sup>3</sup> de caldo de cultivo y \$0.060 US/m<sup>3</sup>, respectivamente, en contraste con los demás sistemas que reportaron altos cos-

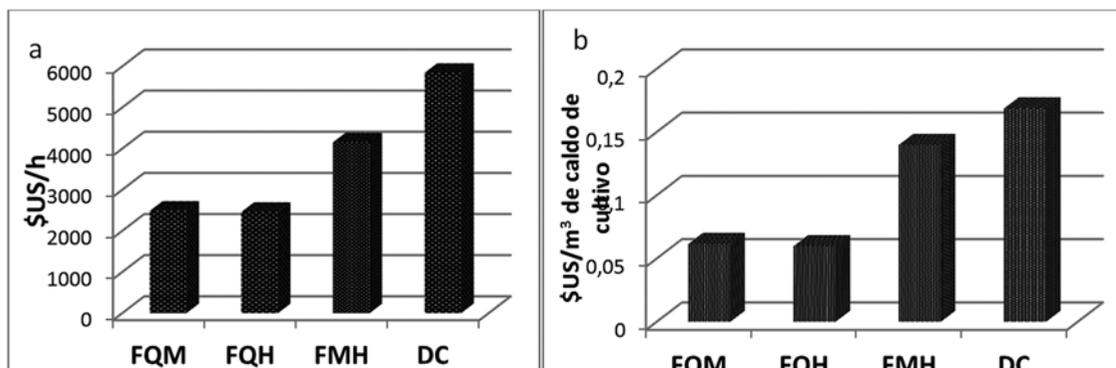
**Figura 7a.** Requerimientos energéticos de los sistemas de cosecha. **b.** Costos de la materia prima de los sistemas de cosecha

**Figure 7a.** Energy requirements of harvesting systems. **b.** Raw material costs of harvesting systems



**Figura 8a.** Costos de funcionamiento de los sistemas de cosecha. **b.** Costos de cosecha de la biomasa para los diferentes sistemas de cosecha.

**Figure 8a.** Operating costs of harvesting systems. **b.** Costs of harvesting biomass for different cropping systems.



tos de cosecha \$0.14 US/m<sup>3</sup> para la floculación microbiana y \$0.168 US/m<sup>3</sup> para los decanter centrífugos.

A partir de los resultados obtenidos se determinó que la implementación de los decantadores centrífugos para sistemas de cosecha a gran escala no es viable económicamente debido a sus altos requerimientos energéticos. La floculación microbiana, a pesar de que presenta bajos costos energéticos, requiere de altas dosis de floculante, por lo que se concluyó que la floculación química es el sistema de mejor opción para la implementación de un sistema de cosecha de microalgas. Entre la floculación química-mecánica e hidráulica, la hidráulica es la mejor opción, debido a que la floculación mecánica presenta mayores requerimientos de energía, además de estar sujeta a riesgos operacionales y de mantenimiento complejo de sus instalaciones.

#### 4. CONCLUSIONES

- Mediante la metodología de análisis y síntesis de procesos se estipuló que la floculación química-hidráulica presentó los mejores resultados comparado con los demás métodos en cuanto a requerimientos energéticos, costos de materia prima y costos de operación en la implementación en un sistema de cosecha.
- El sistema de floculación química-hidráulica es la mejor opción con respecto a los demás métodos estudiados con un consumo de 21.88 kwh/ton de biomasa en comparación con los equipos comerciales los decantadores centrífugos que para su implementación se requieren 3.67x10<sup>5</sup> kwh/ton de biomasa.
- A partir del análisis económico, basado en costos de construcción, energéticos, de mantenimiento y de materia prima, se estableció que la floculación química-hidráulica es un método económicamente viable para la implementación de un sistema de cosecha de microalgas con un costo de recolección de \$0.06 US/m<sup>3</sup> de caldo de cultivo.

#### REFERENCIAS

[1] Hallenbeck, P.C., Benemann, J.R. Biological hydrogen production: fundamentals and limiting processes. *Int. J. Hydrogen Energ.*, 27, 1185–1193, 2002.

[2] Chun-Yen Chen, Kuei-Ling Yeh, Rifka Aisyah, Duu-Jong Lee, Jo-Shu Chang. Cultivation, photobioreactor design and harvesting of microalgae for biodiesel production: A critical review. *Bioresource Technology.*, 102, 71-81, 2011.

[3] Chisti, Y. Biodiesel from microalgae. *Biotechnology Advances.*, 25, 294–306. 2007.

[4] Grima ME, Belarbi EH, Fernandez FGA, Medina AR, Chisti Y. Recovery of microalgal biomass and metabolites: process options and economics. *Biotechnology Advances.*, 20 (7-8),491–515. 2003.

[5] Uduman, N., Qi, Y., Danquah, M.K., Forde, G.M., Hoadley, A., Dewatering of microalgal cultures: a major bottleneck to algae-based fuels. *J. Renewable Sustainable Energy.*, 2, 01270, 2010.

[6] Knuckey, R.M., Brown, M.R., Robert, R., Frampton, D.M.F. Production of microalgal concentrates by flocculation and their assessment as aquaculture feeds. *Aquacultural Engineering.*, 35, 300–313. 2006.

[7] Liam Brennan, Philip Owende. Biofuels from microalgae-A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products. *Renewable and Sustainable Energy Reviews.*, 14, 557-577, 2010.

