IMPLEMENTACIÓN DE LA METODOLOGIA DE SÍNTESIS Y ANÁLISIS DE PROCESOS A LA ETAPA DE COSECHA DE MICROALGAS PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL.

HAMES DAVID CANCHILA ROMERO

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER

FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS

ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

BUCARAMANGA

2011

IMPLEMENTACIÓN DE LA METODOLOGIA DE SÍNTESIS Y ANÁLISIS DE PROCESOS A LA ETAPA DE COSECHA DE MICROALGAS PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL.

Trabajo de investigación presentado como requisito para optar el título de Ingeniero químico.

HAMES DAVID CANCHILA ROMERO

Director de proyecto

VIATCHESLAV VICTOROVICH KAFAROV

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER

Codirectores de proyecto

ING. YENIFFER PARDO CARDENAS

ING. YEIMMY YOLIMA PERALTA

Estudiantes de maestría en Ingeniería Química

Escuela de Ingeniería Química.

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER

FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS

ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

BUCARAMANGA

2011

AGRADECIMIENTOS

El autor presenta su agradecimiento a:

Al departamento administrativo de ciencia, tecnología e investigación COLCIENCIAS, los proyectos de CT y CT 475-2007 272-2008, y al centro de investigación para el desarrollo sostenible en industria y energía CIDES.

Dr. Sc. Viatcheslav Kafarov por su constante respaldo y ayuda.

A las ingenieras Yeniffer Pardo Cardenas y Yeimmy Yolima Peralta por todos sus valiosos aportes e incondicional y constante apoyo.

Y a todas aquellas personas que me colaboraron en la realización de este proyecto.

DEDICATORIA

A Dios por estar siempre con migo, fortalecer mi Corazón e iluminar mi mente para poder desarrollar con éxito este proyecto.

A mi familia por el apoyo incondicional que me brindaron para salir adelante.

A mis amigos por su complicidad y voces de aliento en el camino que me llevo a la culminación de esta tesis.

HAMES DAVID CANCHILA ROMERO

CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN ……..…….…… 13
2. Objetivos ……..…… 14
   2.1 Objetivo general ……..…….…… 14
   2.2 Objetivos específicos ……..…….… 14

3. MARCO TEÓRICO……..…….. 15
   3.1 Análisis y síntesis de procesos ……..…… 15
   3.2 El biodiesel ……..…… 15
   3.3 Microalgas para la producción de biodiesel ……..…..……15
   3.4 Cosecha de microalgas ……..…… 16
      3.4.1 Centrifugación ……..…… 16
      3.4.2 Floculación ……..…..17
      3.4.3 Sedimentación por gravedad ……..…. 17
      3.4.4 Filtración ……..…… 17
      3.4.5 Flotación……..… 17
      3.4.6 Técnicas electrolíticas ……..……... 18

4. SELECCIÓN DE LA MEJOR ALTERNATIVA PARA LA ETAPA DE COSECHA DE ACUERDO A LA METODOLOGÍA DE SÍNTESIS Y ANALISIS DE PROCESOS ……..…. 18
   4.1 Metodología propuesta ……..…….. 18
      4.1.1 Evaluación de alternativas para el sistema de cosecha ……. 19
      4.1.2 Selección de alternativas ……..…… 20
      4.1.3 Selección del tipo de floculación ……..……..…… 20

5. RESULTADOS ……..…. 21
   5.1 Balances de masa ……..……..… 21
   5.2 Diseño del sistema de cosecha ……..……..… 23
      5.2.1 Sistema de floculación química con agitación mecánica ……... 23
         5.2.1.1 Diseño del sistema de floculación ……..… 24
         5.2.1.2 Requerimientos energéticos ……..……... 25
      5.2.2 Sistema de floculación química con agitación hidráulica …… 27
         5.2.2.1 Diseño del sistema de floculación…… 27
         5.2.2.2 Requerimientos energéticos ……..... 28
      5.2.3 Sistema de floculación microbiana con agitación hidráulica ..… 29
         5.2.3.1 Diseño del sistema de floculación ……... 30
         5.2.3.2 Requerimientos energéticos ……..… 31

5.2.4 Decantadores centrífugos …… 32
5.2.4.1 Requerimientos energéticos …… 33

5.3 ESTIMACIÓN DE COSTOS ……..……..…. 33
5.3.1 Sistema de floculación química con agitación mecánica ……..… 33
5.3.2 Sistema de floculación química con agitación hidráulica ……..…. 35
5.3.3 Sistema de floculación microbiana con agitación hidráulica ….. 36
5.3.4 Decantadores centrífugos ……..... 36

6. ANÁLISIS DE RESULTADOS ……..…… 37
6.1 Requerimientos energéticos ……..…… 37
6.2 Costos de materia prima ……..……... 38
6.3 Costos de funcionamiento ……..……... 38
6.4 Costos de cosecha de la biomasa …….. 39
6.5 Análisis de viabilidad económica ……..…… 40
7. CONCLUSIONES ……..…… 41
8. RECOMENDACIONES ……..…..…… 42
9. BIBLIOGRAFÍA ……..……..… 43
10. ANEXOS ……..……..…. 49

LISTADO DE TABLAS

Tabla 1. Comparación de las microalgas con otras materias primas para la producción de biodiesel ……..…….. 15

Tabla 2. Ventajas y desventajas de los diferentes métodos de cosecha……....19

Tabla 3. Evaluación de los diferentes métodos de cosechas…….…..…20

Tabla 4. Datos experimentales de la producción de biodiesel a partir de microalgas..……..…... 21

Tabla 5. Tamaños disponibles de decantadores centrífugos comerciales…..…… 33

Tabla 6. Comparación de las propiedades típicas de aceites de petróleo y aceites de microalgas …….…….……. 51

Tabla 7. Contenido de aceite de algunas microalgas ……..…… 52

Tabla 8. Índices de Marshall and Swift y de construcción ENR ..…….. 58

LISTADO DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de bloques para el proceso de producción de biodiesel a partir de microalgas ……..…….... 16

Figura 2. Metodología propuesta para la selección del sistema de cosecha..…..18

Figura 3. Diagrama de enterada-salida para el sistema de cosecha……..... 22

Figura 4. Diagrama final de entrada-salida para el sistema de cosecha……..… 23

Figura 5. Vista lateral del sistema de cosecha para floculación mecánica…...… 24

Figura 6. Vista lateral del sistema de cosecha para floculación hidráulica…...… 27

Figura 7. Vista superior del tanque de floculación química-hidráulica……..... 28

Figura 8. Vista lateral del sistema de floculación microbiana-hidráulica ….…..... 30

Figura 9. Vista superior del tanque de floculación microbiana-hidráulica……..... 31

Figura 10. Vista interna de un Decantador Centrífugo ……...…… 32

Figura 11. Requerimientos energéticos de los sistemas de cosecha…….…… 37

Figura 12. Costos de materia prima de los sistemas de cosecha….……..… 38

Figura 13. Costos de funcionamiento de los sistemas de cosecha……..... 39

Figura 14. Costos de cosecha de la biomasa para los sistemas de cosecha ..… 39

Figura 15. Etapas de la producción de biodiesel de microalgas……..… 51

Figura 16. Dimensiones de los tanque clarificadores ……..…… 52

Figura 17. Sistema de alimentación de floculante……. 53

Figura 18. Rugosidad relativa de los materiales de las tuberías y factores de fricción para flujos en régimen turbulento total ……..……..… 56

Figura 19. Factores de fricción para tipos de tubería de acero comercial..……..… 57

Figura 20. Decantador Centrífugo ……..……..……..… 58

RESUMEN

TÍTULO: IMPLEMENTACIÓN DE LA METODOLOGIA DE SÍNTESIS Y ANÁLISIS DE PROCESOS A LA ETAPA DE COSECHA DE MICROALGAS PARA LA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL.

AUTOR: HAMES DAVID CANCHILA ROMERO

PALABRAS CLAVE: ANÁLISIS Y SÍNTESIS DE PROCESOS, MICROALGAS, COSECHA, BIODIESEL.

Las microalgas son la materia prima mas promisoria para la producción de biodiesel ya que pueden contener hasta un 80% en peso seco de aceites que puede ser convertidos en biocombustibles, además requiere menos superficie para su cultivo en comparación con otras materias primas como el maíz y la soya.

En este trabajo se aplica la metodología de síntesis y análisis de procesos a la etapa de cosecha del proceso de producción de biodiesel a partir de microalgas, para lo cual se realizo una revisión bibliográfica de las alternativas para cosechar microalgas, se evaluaron y seleccionó el mejor método de acuerdo a los criterios de selección desde un punto de vista económico, impacto ambiental, seguridad, flexibilidad y controlabilidad.

Se realizaron balances de masa y energía, además de estimas costos energéticos, costos de materia prima y costos de cosecha. En este estudio se determino que la aplicación de un sistema de floculación química con agitación hidráulica seria 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^3$ de caldo de cultivo.

*Proyecto de grado

*Universidad Industrial de Santander. Faculta de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Dir: Dc. Sc. Viatcheslav Kafarov. Codir: Ingenieras químicas. Yeniffer Pardo Cardenas y Yeimmy Yolima Peralta.

ABSTRACT

TÍTULO: IMPLEMENTATION OF THE METHODOLOGY THE SYNTHESIS AND ANALYSIS OF PROCESSES OF THE STAGE OF HARVESTING MICROALGAE FOR BIODIESEL PRODUCTION.

AUTOR: HAMES DAVID CANCHILA ROMERO

KEY WORDS: ANÁLYSIS Y SYNTHESIS, MICROALGAE, HARVESTING, BIODIESEL.

Microalgae are the most promising feedstock for biodiesel production because they can contain up to 80% by dry weight of oils that can be converted into biofuels, also requires less land for cultivation in comparation whit other commodities such as corn and soybeans.

This paper applies the methodology of synthesis end analysis of processes to harvest stage of the production process of biodiesel from algae, for which we made a literature review of alternatives for harvesting microalgae were evaluated and selected the best method according to the selection criteria from economic, environmental, security, flexibility and controllability.

Were made of mass and energy balances, addition to estimating energy costs, raw material costs and harvesting costs. This study determined 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 costs of $US 2345.2/h and costs of harvesting the biomass of $ US 0.06/m^3 of broth.

*Degree Work.

*Universidad Industrial de Santander. Physical-Chemical Faculty. Chemical Engineering Department. Dir: Dc. Sc. Viatcheslav Kafarov. Codir: Chemical Engineers. Yeniffer Pardo Cardenas and Yeimmy Yolima Peralta.

1. INTRODUCCIÓN

Hoy en día 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 que llevado a un cambio climático global y numerosos problemas de salud [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 y se espera que desempeñen un papel fundamental en la infraestructura global de energía en el futuro [2]. Desde 1970, las microalgas se han investigado como una de las materias primas alternativas para la producción de biodiesel debido a su amplia disponibilidad y mayores rendimientos de aceite que las plantas terrestres convencionales [3]. Sin embargo, su alto costo de producción debido al consumo energético ha sido uno de los principales obstáculos que impiden la producción comercial de aceite de microalgas [4]. El biodiesel parece ser una fuente de energía atractiva por varias razones. En primer lugar, el biodiesel es una fuente renovable de energía que podría ser suministrada de manera sostenible [5]. En segundo lugar, el biodiesel tiene propiedades favorables al medio ambiente como un contenido de azufre y CO_2 muy bajo [6,7]. Y en tercer lugar, el biodiesel parece tener un potencial económico significativo, ya que los precios de los combustibles fósiles aumentarán ineludiblemente en el futuro [8].

En este estudio se realizó la selección de los mejores métodos para la implementación de un sistema de cosecha de microalgas, obteniéndose la floculación como mejor opción en cuanto a consumo de energía e impacto ambiental en comparación con otros sistemas como la centrifugación y filtración. Se realizó un análisis comparativo para cuatro diferentes tipos de sistemas: floculación química-mecánica, floculación química-hidráulica, floculación microbiana-hidráulica y Decanter Centrífugos.

Este proyecto hace parte del macro proyecto financiado por COLCIENCIAS con código CT 475-2007 y CT 272-2008 titulado *Desarrollo y validación del modelo de evaluación de producción con metodología del análisis de ciclo de vida (ACV) de la "cuna a la cuna".*

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GENERAL

- Evaluar y seleccionar mediante la aplicación de la metodología de síntesis y análisis de procesos los mejores métodos en la implementación de un sistema de cosecha de microalgas para la producción de biodiesel a escala industrial.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Evaluar los sistemas de cosecha existentes y preseleccionar los más viables para este estudio.
- Desarrollar balances de masa y determinar los requerimientos energéticos de los sistemas de cosecha preseleccionados aplicando metodología de síntesis y análisis de procesos.
- Realizar estimaciones de costos para los sistemas de cosecha estudiados.
- Seleccionar el sistema de cosecha más promisorio.

3. MARCO TEÓRICO

3.1 Síntesis y Análisis de procesos: la síntesis y análisis de procesos son técnicas que permiten la selección e integración de alternativas para el diseño de procesos químicos. La síntesis es la etapa del diseño de procesos químicos que comprende la generación de estructuras alternativas técnicamente factibles, que satisfagan objetivos previamente establecidos. Los pasos básicos que comprenden la síntesis de procesos son: Búsqueda y recopilación de información, representación de alternativas, evaluación de alternativas y selección de alternativas [9], (ver anexo I).

3.2 El biodiesel: El biodiesel se refiere a cualquier biocombustible diesel equivalente a partir de material biológico renovable que por lo general necesita un proceso especial para transformarlo en un combustible [10]. La producción mundial de biodiesel se estimo en unos 18000 millones de litros en 2010, con aproximadamente un crecimiento de entre un 10~12% anual [11].

3.3 Las microalgas como fuente de biodiesel: El contenido de aceite para producir biodiesel de algunas especies de microalgas puede superar hasta el 80% en peso seco [3]. Las microalgas poseen mayores tasas de crecimiento y productividad en comparación con el sector forestal y los cultivos agrícolas., Algunas de estas características se muestran en la tabla 1.

Tabla 1. Comparación de microalgas con otras materias primas para biodiesel [12].

Cultivo	Contenido de aceite(% en peso)	Rendimiento de aceite (L/ha*año)	Terreno necesario (m^2*año/kg de biodiesel)	Productividad (kg de biodiesel/ha*año)
Maíz	44	172	66	152
Soya	18	636	18	562
Palma	36	5.366	2	4.747
Microalga[a]	30	58.700	0,2	51.927
Microalga[b]	50	97.800	0,1	86.515
Microalga[c]	70	136.900	0,1	121.104

[a]Bajo contenido de aceite [b]Medio contenido de aceite [c]Alto contenido de aceite

El proceso de producción de biodiesel a partir de microalgas comprende una serie de etapas como se observan en la figura 1(ver anexo II), 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. Este estudio se realizó enfocado en el sistema de cosecha de microalgas, analizando las mejores alternativas para su implementación.

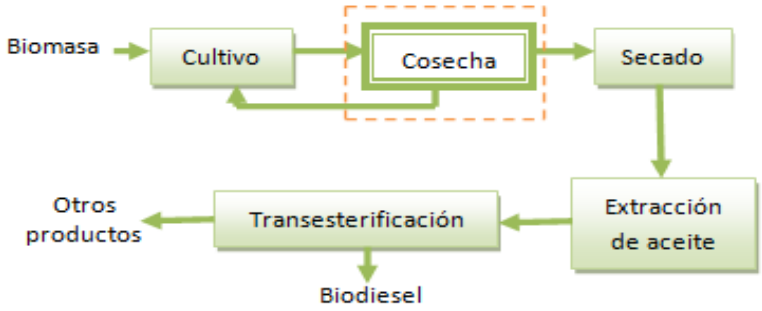

Figura 1. Diagrama de bloques para el proceso de producción de biodiesel a partir de microalgas [28].

3.4 Cosecha de microalgas: La recolección de algas consiste en la recuperación de la biomasa del medio de cultivo el cual puede contribuir a un 20-30% del costo total del proceso [13]. Este proceso tiene como fin eliminar grandes cantidades de agua y recuperar grandes volúmenes de biomasa de algas. Las principales técnicas actualmente aplicadas en la recolección de microalgas incluyen centrifugación, floculación, filtración, sedimentación por gravedad, flotación y técnicas de electroforesis [14].

3.4.1 Centrifugación: Pruebas de laboratorio han 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 [15]. Además, el procesamiento de grandes volúmenes de proceso mediante la centrifugación resulta ser muy lento y costoso [13].

3.4.2 Floculación: 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 [13]. 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 [16]. El sistema de floculación se puede aplicar varias especies de microalgas pudiéndose obtener eficiencias mayores al 80% [17]. Las materias primas utilizadas como floculante son el cloruro férrico ($FeCl_3$), sulfato de aluminio ($Al_2 (SO_4)_3$,) y sulfato férrico ($Fe_2 (SO_4)_3$) [18].

3.4.3 Sedimentación por gravedad: Los parámetros más importantes para la sedimentación son la densidad y el radio de las células de las algas [19]. Esta técnica es de uso común para recolección de biomasa de aguas residuales debido a los grandes volúmenes que pueden ser tratados [16]. Sin embargo, este método es sólo apto para microalgas grandes (~70 mm) como la espirulina [20], por esta razón en la mayoría de los casos la sedimentación va precedida de un proceso de floculación que ayude a aumentar el tamaño de las células.

3.4.4 Filtración: La filtración convencional es adecuada para la recolección de microalgas relativamente grandes (> 70 mm) como coelastrum y espirulina, y no se puede utilizar para la cosecha de algas muy pequeñas (<30 mm) [16]. Estudios realizados han demostrado que los procesos de filtración pueden alcanzar un factor de concentración de 245 veces al inicial [21]. Para la recuperación de células de algas más pequeñas (<30 mm), la microfiltración y ultrafiltración por membranas son alternativas técnicamente viables [20].

3.4.5 Flotación: 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 [22]. Con base en los tamaños de burbuja utilizados en el proceso de flotación, esta puede ser flotación por aire disuelto (DAF) o flotación por aire disperso [2].

3.4.6 Técnicas electrolíticas: El método electrolítico es un proceso en el cual se desestabilizan las partículas de algas formando unos flóculos sin necesidad de añadir productos químicos si no que induciendo corriente eléctrica en el agua a través de placas metálicas [23]. Hay varias ventajas en la utilización de métodos electroquímicos como la amabilidad ambiental, versatilidad, la selectividad, y la rentabilidad a procesos de mediana envergadura [23].

4. SELECCIÓN DE LA MEJOR ALTERNATIVA PARA LA ETAPA DE COSECHA DE ACUERDO A LA METODOLOGIA DE SINTESIS Y ANALISIS DE PROCESOS.

4.1 METODOLOGÍA PROPUESTA

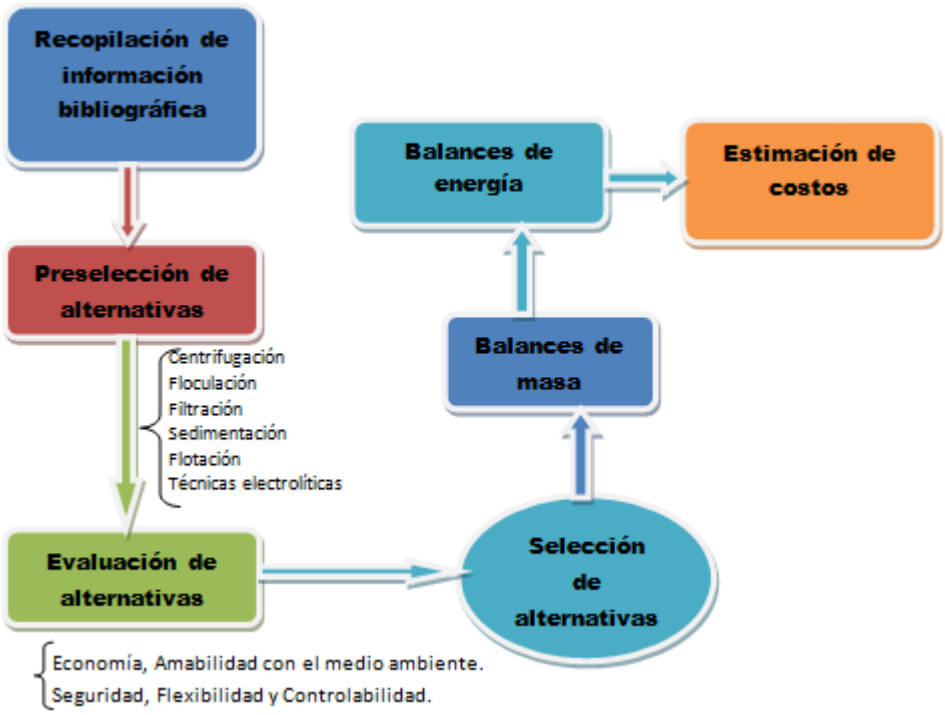

Figura 2. Metodología propuesta para la selección del sistema de cosecha [9].

El proceso de evaluación y selección de las alternativas de cosecha se realizó con base en indicadores como favorabilidad y desfavorabilidad de los diferentes métodos de separación. Estos indicadores se muestran en la tabla 2.

Tabla 2. Principales ventajas y desventajas de los métodos de cosecha.

MÉTODOS DE SEPARACIÓN	VENTAJAS	DESVENTAJAS	REFERENCIAS
Floculación	Bajos costos de operación. Viable a escala industrial. Alta eficiencia El proceso es muy seguro	Se requiere constante monitoreo del proceso.	[2] [17] [18]
Filtración	Alta eficiencia. Amabilidad con el medio ambiente. Alta seguridad.	Altos costos de operación. Altas caídas de presión, proceso muy lento. Difícil mantenimiento.	[2] [20] [21]
Centrifugación	Alta eficiencia. Amable con el medio ambiente.	Altos costos de operación ya que requiere alta dosis de energía. No es fiable a escala industrial se aplica básicamente a procesos de pequeña escala. Sujeto a riesgos operacionales.	[13] [15] [18]
Sedimentación por gravedad	Bajos costos de operación. Amable con el medio ambiente. Fácil control. Altamente seguro.	El proceso es muy lento. Se requiere una gran diferencia de densidades para que el proceso sea eficiente.	[2] [16]
Flotación	Alta eficiencia. Amable con el medio ambiente.	Altos costos de operación. El proceso es muy lento Difícil control Sujeto a riesgos operacionales.	[2] [22] [24]
Técnicas electrolíticas	Altamente eficiente.	Altos costos de operación. No es viable a escala industrial. Difícil control. Está sujeto a riesgos operacionales (cortos circuitos). Difícil mantenimiento.	[2] [23]

4.1.1 Evaluación de alternativas para el sistema de cosecha

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) [9]. Los resultados de esta evaluación se muestran en la tabla 3.

Tabla 3. Evaluación de los diferentes métodos de cosecha. [2][13][15][16][18][25][26][27].

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
TOTAL	**15**	**23**	**17**	**21**	**11**	**9**

4.1.2 Selección de alternativas

De acuerdo a los resultados mostrados en la tabla 3, se puede concluir que el método de separación de mejor opción para la implementación de un sistema de cosecha de microalgas es la **floculación**, ya que este es un sistema que presenta bajos costos de operación, es amable con el medio ambiente, requiere de equipos simples, de fácil mantenimiento y operación, además de ser relativamente seguro.

4.1.3 Selección del tipo de floculación

En este estudio se analizaron cuatro tipos de sistemas de cosecha: la floculación química (sulfato de aluminio como floculante) en forma mecánica e hidráulica, la floculación microbiana (carbono orgánico como floculante) de forma hidráulica, y equipos comerciales implementados para la separación sólido–líquido como los Decanter Centrífugos (Equipos utilizados para separar dos o más fases de peso específico diferentes).

5. RESULTADOS

5.1 BALANCES DE MASA

Para realizar los balances de masa se tomó como base de cálculo una tasa producción de 100000 Ton de biodiesel anuales, además se tuvieron en cuenta indicadores reportados por la literatura como se observan en la tabla 4. Las corrientes de entradas-salidas del proceso de cosecha se muestran en la figura 3, donde se puede observar una corriente de entrada al sistema de cosecha que proviene de la etapa de cultivo compuesta por microalgas, agua y nutrientes, una corriente de salida correspondiente a la biomasa húmeda que posteriormente será enviada a un proceso de secado, una salida de pérdidas de agua por evaporación y una corriente de reciclo al sistema de cultivo.