[8] Brennan, L., Owende, P. Biofuels from microalgae – a review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products. *Renew. Sust. Energ. Rev.*, 14,557–577, 2010.

[9] Mohn FH. Experiences and strategies in the recovery of biomass in mass culture of microalgae. In: Shelef G, Soeder CJ, editors. *Algal biomass*. Amsterdam: Elsevier., 547–571, 1980.

[10] Chen, Y.M., Liu, J.C., Ju, Y.H., Flotation removal of algae from water. *Colloid. Surface.*,12,49–55, 1998.

[11] Mollah, M.Y.A., Morkovsky, P., Gomes, J.A.G., Kesmez, M., Parga, J., Cocke, D.L. Fundamentals, present and future perspectives of electrocoagulation. *J. Hazard. Mater.*, 114:199–210, 2004.

[12] Knuckey, R.M., Brown, M.R., Robert, R., Frampton, D.M.F. Production of microalgal concentrates by flocculation and their assessment as aquaculture feeds. *Aquacultural Engineering.*, 35, 300–313, 2006.

[13] E. Molina Grima, E. -H. Belarbi, F. G. Acien Fernández, A. Robles Medina, Yusuf Chisti. Recovery of microalgal biomass and metabolites: process options and economics. *Biotechnology Advances.*, 20,491-515, 2003.

[14] Nyomi Duman, Qui Ying, Danquah Michael K, Forde Gareth M y Hoadley Andrew,. Dewatering of microalgal Cultures: A major bottleneck to algae-based fuels. *Journal of renewable and sustainable energy.*, 2,012701, 2010.

- [15] Harith Tuan Zuharlida, Yusoft Fatimah Mohd, Mohamed Mohd Shamzi, Sheriff Mohamed, Din Mohamed y Ariff Arbakariya B., Effect of different flocculants on the flocculation performance of microalgae, *Chaetoceros calcitrans*, cells. African journal of biotechnology., 8 (21), 5971-5978, 2009.
- [16] Bosma Rouke, Van Spronsen Wilm A., Tramper Johannes y Wijffels Rene H., Ultrasound, a new separation technique to harvesting microalgae. Journal of applied Phycology., 15 (2-3),143-153, 2003.
- [17] Ryan Davis, Andy Aden, Philip T. Pienkos., Techno-economic analysis of autotrophic microalgae for fuel production, journal of *Applied Energy*., 88,3524-353, 2011.
- [18] Anna L. Stephenson, Elena Kazamia,, John S. Dennis, Christopher J. Howe, Stuart A. Scott, and Alison G. Smith. Life-Cycle Assessment of Potential Algal Biodiesel Production in the United Kingdom: A Comparison of Raceways and Air-Lift Tubular Bioreactors. *Journal of Energy Fuels*., 24 (7),4062-4077, 2010.
- [19] ENOHSa ENTE NACIONAL DE OBRAS HÍDRICAS DE SANEAMIENTO. Flocculación. (2001).Disponible desde <[http://www.frbb.utn.edu.ar/carreras/materias/ing\\_sanitaria/ENOHSa%20Flocculacion.pdf](http://www.frbb.utn.edu.ar/carreras/materias/ing_sanitaria/ENOHSa%20Flocculacion.pdf)>. [Acceso 5 de marzo del 2011].
- [20] Andrew K. Lee, David M. Lewis, Peter J. Ashman., Energy requirements and economic analysis of a full-scale microbial flocculation system for microalgae harvesting. *Journal of Chemical Engineering Research and Design*.,88 (8), 988-996, 2010.
- [21] Crane. *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías.*, McGraw-Hill, México,1988.
- [22] Peters, M., Timmerhaus, K. and West, R. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 2003.
- [23] Perry, R., Green, D. and Maloney, J. *Perry's. Chemical Engineer's Handbook.*, McGraw-Hill., New York, 1997.
- [24] Haarhoff, J., Design of around-the-end hydraulic flocculators. *J Water SRT – Aqua.*, 47,142-152, 1998.
- [25] Lee, A., Lewis, D. and Ashman, P., Microbial flocculation, a potentially low-cost harvesting technique for marine microalgae for the production of biodiesel. *Journal of Applied Phycology.*, 21,559-567, 2009.
- [26] Industrial equipment custom manufactured (INGOR). (2011) Decantadores Centrifugos. Disponible desde <<http://www.ingor.net/DMA%20decantadores.htm>> [Acceso el 10 de junio de 2011].
- [27] Gillot, S., De Clercq, B., Defour, D., Simoens, F., Gernaey, K. and Vanrolleghem, P.A., Optimization of wastewater treatment plant design and operation using simulation and cost analysis. Citeseer, New Orleans, USA.,9-13, 2009.
- [28] Ingeniería Económica, de Leland Blank y Anthony Tarquin . Edit. McGraw. Hill., México, 2005.
- [29] Mohn, F., Harvesting of microalgal biomass, in *Microalgal Biotechnology*, Borowitzka, M. and Borowitzka, L., Borowitzka, L, Cambridge University Press., New York, 1988.
- [30] Plataforma de comercio electrónico mundial (alibaba.com).(1999) Decantadores Centrifugos. Disponibles desde <<http://spanish.alibaba.com/product-gs/decanter-centrifuge-278345033.html>> [Acceso 15 de junio de 2011].