Tabla 4. Datos experimentales para la producción de biodiesel a partir de microalgas (ver anexos III y IV).

Rendimiento de aceite a partir de microalgas	58700 L de aceite/ha* año.	[28]
Productividad de biodiesel	51927 kg de biodiesel/ha* año.	[28]
Productividad del biodiesel a partir de aceite de microalgas ($Y_{b,a}$).	1.0416 kg de biodiesel/kg de aceite	[28]
Contenido en peso de aceite en Chlorella vulgaris *(%m_A)*.	30%	[29]
Cantidad de nutrientes después del sistema de cultivo (N_f).	43.7 kg de nutrientes/kg de biomasa.	[30]
Concentración máxima de microalgas en el sistema de cultivo (C_o)	1 g/L	[31]
Densidad de microalga (ρ_B)	1.16kg/l	[32]
Concentración en peso seco de microalgas después del sistema de cosecha (C_f).	10% en peso seco	[28]
Eficiencia de floculación (E_{floc}).	90 %	[32]
Eficiencia de extracción de aceite de microalgas (E_{ext}).	90%	[33]
Perdidas de agua por evaporación	1.2kg de agua/m^2d	[34]

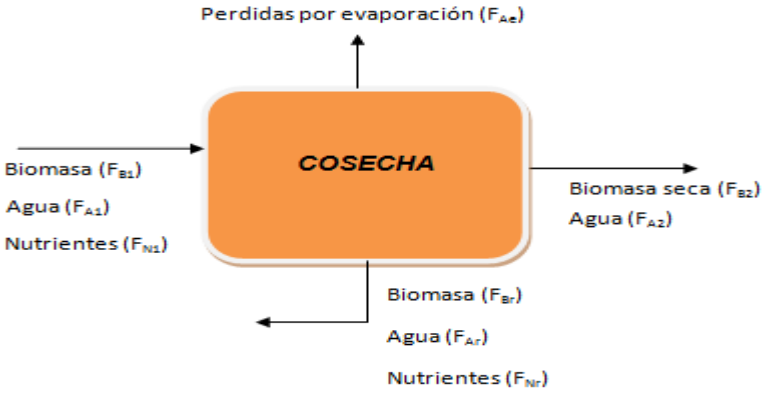

Figura 3. Diagrama entrada-salida para el sistema de cosecha.

Fuente: Autor

Aceite de microalgas requerido para la producción de 100000 ton de biodiesel/año

$$aceite\ de\ biomasa\ requerido(A_B) = \frac{100000\ ton}{(Y_{b,a})(E_{ext})} = \frac{100000\ ton}{(1.0416)(0.90)} \approx 106673.5\ ton\ \text{de aceite/año}$$

Corrientes de salida

$$\mathrm{F_{B2}} = \frac{\mathrm{A_B}}{\%\mathrm{m_A}} = \frac{106673.5}{0.3} = 355578.3\ \text{ton de biomasa/año}$$

$$\mathrm{F_{A2}} = \frac{(1-\mathrm{C_f}) * \mathrm{F_{B2}}}{\mathrm{C_f}} = \frac{0.90 * 355578\ \text{ton}}{0.1} = 3200205\ \frac{\text{ton de agua}}{\text{año}}$$

$$\mathrm{F_{Ae}} = 1.2\frac{\text{kg de agua}}{\mathrm{m^2 d}} * (\overline{\mathrm{A}} * 365\ \text{dias}) = 1.2\frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m^2 d}} * \frac{112000\ \mathrm{m^2}}{1000} * 365\ \text{dias} = 49056\ \frac{\text{ton de agua}}{\text{año}}$$

Corrientes de entrada

$$\mathrm{F_{B1}} = \frac{F_{B2}}{E_{floc}} = \frac{355578.3\ \text{ton}}{0.9} = 395087\ \frac{\text{ton de biomasa}}{\text{año}}$$

$$\mathrm{F_{N1}} = (F_{B1}) * \mathrm{N_f} = 395087(43.7) = 17.26\text{x}10^6\ \frac{\text{ton de nutrientes}}{\text{año}}$$

Caudal total de procesamiento

$$Q = \frac{\mathrm{F_{B1}}}{\mathrm{C_0}} = \frac{395087\ \text{ton}}{1\text{x}10^{-3}\frac{\text{ton}}{\mathrm{m^3}}} = 3.95\text{x}10^8\ \frac{\mathrm{m^3 de\ biomasa\ humeda}}{\text{año}}$$

$$Q = 45101.2\ \frac{m^3 de\ biomasa\ \text{humeda}}{\mathrm{h}} = 12.53\ \frac{\mathrm{m^3\ de\ biomasa\ humeda}}{\mathrm{s}}$$

Agua a la entrada del sistema de cosecha

$$F_{A1} = \rho_A \left(Q - \left({}^{F_{B1}}/_{\rho_B}\right) - F_{N1}\right) = 1\frac{ton}{m^3}\left(3.95x10^8\frac{m^3}{año} - \frac{395087\frac{ton}{año}}{1.16\frac{ton}{m^3}} - \frac{17.26x10^6\frac{ton}{año}}{1.16\frac{ton}{m^3}}\right) = 3.79x10^8\frac{\text{ton de agua}}{\text{año}}$$

Corrientes de reciclo

$$F_{Br} = F_{B1} - F_{B2} = 395087 - 355578.3 = 39508.7 \text{ ton de biomasa/año}$$

$$F_{Ar} = F_{A1} - F_{A2} - F_{Ae} = 3.79x10^8 - 3.2x10^6 - 49056 = 375.75x10^6 \text{ ton de agua/año}$$

$$F_{Nr} = F_{N1} = 17.26x10^6\frac{\text{ton de nutrientes}}{\text{año}}$$

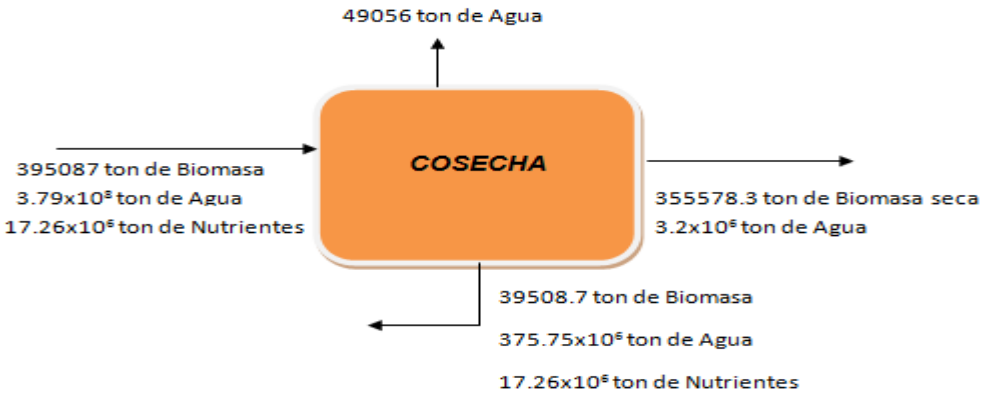

Figura 4. Diagrama final entrada-salida para el sistema de cosecha.

Fuente: Autor

5.2 DISEÑO DE LOS SISTEMA DE COSECHA

5.2.1 SISTEMA DE FLOCULACIÓN QUÍMICA-AGITACIÓN MECÁNICA

Este sistema está compuesto por dos tanques clarificadores y una cámara de floculación, en uno de los clarificadores se llevará 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 5.

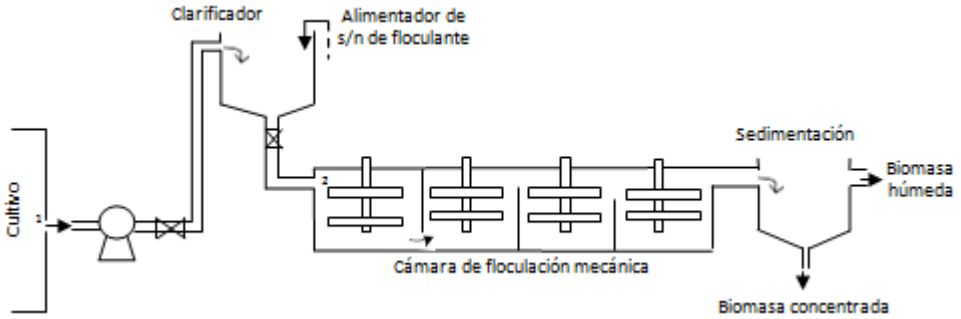

Figura 5. Vista lateral del sistema de cosecha para floculación mecánica.

Fuente: Autor

5.2.1.1 DISEÑO DEL SISTEMA DE FLOCULACIÓN

Parámetros de diseño: Gradiente de velocidad de floculación G =70 s^{-1}[29], Tiempo de floculación τ=25 min o 1500 s, Profundidad del floculador 5 m, Número de compartimentos de floculación en serie igual a 4 [35], Velocidad de flujo 0.75 m/s [34].

Volumen total de floculación: $V_T = \tau(s) * Q\left(m^3/_s\right) = 1500\ s * 12.53\frac{m^3}{s} = 18795\ m^3$

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^3 por cámara [35], para un volumen total de floculación de 18795 m^3 se necesitaran 37 cámaras. Cada cámara contara con un tanque clarificador (material acero inoxidable) de 151 m^3 (ver anexo V), y un sistema de sedimentación de 373 m^3 de capacidad (ver anexo V) [36], donde se concentrara la solución.

Dosis de floculante: Se deben adicionar 2255 kg de $Al_2(SO_4)_3$/h, diluidos en agua al 20% en peso, mediante un sistema de bombeo desde un tanque de 240 m^3, con una energía requerida 0.48 KW (ver anexo VI).

Recuperación de la biomasa: Como se observa en la figura 5, los flóculos de biomasa formados serán sedimentados y retirados por la parte inferior del tanque clarificador a un flujo de 0.53 m^3/s, y el agua de recirculación se retirara por la parte superior del tanque de sedimentación a la velocidad de flujo del proceso y con un caudal de 12 m^3/s, necesitándose un área de salida de 0.45 m^2.

Volumen total del sistema: $V_{TS} = V_T + volumen\ de\ los\ tanques\ clarificadores = 18795\ m^3 + 37 * 151 m^3 + 37 * 373\ m^3 = 38183\ m^3$

Tiempo de residencia: $t = \frac{V_{TS}}{Q} = \frac{38183\ m^3}{12.53\ {}^{m^3}/_s} = 3047.3\ s = 0.846\ h$

5.2.1.2 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 [37]. Las pérdidas por tubería se obtuvieron de acuerdo a la siguiente ecuación [37]: $h_{l1} = f\left(\frac{L}{D}\right)\left(\frac{v^2}{2g}\right)$ (1); Donde f es el coeficiente de fricción, L y D son la longitud y diámetro de tubería respectivamente (se escogió una longitud de tubería estándar de 30 m por sistema, valor que puede variar), y v es la velocidad de flujo. El diámetro de tubería (D) es:

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{12.53\frac{m^3}{s}}{37(0.75\frac{m}{s})} = 0.45\ m^2;\ D = \sqrt{\frac{4*A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(0.45m^2)}{\pi}} = 0.757\ m \approx 29.8\ in$$

Numero de Reynolds (Re): $R_e = \frac{\rho v D}{\pi} = \frac{\left(1030\frac{kg}{m^3}\right)\left(0.75\frac{m}{s}\right)(0.757m)}{1.31x10^{-3}pa.s} = 446398.8$

Para un número de Reynolds de 446398.8 y material de tubería de acero comercial cedula 40, el coeficiente de perdidas f es 0.014 [36]. Por consiguiente las pérdidas de energía por tubería son: $h_{l1} = 0.014\left(\frac{30\ m}{0.757m}\right)\left(\frac{(0.75\frac{m}{s})^2}{2\left(9.8\frac{m}{s^2}\right)}\right) = 0.016\ m$

Las perdidas por accesorios se obtuvieron de la siguiente manera [37]: $h_{l2} = \sum K_i \left(\frac{v^2}{2g}\right)$ (2); Donde K_i es el coeficiente de pérdidas para cada accesorio (3 codos y 2 válvulas): $h_{l2} = 3 * (30f)\left(\frac{v^2}{2g}\right) + 2 * (25f)\left(\frac{v^2}{2g}\right) = \left(3 * (30 * 0.014) + 2 * (25 * 0.014)\right) * \left(\frac{(0.75\frac{m}{s})^2}{2\left(9.8\frac{m}{s^2}\right)}\right) = 0.056\, m$, la pérdidas de carga total o cabeza de la bomba H_B [36] es:

$H_B = h_{l1} + h_{l2} + \Delta z$ (3); $H_B = 0.016\, m + 0.056\, m + 5\, m = 5.072\, m$

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

Asumiendo una eficiencia del 80% de motor y 80% de eficiencia de la bomba [38], la energía total requerida por la bomba es: $W_{req} = \frac{641.49kw}{0.8*0.8} = 1002.3\, KW$

La energía consumida por la bomba por cada 38183 m^3 de caldo de cultivo procesado es: $W_{bhp} = W_{req}(kw) * t(h) = (1002.3\, kw)(0.846\, h) = 847.9\, KWh$

Potencia requerida por el sistema de agitación: La potencia requerida por el sistema de agitación se cálculo de la siguiente manera [35]: $P = G^2 * \mu * V$ (4); Donde G es el gradiente de velocidad ($70s^{-1}$) , μ viscosidad ($1.31x10^{-3}$pa.s) y V es el volumen total del sistema (18795 m^3). Remplazando valores se obtuvo:

$P = (70s^{-1})^2(1.31x10^{-3}pa.s)(18795m^3) = 120645\, W = 120.6\, KW$**,** La energía consumida por cada 38183 m^3 de solución procesada es:

$P_{bhp} = P(kw) * t(h) = (120.6\, kw)(0.846\, h) = 102\, KWh$**,** Obteniéndose un consumo total de energía para el sistema de cosecha de 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:

$$W_T = \frac{949.9\, kwh}{(38183\, m^3)(\frac{1x10^{-3}\, ton}{m^3})} = 24.88\, kwh\ por\ tonelada\ de\ biomasa\ seca\ floculada \quad (5)$$

5.2.2 SISTEMA DE FLOCULACIÓN QUÍMICA-AGITACIÓN HIDRÁULICA

Este sistema está compuesto por dos tanques clarificadores y un tanque de floculación como se muestra en la figura 6.

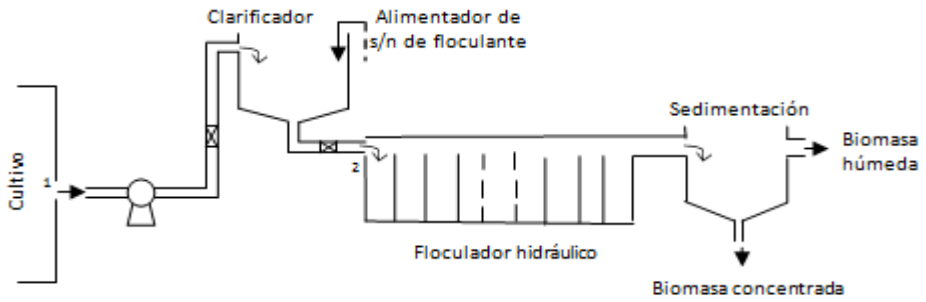

Figura 6. Vista lateral del sistema de cosecha para floculación hidráulica.

Fuente: Autor

5.2.2.1 DISEÑO DEL SISTEMA FLOCULACIÓN

Parámetros de diseño: Gradiente de velocidad de floculación G =70 s^{-1}, Tiempo de floculación τ=25 min o 1500 s, Profundidad del floculador 4 m, Velocidad de flujo 0.3 m/s [35].

Volumen total de floculación: $V_T = \tau(s) * Q\left(\frac{m^3}{s}\right) = (1500\ s) * (12.53\frac{m^3}{s}) = 18795\ m^3$

Dimensiones del floculador y clarificadores: El volumen del floculador será de 672 m^3 (21 m de largo, 8 m de ancho y 4 m de profundidad), y los tanques clarificadores de 461 m^3 (ver anexo V) [36], para completar un volumen total de floculación de 18795 m^3 se necesitarían 28 floculadores.

Dosis de floculante: Se deben adicionar 2255 kg de $Al_2(SO_4)_3$/h, diluidos en agua al 20% en peso, mediante un sistema de bombeo desde un tanque de 240 m^3, con una energía requerida 0.52 KW (ver anexo VI).

Recuperación de la biomasa: como se puede observar en la figura 6. Los flóculos de biomasa formados serán sedimentados y retirados por la parte inferior del tanque clarificador a un flujo de 0.53 m^3/s, y el agua de recirculación se retirara por la parte superior del tanque de sedimentación a la velocidad de flujo del proceso y con un caudal de 12 m^3/s, necesitándose un área de salida de 1.42 m^2.

Volumen total del sistema $V_{TS} = 18795\ m^3 + 56 * 461\ m^3 = 44611\ m^3$

Tiempo de residencia: $t = \frac{V_{TS}}{Q} = \frac{44611\ m^3}{12.53\ {}^{m^3}/_{s}} = 3560.3\ s = 0.989\ h$

Número de canales en el floculador [36].

$$\#\ canales = \frac{volumen\ del\ floculador * velocidad\ de\ mezcla}{caudal\ por\ hora * ancho\ del\ estanque} = \frac{(672 m^3) * (0.3\ {}^{m}/_{s})}{\left(\frac{12.53\ {}^{m^3}/_{s}}{28}\right) * (8\ m)} = 56.3\ o\ (57\ canales) \qquad (6)$$

Distancia entre canales: $w_c = \frac{21\ m}{57} = 0.368\ m$

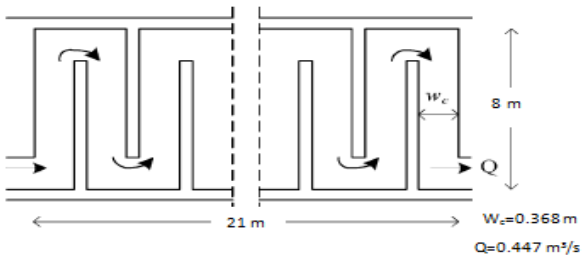

Figura 7. Vista superior del tanque de floculación química-hidráulica.

Fuente: Autor

5.2.2.2 REQUERIMIENTOS ENERGÉTICOS: La pérdida de carga total en los floculadores hidráulicos es la suma de dos parciales, una debida a la fricción en el canal, y la principal debida a los cambios de dirección, las pérdidas por tubería y accesorios en estos sistemas pueden ser despreciables [35].

Pérdidas de carga debido a la fricción en los canales: Estas pérdidas se estimaron de la siguiente manera [36]: $h_{l1*} = L(\frac{v*f}{{}^{2}/_{3}_{R_H}})^2$ (7); 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) [35]. Para determinar R_H se utilizo la ecuación (8) [39], donde w_c es la distancia entre canales (0.368 m) y d es la profundidad del canal (4 m). $R_H = \frac{dw_c}{2d+w_c}$ (8); $R_H = \frac{(4\ m)*(0.368\ m)}{2*(4\ m)+0.368\ m} = 0.176\ m$, y las pérdidas de energía debido a la fricción en los canales son:

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

Pérdida de carga debido a los cambios de dirección: Estas pérdidas se calcularon de la siguiente forma [35]: $h_{l2*} = n(\frac{v^2 N_l}{2g})$ (9); Donde n es el número de curvas (56 curvas), v es la velocidad de flujo (0.3 m/s), g es la constante gravitacional (9.81m/s) y N_l es el coeficiente de pérdida debido a las curvas de retorno (para Re = 1.66x10^5, el valor N_L es de ≅3,2) [40]. $h_{l2*} = 56\left(\frac{(0.3^2)(3.2)}{2(9.81)}\right) = 0.82\ m$, obteniéndose un H_B= 4.97 m.

Potencia disipada: $W = Q\rho g(H_B) = \left(12.53\frac{m^3}{s}\right)\left(1030\frac{kg}{m^3}\right)\left(9.81\frac{m}{s^2}\right)(4.97m) = 629236W = 629.2\ KW$, la energía requerida por la bomba es: $W_{req} = \frac{629.2\ KW}{0.8*0.8} = 983.1\ KW$, La energía consumida por cada 44611 m^3 de solución procesada es: $W_{bhp} = W_{req} * t = (983.1\ KW)(0.989\ h) = 972.3\ KWh$, la energía consumida por tonelada de biomasa seca floculada es:

$$W_{bhp} = \frac{972.3\ kwh}{(44611\ \mathrm{m}^3)(\frac{1x10^{-3}\ ton}{m^3})} = 21.8\ kwh\ por\ tonelada\ de\ biomasa\ seca\ floculada$$

5.2.3 SISTEMA DE FLOCULACIÓN MICROBIANA-AGITACIÓN HIDRÁULICA

Este sistema está compuesto por tres tanques clarificadores y una cámara de floculación como se muestra en la figura 8.

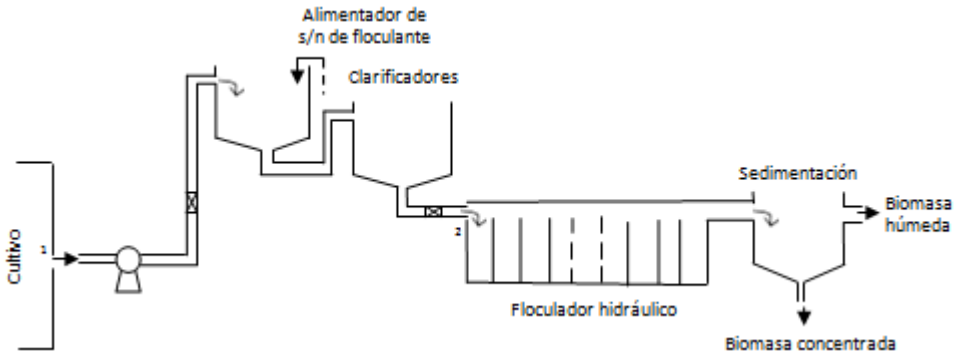

Figura 8. Vista lateral del sistema de floculación microbiana-hidráulica.

Fuente: Autor

5.2.3.1 DISEÑO DEL SISTEMA DE FLOCULACIÓN.

Parámetros de diseño: Tiempo de mezclado (t <24 horas) [41], Profundidad de floculador 4 m, Velocidad de mezclado 0.075 m/s [36].

Tiempo de mezclado: La eficiencia de recuperación (RE) en función del tiempo de mezclado (t <24 horas) está dado por [41]: $RE = 0.36 + 0.023t$ (10), por lo tanto, para una eficiencia de recuperación del 90%, el tiempo de mezclado es:

$$t = \frac{0.9-0.36}{0.023} = 23.48\ h$$

Volumen total del sistema: $V_{TS} = t(h) * Q\left(\frac{m^3}{s}\right) = 23.48\ h * 45101.2\ \frac{m^3}{h} = 1058976\ m^3$

Dimensiones del floculador y clarificadores: El volumen del floculador será de 11200 m^3 (80 m de largo, 35 m de ancho y 4 m de profundidad) [36], y el volumen de los tanques clarificadores de 10446 m^3 cada uno (50 m de diámetro, 4.5 m de altura en el perímetro y 6.96 de altura desde el centro)(ver anexo V) [36], dando un volumen total del sistema de 32092 m^3, por lo cual se necesitaran 33 sistemas de floculación.

Dosis de floculante: Se deben adicionar 4510.1 kg de anilina/h, diluidos en agua al 20% en peso, mediante un sistema de bombeo desde un tanque de 540 m^3, con una energía requerida 1.3 KW (ver anexo VI).

Recuperación de la biomasa: como se puede observar en la figura 8. Los flóculos de biomasa formados serán sedimentados y retirados por la parte inferior del tanque clarificador a un flujo de 0.53 m^3/s, y el agua de recirculación se retirara por la parte superior del tanque de sedimentación a la velocidad de flujo del proceso y con un caudal de 12 m^3/s, necesitándose un área de salida de 4.85 m^2.

Número de canales del floculador según la ecuación (6): $\# \, de \, canales = 64 \, canales$

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

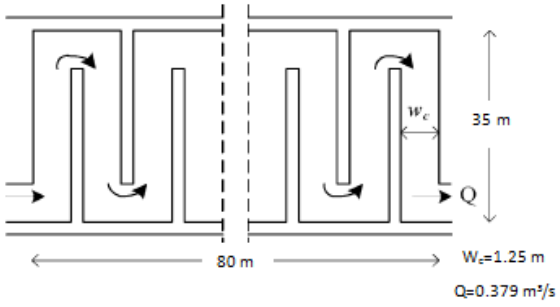

Figura 9. Vista superior del tanque de floculación microbiana-hidráulica.

Fuente: Autor

5.2.3.2 REQUERIMIENTOS ENERGÉTICOS

Las pérdidas de carga por la fricción en los canales se obtuvieron de las ecuaciones (7) y (8): $R_H = \frac{4*1.25 \, m}{2*4+1.25 \, m} = 0.54 \, m$;

$h_{l1*} = (64 \, canales * 35 \, m)\left(\frac{0.075\frac{m}{s}*0.019\frac{s}{m^{1/3}}}{(0.54 \, m)^{2/3}}\right)^2 = 0.0103 \, m$; Las pérdidas de carga debido a los cambios de dirección se obtuvieron de la ecuación (9):

$h_{l2*} = 65\left(\frac{(0.075\frac{m}{s})^2(3.2)}{2\left(9.81\frac{m}{s^2}\right)}\right) = 0.060\ m$, obteniéndose un $H_B = 4.07\ m$.

Potencia disipada: $W = Q\rho g(H_B) = \left(12.53\frac{m^3}{s}\right)\left(1030\frac{kg}{m^3}\right)\left(9.81\frac{m}{s^2}\right)(4.07m) = 515290\ W = 515.3\ KW$, la energía total requerida por la bomba es: $W_{req} = \frac{515.3\ KW}{0.8*0.8} = 805.1\ KW$, la energía consumida por cada 1058976 m^3 de solución procesada es:

$W_{bhp} = W_{req} * t = (805.1\ KW)(23.48\ h) = 18903.7\ KWh$, la energía requerida por tonelada de biomasa seca floculada es:

$$W_{bhp} = \frac{18903.7\ kwh}{(1058976\ \mathrm{m}^3)(\frac{1x10^{-3}\ ton}{m^3})} = 17.85\ kwh\ por\ tonelada\ de\ biomasa\ seca\ floculada$$

5.2.4 DECANTADORES CENTRÍFUGOS

Los Decanter centrífugos se utilizan para separar dos o más fases de peso específico diferentes. Estas unidades operan de forma automática y continua [42].

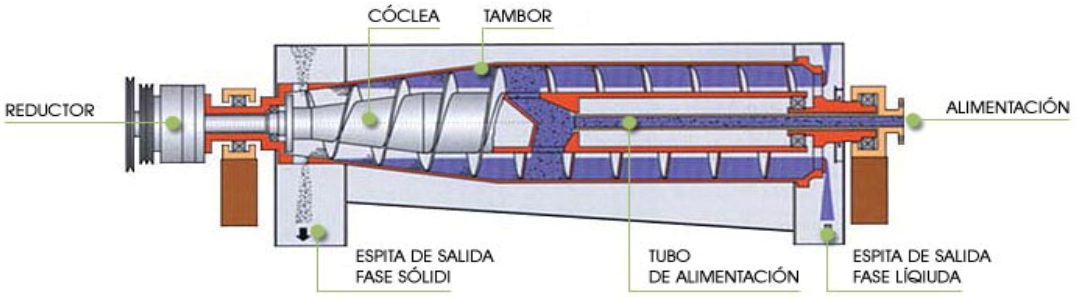

Figura 10. Vista interna de un Decantador Centrífugo [42].

Tabla 5. Tamaños disponibles de decantadores centrífugos comerciales [42].

modelo	Caudal de alimentación (m^3/h)	Peso (kg)	Velocidad de giro (rpm)	Potencia motor (kw)
DC1-220	2-6	900	4800	11
DC1-300	4-11	1400	4200	11~15
DC1-350	6-17	1800	3700	15~22
DC1-400	9-28	2200	3200	18.5~30
DC1-450	12-35	2600	2800	22~37
DC1-530	23-70	4000	2500	30~45
DC1-650	37-90	6500	2200	37~55
DC1-760	47-110	8500	2000	55~90
DC1-900	70-150	12000	1800	75~135

5.2.4.1 Requerimientos energéticos: Para el diseño del sistema de cosecha se escogió el decanter con la mayor capacidad de flujo (DC1-900) que permite trabajar con un caudal de 150 m^3/h, una velocidad giro hasta de 1800 rpm y una potencia de motor de 75~135 kw como se muestra en la tabla 5. Suponiendo 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^3/h, por lo que se necesitaron 301 decanter centrifugas con capacidad cada una de 150 m^3/h. Entonces la energía requerida por los 301 equipos es:

$$W = \frac{301(168.75\ kwh)}{(150\ m^3)(1x10^{-3}\frac{ton}{m^3})} = 338625\ kwh/\text{tonelada de biomasa seca floculada}$$

5.3 ESTIMACIÓN DE COSTOS

La estimación de costos se obtuvo a partir de los costos de construcción, energéticos, de materia prima y mantenimiento.

5.3.1 SISTEMA DE FLOCULACIÓN QUÍMICA CON AGITACIÓN MECÁNICA

El costo de construcción de los clarificadores de acero al carbón se cálculo de la siguiente forma [43]: $C = 2630 * A^{0.678}$ (10); Donde C es el costo de

construcción del clarificador en euros (€) para el año 1999 y A es la superficie del floculador en m^2, por lo tanto el costo total de los clarificadores de 7 y 10 m de diámetro respectivamente es: $A_1 = \frac{\pi(7\,m)^2}{4} = 38.48\,m^2$; $A_2 = \frac{\pi(10\,m)^2}{4} = 78.54\,m^2$

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

Del mismo modo, el costo de construcción para los floculadores de hormigón se estimó de la siguiente manera [43]: $C = 5559 * V^{0.473}$ (11); Donde C es el costo de construcción de floculador en euros (€) para el año 1999 y V es el volumen del floculador en m^3, el costo total de los floculadores de 5m × 5 m × 20m de dimensiones cada uno es: $C = (37) * 5559 * (5\,m * 5.08\,m * 20m)^{0.473} = €3'918{,}067.7$. Sobre la base de un índice de construcción (ENR) de 6059 en 1999 y 8405.3 en 2011[44] y una tasa de cambio de 1€= US $ 1,46, 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^3 de caldo de cultivo: El costo de cosecha de 1 m^3 de caldo de cultivo (sin incluir la mano de obra) se estimo de la siguiente forma [45]: $P_c = \frac{(0.5I+M)*C*A+C}{W*A*Q_c} + \frac{R_c}{Q_c}$ (12); Donde P_c es el costo de cosecha del cultivo de algas en \$US/m^3 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_c es la capacidad del sistema en m^3/h (45101.2 m^3/h); R_c es el costo de funcionamiento del sistema en US \$ h^{-1}.

Estimación del costo de funcionamiento del sistema R_c: R_c 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^{-1} [35], a un flujo de 45101.2 m^3 h^{-1}, el costo de

materia prima se estimó en $ 2345.26 US h^{-1}. 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^{-1} , y por consiguiente el valor de R_c= $ 2474.4 US h^{-1}.

Por consiguiente remplazando estos valores en la ecuación (12), obtenemos el costo de cosecha de la biomasa:

$$P_c = \frac{(0.5(0{,}06) + 0{,}04) * 14'074{,}641.8 * 10 + 14'074{,}641.8}{8{,}400 * 10 * 45101.2 \frac{m^3}{h}} + \frac{2474.4\ USh^{-1}}{45101.2\ \frac{m^3}{h}}$$
$$= \$0.061\ US\ por\ m^3 del\ medio$$

5.3.2 SISTEMA DE FLOCULACIÓN QUÍMICA-AGITACIÓN HIDRÁULICA

El costo de construcción de los clarificadores se estimo a partir de la ecuación (10): $A_1 = \frac{\pi(11)^2}{4} = 95\ m^2$; $C = (56) * 2630 * (95)^{0.678} = €3'228{,}794$

El costo de construcción de los floculadores, a partir de la ecuación (11).
$C = (28) * 5559 * (21 * 8 * 4)^{0.473} = €3'384{,}545.6$

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^{-1}. 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^{-1} , y por consiguiente el costo de funcionamiento R_c= $ 2458.2 US h^{-1}. Remplazando estos valores en la ecuación (12), se obtuvo un costo de cosecha de $ 0.06 US por m^3 de caldo de cultivo.

5.3.3 SISTEMA DE FLOCULACIÓN MICROBIANA-AGITACIÓN HIDRÁULICA

Costo de construcción de los clarificadores.

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

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^3/h es de $4059.1 US h^{-1}. El costo de la energía para un requerimiento de 805.1 kw, es de $92.6 US h^{-1}. En costo de funcionamiento del sistema es R_c=$ 4151.7 US h^{-1}. Remplazando estos valores en la ecuación (12), se obtuvo un costo de cosecha de $ 0.14 US por m^3 de caldo de cultivo.

5.3.4 DECANTADORES CENTRÍFUGOS

Costo de compra de los equipos: El valor comercial de un decanter centrifugo oscila entre US$ 29000~290000, dependiendo de la capacidad de flujo, velocidad de giro y potencia del motor [46]. 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 301*(168.75 kw)*($0.115US/kwh)=$ 5841.3 US h^{-1}. Reemplazando estos valores en la ecuación (12), se obtuvo un costo de cosecha de $ 0.168 US por m^3 de caldo de cultivo.

6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los diseños realizados para los diferentes métodos de cosecha estuvieron basados en plantas de tratamiento de aguas residuales ya que estos procesos se asemejan en gran parte a los sistemas de cosecha de microalgas. Los análisis de resultados y comparación entre los sistemas de cosecha desarrollados se realizaron en cuanto a, requerimientos energéticos y de materia prima, costos de funcionamiento y costos de cosecha de la biomasa.

6.1 Requerimientos energéticos: Los resultados obtenidos se muestran en la figura 12. 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 debió básicamente 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.

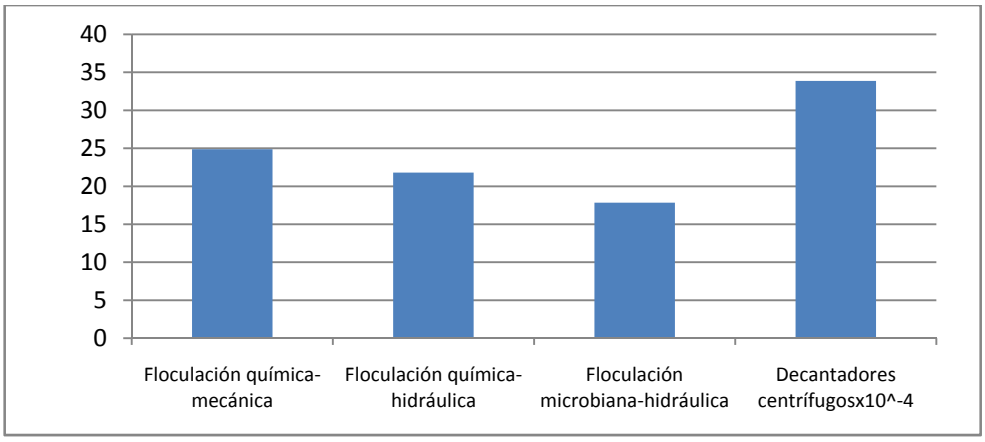

Figura 11. Requerimientos energéticos de los sistemas de cosecha.

Fuente: Autor

6.2 Costos de materia prima: 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 sistemas de cosecha se observan en la figura 13. La floculación microbiana presento mayores costos por materia prima con unos $ 4059.1 US/h, a diferencia de la floculación química con unos $ 2345.2 US/h, esta gran diferencia se debió 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.

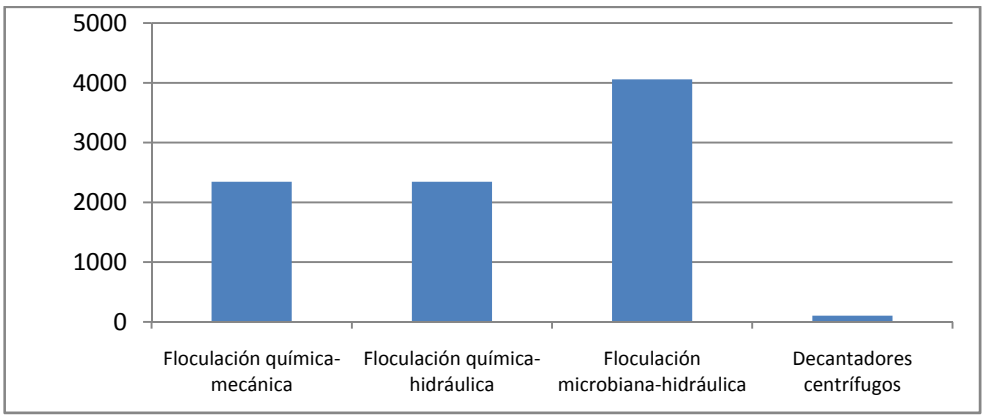

Figura 12. Costos de materia prima de los sistemas de cosecha.
Fuente: Autor

6.3 Costos de funcionamiento: Estos costos se determinaron de acuerdo a los requerimientos energéticos y de materia prima. Los costos de funcionamiento para cada uno de los sistemas se muestran en la figura 14. 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 debió 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 difícil mantenimiento y está sujeta a riesgos operacionales.

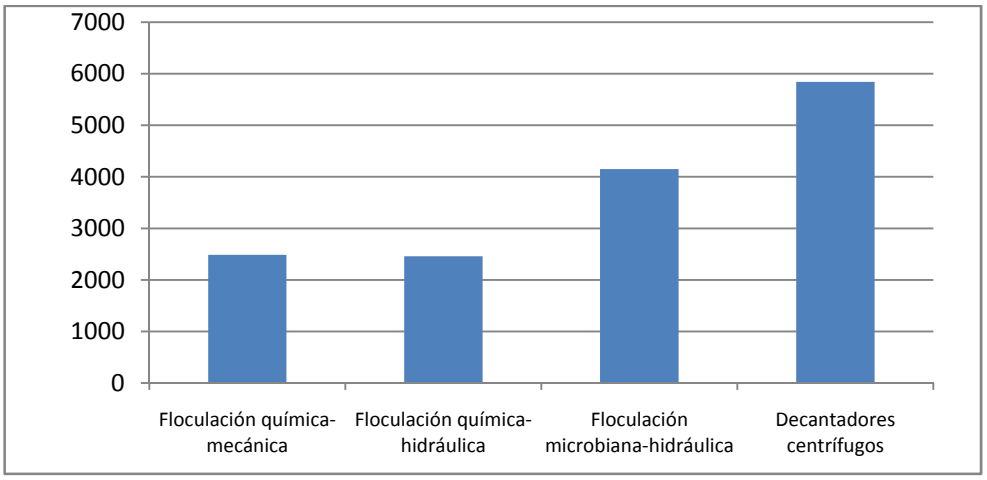

Figura 13. Costos de funcionamiento de los sistemas de cosecha.
Fuente: Autor

6.4 Costos de cosecha de la biomasa: El costo de cosecha se obtuvo teniendo en cuenta los costos energéticos y de materia prima, los costos de construcción y de manteniendo. Los resultados se pueden observar en la figura 15, los sistemas de menores costos de cosecha fueron la floculación química-mecánica e hidráulica con \$0.061 US/m^3 de caldo de cultivo y \$0.060 US/m^3, respectivamente, en contraste con los demás sistemas que reportaron altos costos de cosecha \$0.14 US/m^3 para la floculación microbiana y \$0.168 US/m^3 para los decanter centrífugos.

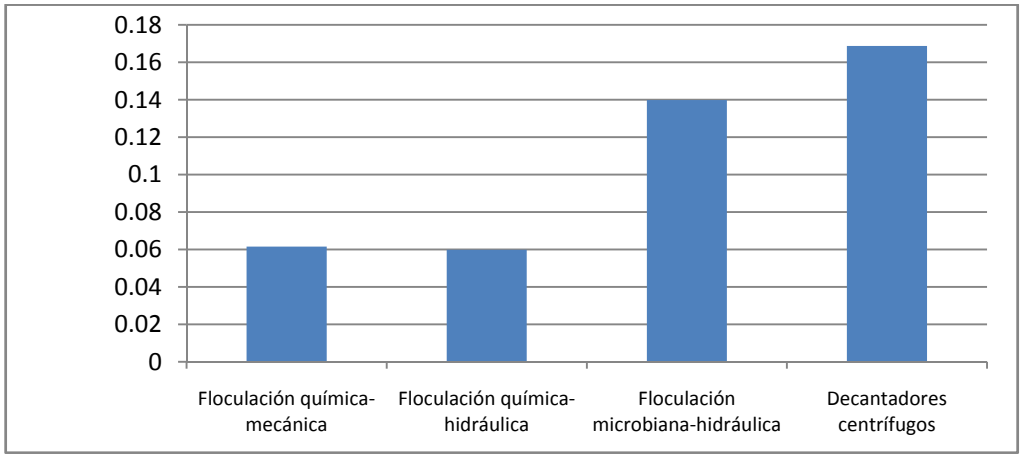

Figura 14. Costos de cosecha de la biomasa para los sistemas de cosecha.
Fuente: Autor

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 presenta bajos costos energéticos, requiere de altas dosis de materia, por lo que se concluyó que este último 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 de mejor opción, debido a que la floculación mecánica presenta mayores requerimientos de energía, además de estar sujeta a riesgos operacionales y difícil mantenimiento de sus instalaciones.

6.5 Análisis de viabilidad económica: Estudios realizados ha demostrado que el precio de producción del biodiesel a partir de microalgas oscila alrededor de $ 0.65/kg a $0.86 US/kg [47]. En este estudio se determinó que el costo de cosecha de microalgas para la producción de biodiesel es aproximadamente de $0.06 US/ kg de biomasa o $0.21 US/kg de biodiesel, lo que corresponde entre un 7.32% a 9.67% del costo total del proceso. Estos resultados demuestran que la implementación del sistema de cosecha mediante la floculación química-hidráulica seria económicamente viable ya que según la literatura el costo del sistema de cosecha de microalgas para biodiesel podría estar entre un 20 a 30% del costo total del proceso de producción [13].

7. CONCLUSIONES

- Mediante la metodología de análisis y síntesis de procesos se estipuló que el método de floculación química-hidráulica presenta los mejores resultados en comparación con los demás métodos estudiados en cuanto a requerimientos energéticos, costos de materia prima y costos de operación para la implementación de un sistema de cosecha.

- Las estimaciones de energía requerida por los métodos de cosecha seleccionados posicionaron al sistema de floculación química-hidráulica como la mejor opción con un consumo de 21.88 kwh/ton de biomasa, a diferencia de los decantadores centrífugos que para su implementación se requieren $3.67x10^5$ kwh/ton de biomasa.

- A partir del análisis económico, basado en costos de construcción, costos energéticos, costos de mantenimiento y de materia prima, se determinó 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^3 de caldo de cultivo.

8. RECOMENDACIONES

Para el desarrollo de futuros trabajos en el área, es importante tener en cuenta la especie de microalga que se vaya a utilizar, su tamaño, su crecimiento y el contenido lípidico, ya que variables como estas, intervienen a la hora del diseño de los equipos e influyen en el tamaño y los requerimientos energéticos de los mismos.

Es importante tener en cuenta que la cantidad de floculante requerido por el sistema de cosecha y su posterior tiempo de mezclado deben ser establecidos adecuadamente para que la formación y recuperación de los flóculos se lleve a cabo de una manera óptima.

Después de cosechada la biomasa se aconseja implementar un sistema de tratamiento de aguas para eliminar el contenido de floculante del agua residual para luego ser conducida al sistema de cultivo.

9. BIBLIOGRAFÍA

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

[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*. 2011;*102*: *71-81.*

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

[4] Sheehan, J., Dunahay, T., Benemann, J., Roessler, P. A Look Back at the US Department of Energy's Aquatic Species Program-Biodiesel from Algae. National Renewable Energy Laboratory. 1998.

[5] GuanHua Huang, Feng Chen, Dong Wei, XueWu Zhang, Gu Chen. Biodiesel production by microalgal biotechnology. *Applied Energy*. 2009; *87: 38-46.*

[6] Antolin G, Tinaut FV, Briceno Y,. Optimisation of biodiesel production by sunflower oil transesterification. Bioresour Technology. 2002; 83:111–114.

[7] Vicente G, Martinez M, Aracil J,. Integrated biodiesel production: a comparison of different homogeneous catalysts systems. Bioresour Technology. 2004; 92: 297–305.

[8] Cadenas A, Cabezndo S,. Biofuels as sustainable technologies: perspectives for less developed countries. Technol Forecast Social Change. 1998; 58:83–103.

[9] Douglas J,. Conceptual Design of Chemical Processes . Mc Graw-Hill Co,. 1988.

[10] A.L. Ahmad, N.H. Mat Yasin, C.J.C. Derek, J.K. Lim. Microalgae as a sustainable energy source for biodiesel production: A review. *Renewable and sustainable Energy Reviews.* 2011;*15:584-593.*

[11] Grupo de asesores DDV (ddvasesores.com) . Producción mundial de biodiesel [en línea]. <http://ddvasesores.com/?p=1051>[citado el 9 de mayo de 2011].

[12] Teresa M. Mata, António A. Martins, Nidia. S. Caetano. Microalgae for biodiesel production and other applications: A review. Renewable and Sustainable Energy Reviews. 2010; 14: 217-232.

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

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

[15] 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. 2006; 35: 300–313.

[16] 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.* 2010; *14: 557-577.*

[17] Divakaran R, Pillai VNS,. Flocculation of algae using chitosan. Journal of Applied Phycology. 2002; 14(5): 419–422.

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

[19] 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. 2010; 14: 557–577.

[20] Muñoz R, Guieysse B,. Algal-bacterial processes for the treatment of hazardous contaminants: a review. Water Research. 2006; 40 (15) :2799–2815.

[21] 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. 1980; 547–571.

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

[23] 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. 2004; 114:199–210.

[24] Betzer, N., Argaman, Y., Kott, Y,. Effluent treatment and algae recovery by ozone-induced flotation. Water Research.1980; 14:1003–1009.

[25] 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. 2010; 2: 012701.

[26] 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 calcintrans* , cells . African journal of biotechnology. 2009; 8 (21): 5971-5978.

[27] Bosma Rouke, Van Spronsen Wilm A., Tramper Johanes y Wijffels Rene H,. Ultrasound, a new separation technique to harvesting microalgae .Journal of applied Phycology. 2003; 15 (2-3):143-153.

[28] Teresa M. Mata, António A. Martins, Nidia. S. Caetano,. Microalgae for biodiesel production and other applications: A review. Journal of *Renewable and Sustainable Energy Reviews.* 2009; *14:217-232.*

[29] Yusuf Chisti,. Biodiesel from microalgae. Journal of Biotechnology Advances. 2007; 25:294-306.

[30] Grobbelaar JU. Algal nutrition. In: Richmond A, editor,. Handbook of microalgal culture: biotechnology and applied phycology. Blackwell. 2004; 97–115.

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

[32] A.L. Ahmad, N.H. Mat Yasin, C.J.C. Derek, J.K. Lim,. Microalgae as a sustainable energy source for biodiesel production: A review. Journal of *Renewable and Sustainable Energy Reviews.* 2011; *15:584-593.*

[33] Ryan Davis, Andy Aden, Philip T. Pienkos,. Techno-economic analysis of autotrophic microalgae for fuel production, journal of *Applied Energy*. 2011; *88:3524-3531.*

[34] 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*. 2010; 24 (7):4062–4077.

[35] ENOHSA ENTE NACIONAL DE OBRAS HÍDRICAS DE SANEAMIENTO. Floculación(Cap.VII).<http://www.frbb.utn.edu.ar/carreras/materias/ing_sanitaria/ENOHSa%20Floculacion.pdf>.

[36] 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. 2010; 88 (8):988-996.

[37] Crane. Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías. (McGRAW-HILL). 1988.

[38] Peters, M., Timmerhaus, K. and West, R., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (McGraw-Hill, New York). 2003.

[39] Perry, R., Green, D. and Maloney, J., *Perry's. Chemical Engineer's Handbook*. (McGraw-Hill). 1997.

[40] Haarhoff, J,. Design of around-the-end hydraulic flocculators. J Water SRT – Aqua. 1998;47: 142–152.

[41] 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. 2009; 21: 559–567.

[42] Industrial equipment custom manufactured (INGOR). Decantadores Centrífugos [En línea].< http://www.ingor.net/DMA%20decantadores.htm> [Citado el 10 de junio de 2011].

[43] 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. 1999;9–13.

[44] Ingeniería Económica, de Leland Blank y Anthony Tarquin Edit. McGraw. Hill. Sexta edición. Pág. 501. 2005.

[45] Mohn, F,. Harvesting of microalgal biomass, in Micro-algal Biotechnology, Borowitzka, M. and Borowitzka, L., Borowitzka, L. (eds) (p. 488). (Cambridge University Press, New York). Chapter 15. 1988.

[46] Plataforma de comercio electrónico mundial (alibaba.com). Decantadores Centrífugos [En línea].< http://spanish.alibaba.com/product-gs/decanter-centrifuge-278345033.html> [Citado el 15 de junio de 2011].

[47] Kevin Raehtz. Challenges and Advances in Making Microalgae Biomass a Cost Efficient Source of Biodiesel. Journal of Basic Biotechnology. 2009; 5:37-43.

10. ANEXOS

Anexo I

PASOS QUE COMPRENDEN LA SÍNTESIS Y ANÁLISIS DE PROCESOS

1. **Búsqueda y recopilación de información:** Existen diversas fuentes donde obtener información confiable, como por ejemplo las revistas técnicas y científicas, enciclopedias, libros y patentes. Se puede acudir también a búsquedas electrónicas y otra importante fuente son las patentes.

2. **Representación de alternativas:** El modo de representar las alternativas está íntimamente ligado a la forma en que se quiere generar y buscar entre las mismas. En la representación de alternativas, el objetivo es obtener una descripción lo suficientemente precisa del espacio de soluciones al diseño, que permita una fácil identificación y evaluación de las alternativas posibles.

3. **Criterios para la evaluación de diseños preliminares:** La evaluación del comportamiento de una alternativa de proceso, nos dirá cuán económico, seguro, flexible, ambientalmente benigno y controlable, es un proceso. Estos objetivos son conflictivos entre sí, y el mejoramiento de unos se obtiene sacrificando otros:

    - **Evaluación económica:** Se estiman los costos de capital de equipos y de servicios, realizando un previo calculo de balances de masa y energía y diseño funcional aproximado de equipos. Los resultados obtenidos se comparan con otras alternativas.

    - **Contaminación ambiental:** Se analizan los posibles impactos ambientales que se podrían generar al implementarse el sistema estudiado, se clasifican pros y contra y se copara con las demás alternativas.

- **Análisis de seguridad**: se cuantifican los posibles eventos que conducen a situaciones de inseguridad tales como incendios, explosiones y presencia de químicos tóxicos, etc.

- **Flexibilidad:** Cuantifica la capacidad de respuesta de un proceso para trabajar en puntos de operación estacionarios factibles cuando ocurren cambios en la alimentación, temperatura o variacion en los coeficientes de transferencia de calor, etc.

- **Controlabilidad:** Cuantifica la capacidad del proceso para operar satisfactoriamente mientras se producen cambios dinámicos de una u otras condiciones de operación y el grado de recuperación ante perturbaciones.

4. **Selección de alternativas:** La búsqueda de la mejor alternativa para un proceso dado, requiere en primer lugar la generación sistemática de todas las alternativas posibles. Para la evaluación y selección entre alternativas se requiere la aplicación de aproximaciones sistemáticas, una de ellas es la **enumeración total de un espacio explícito** que consiste en generar y evaluar cada alternativa de diseño y se ubica la mejor alternativa por comparación de sus evaluaciones, esta opción es factible cuando el número de alternativas es relativamente pequeño.
   Fuente: Douglas J,. Conceptual Design of Chemical Processes. Mc Graw-Hill Co,. 1988.

Anexo II

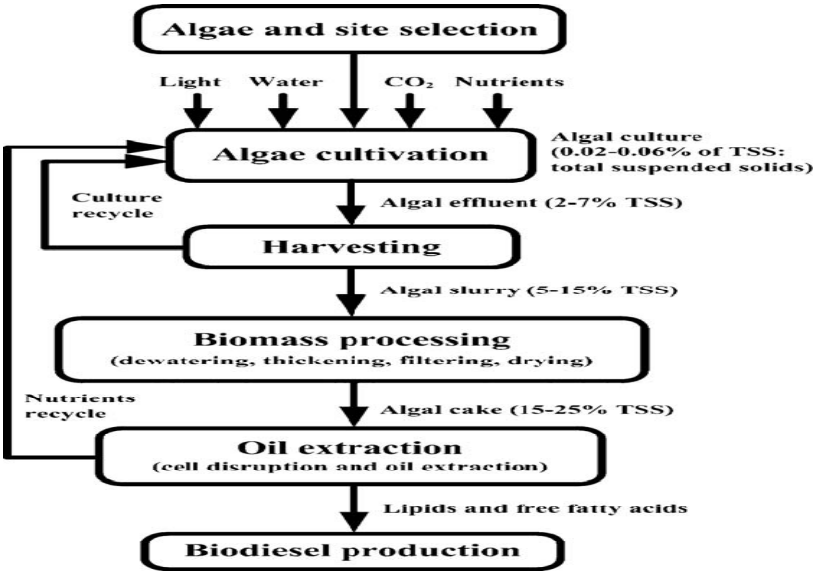

Figura 15. Etapas del proceso de producción de biodiesel a partir de microalgas.

Fuente: Teresa M. Mata, António A. Martins, Nidia. S. Caetano,. Microalgae for biodiesel production and other applications: A review. Journal of *Renewable and Sustainable Energy Reviews.* 2009; *14:217-232.*

Anexo III

Tabla 6. Comparación de las propiedades de aceite de petróleo y de microalgas.

Propiedades	Aceite de madera	Aceite de microalgas	Aceite de petróleo
%C	56.4	62.07	83-87
%H	6.2	8.76	10-14
%O	37.3	11.24	0.05-1.5
%N	0.1	9.74	0.01-0.7
Densidad (kg/l)	1.2	1.06	0.75-1
Viscosidad (Pa.s)	0.04-0.2(40^{o}C)	0.1(40^{o}C)	2-1000
HHV (MJ/kg)	21	29-45.9	42

Fuente: Liam Brennan, Philip Owende,. Biofuels from microalgae - A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products. Journal of Renewable and Sustainable Energy Reviews. 2010;14:557-577.

Anexo IV

Tabla 7. Contenido de aceite de algunas microalgas.

Microalga	% en peso seco de aceite
Botryococcus braunii	25-75
Chlorella sp.	28-32
Crypthecodinium cohnii	20
Cylindrotheca sp.	16-37
Dunaliella primolecta	23
Isochrysis sp.	25-33
Monallanthus salina	>20
Nannochloris sp.	20-35
Nannochloropsis sp.	31-65
Neochloris oleoabundans	35-54
Nitzschia sp.	45-47
Phaeodactylum tricornutum	20-30
Schizochytrium sp.	50-77
Tetraselmis sueica	15-23

Fuente: Yusuf Chisti,. Biodiesel from microalgae. Journal of Biotechnology Advances. 2007; 25:294-306.

Anexo V

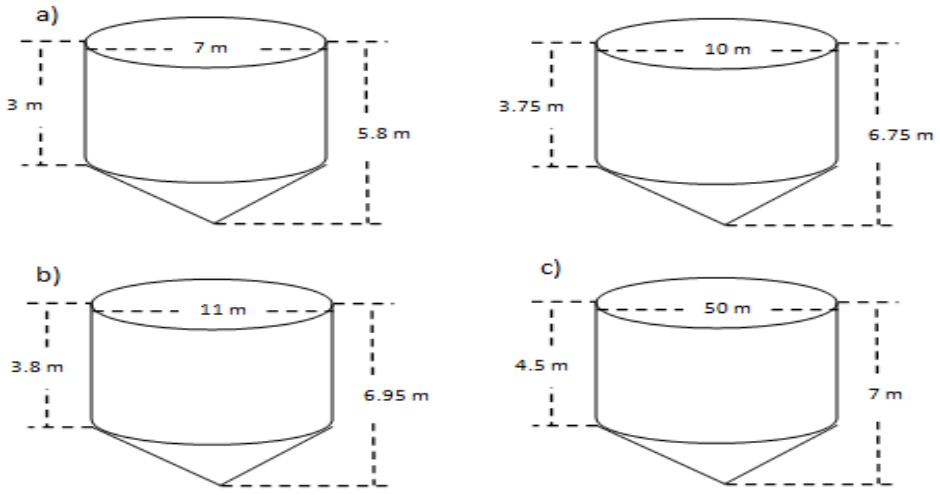

Figura 16. Dimensiones de los tanques clarificadores: a) floculación química–mecánica, b) floculación química-hidráulica, c) floculación microbiana–hidráulica.

Anexo VI

Requerimientos energéticos del sistema de alimentación de floculante.

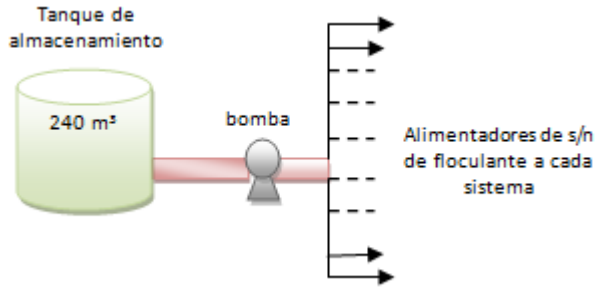

Figura 17. Sistema de alimentación de floculante.

1) Sistema de cosecha floculación química de tipo mecánica

Dosis de floculante: la concentración de floculante que se debe adicionar es de 0.05g/l [35], por lo que para flujo de 45101.2 m^3/h, se deben adicionar 2255 kg de $Al_2(SO_4)_3$/h, diluidos en agua con un porcentaje en peso del 20%, se tiene un caudal de 9.86 m^3 de solución/h, que serán suministrados para todo el sistema por un sistema bombeo (Bomba centrifuga rotodinámicas con una potencia de 1HP) desde un tanque de 240 m^3, la energía requerida para el suministro del floculante es despreciable (0.48 KW) en comparación con la requerida por las demás partes del sistema.

Pérdidas de energía: las pérdidas de energía están dadas por tubería (longitud promedio 1000 m, diámetro 1/2 in) y accesorios (74 codos de 90°). Para un numero de Reynolds de 3066, tubería de acero comercial cedula 40 el coeficiente de perdidas es f≅0.00008. Entonces las pérdidas de energía por tubería son: $h_{l1} = 0.00008\left(\frac{1000\,m}{0.013m}\right)\left(\frac{(0.75\frac{m}{s})^2}{2\left(9.8\frac{m}{s^2}\right)}\right) = 0.176\,m$, las pérdidas por accesorios son:

$h_{l2} = (74 * 30f) * \left(\frac{v^2}{2g}\right) = \left(74 * (30 * 0.00008)\right) * \left(\frac{(0.75\frac{m}{s})^2}{2\left(9.8\frac{m}{s^2}\right)}\right) = 0.0051\, m$, y la cabeza total de la bomba es: $H_B = 11m + 0.176m + 0.0051m = 11.18\, m$, por consiguiente la potencia requerida: $W_{req} = \frac{\left(2.74x10^{-3}\frac{m^3}{s}\right)\left(1030\frac{kg}{m^3}\right)\left(9.8\frac{m}{s^2}\right)(11.18\, m)}{0.8x0.8} = 483\, W \approx 0.48\, kw$

2) Sistema de cosecha floculación química de tipo hidráulica

Dosis de floculante: la concentración de floculante que se debe adicionar es de 0.05g/l [35], por lo que para flujo de 45101.2 m^3/h, se deben adicionar 2255 kg de $Al_2(SO_4)_3$/h, diluidos en agua con un porcentaje en peso del 20%, se tiene un caudal de 9.86 m^3 de solución/h, que serán suministrados para todo el sistema por un sistema bombeo (Bomba centrifuga rotodinámicas con una potencia de 1HP) desde un tanque de 240 m^3, la energía requerida para el suministro del floculante es despreciable (0.52 KW) en comparación con la requerida por las demás partes del sistema.

Perdidas de energía: Longitud promedio de tubería 1000 m, diámetro 1 in, accesorios (56 codos de 90°). Para un numero de Reynolds de 5991, tubería de acero comercial cedula 40 el coeficiente de perdidas es f≅0.00009. Entonces las pérdidas de energía por tubería son: $h_{l1} = 0.00009\left(\frac{1000\, m}{0.0254m}\right)\left(\frac{(0.3\frac{m}{s})^2}{2\left(9.8\frac{m}{s^2}\right)}\right) = 0.016\, m$, y las perdidas por accesorios son: $h_{l2} = \left(56 * (30f)\right) * \left(\frac{v^2}{2g}\right)$

$h_{l2} = \left(56 * (30 * 0.00009)\right) * \left(\frac{(0.3\frac{m}{s})^2}{2\left(9.8\frac{m}{s^2}\right)}\right) = 0.69x10^{-3}\, m,$ y la cabeza total de la bomba es: $H_B = 12m + 0.016m + 0.69x10^{-3}m = 12.01\, m$, por consiguiente la potencia requerida: $W_{req} = \frac{\left(2.74x10^{-3}\frac{m^3}{s}\right)\left(1030\frac{kg}{m^3}\right)\left(9.8\frac{m}{s^2}\right)(12.01m)}{0.8*0.8} = 519\, W \approx 0.52\, kw$

3) Sistema de cosecha floculación microbiana de tipo hidráulica

Dosis de floculante: la concentración de floculante que se debe adicionar es de 0.1g/l [35], por lo que para flujo de 45101.2 m^3/h, se deben adicionar 4510.12 kg de anilina/h, diluidos en agua con un porcentaje en peso del 20%, se tiene un caudal de 22.45 m^3 de solución/h, que serán suministrados para todo el sistema por un sistema bombeo (Bomba centrifuga rotodinámicas con una potencia de 2HP) desde un tanque de 540 m^3, la energía requerida para el suministro del floculante es despreciable (1.3 KW) en comparación con la requerida por las demás partes del sistema.

Pérdidas de energía: las pérdidas de energía están dadas por tubería (longitud promedio 1000 m, diámetro 5/2 in) y accesorios (66 codos de 90°). Para un numero de Reynolds de 3337.7, tubería de acero comercial cedula 40 el coeficiente de perdidas es f≅0.00009. Entonces las pérdidas de energía por tubería son: $h_{l1} = 0.00009\left(\frac{1000\,m}{0.0566m}\right)\left(\frac{(0.075\frac{m}{s})^2}{2\left(9.8\frac{m}{s^2}\right)}\right) = 4.56x10^{-4}\,m$, las pérdidas por accesorios son:

$h_{l2} = (66 * 30f) * \left(\frac{v^2}{2g}\right) = \left(66 * (30 * 0.00009)\right) * \left(\frac{(0.075\frac{m}{s})^2}{2\left(9.8\frac{m}{s^2}\right)}\right) = 5.11x10^{-5}\,m$, y la cabeza total de la bomba es: $H_B = 13m + 4.56x10^{-4}\,m + 5.11x10^{-5}m \approx 13\,m$, por consiguiente la potencia requerida: $W_{req} = \frac{\left(6.236x10^{-3}\frac{m^3}{s}\right)\left(1030\frac{kg}{m^3}\right)\left(9.8\frac{m}{s^2}\right)(13\,m)}{0.8x0.8} = 1278.6\,W \approx 1.3\,kw$

Anexo VII

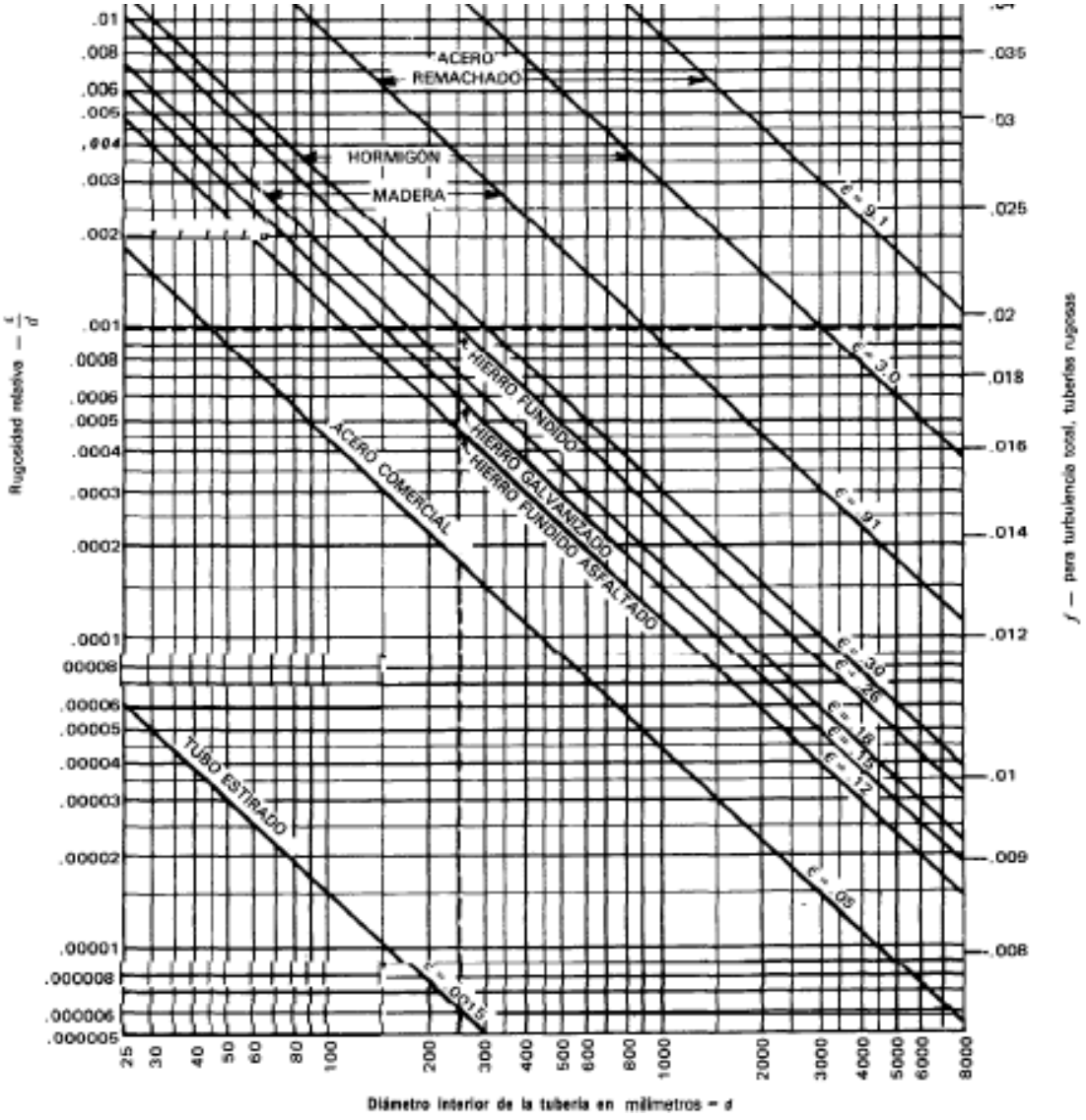

Figura 18. Rugosidad relativa de los materiales de las tuberías y factor de fricción para flujos en régimen turbulento total.

Fuente: Crane. Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías. (McGRAW-HILL). 1988.

Anexo VIII

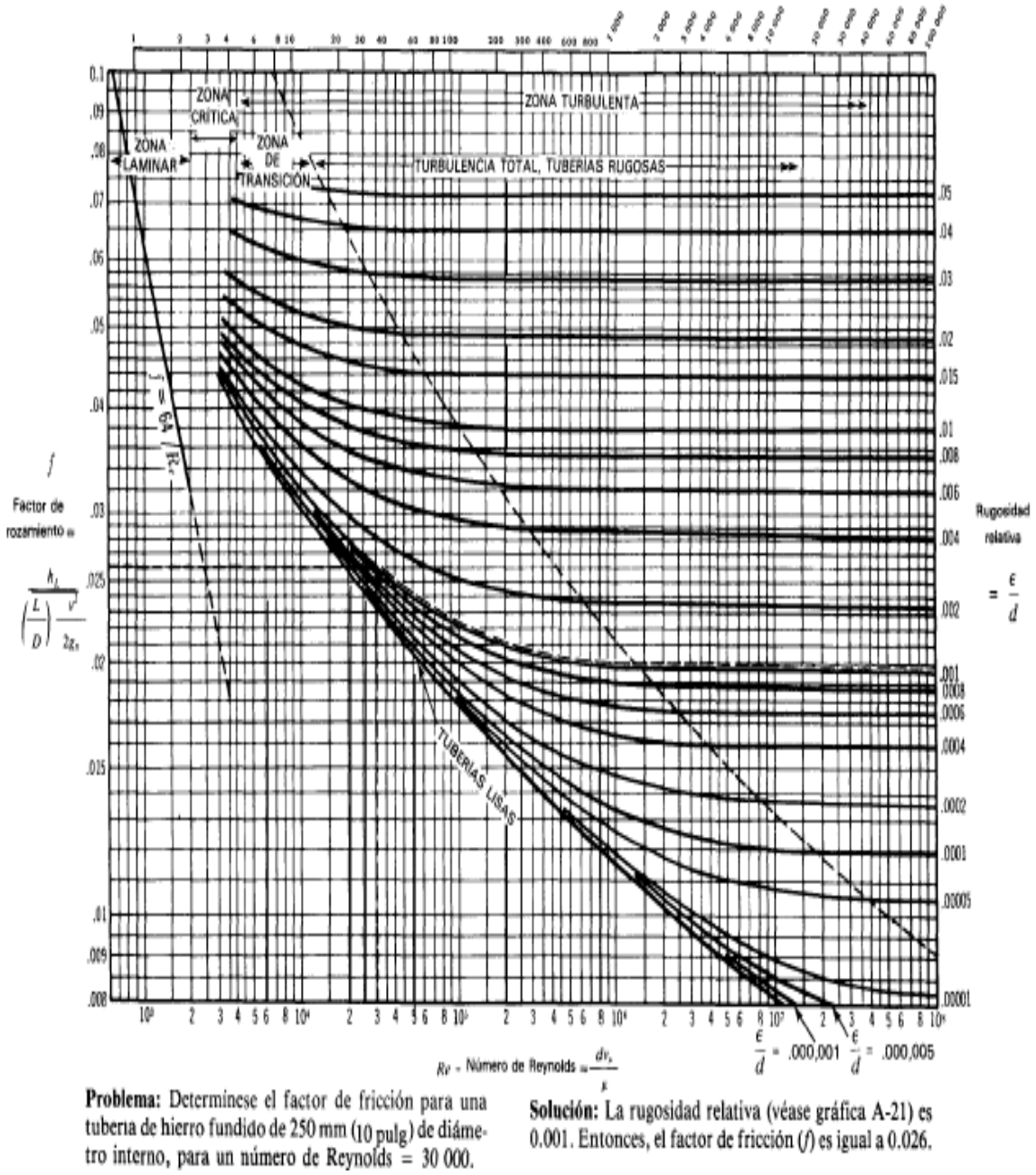

Figura 19. Factores de fricción para cualquier tipo de tubería de acero comercial.

Fuente: Crane. Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías. (McGRAW-HILL). 1988.

Anexo IX

Figura 20. Decantador Centrífugo.

Fuente: Industrial equipment custom manufactured (INGOR). Decantadores Centrífugos [En línea].< http://www.ingor.net/DMA%20decantadores.htm> [Citado el 10 de junio de 2011].

Anexo X

Tabla 8. Índices de Marshall and Swift y de construcción ENR para cada año.

Año	Índices de M&S	Índices de construcción (ENR)
1999	1,068.30	6059
2000	1,089.00	6221
2001	1,093.90	6343
2002	1,104.20	6538
2003	1,123.60	6694
2004	1,136.00	7064
2005	1,177.18	7183.1
2006	1,194.82	7386.8
2007	1,212.45	7590.5
2008	1,230.09	7794.2
2009	1,247.73	7997.9
2010	1,265.36	8201.6
2011	1283	8405.3

Fuente: Ingeniería Económica, de Leland Blank y Anthony Tarquin Edit. McGraw. Hill. Sexta edición. Pág. 501. 2005.