

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

DISEÑO DE UNA PLANTA DE EXTRACCIÓN DE ACEITE A PARTIR DE MICROALGAS (*Chlorella* sp)

PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA QUÍMICA

FANNY VIVIANA VALLADARES PEÑAHERRERA

vivissval@hotmail.com

DIRECTOR: ING. MARIO ANÍBAL ALDÁS LARA

marioanibalaldas@hotmail.com

DIRECTOR: ING. LORENA IMELDA JARAMILLO BOLAÑOS.

lorena.jaramillo@epn.edu.ec

Quito, Diciembre 2014

© Escuela Politécnica Nacional 2014
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Fanny Viviana Valladares Peñaherrera, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Fanny Viviana Valladares Peñaherrera

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Fanny Viviana Valladares Peñaherrera, bajo mi supervisión.

Ing. Mario Aldás
DIRECTOR DEL PROYECTO

Ing. Lorena Jaramillo
CODIRECTOR DEL PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a mis padres por todo su apoyo, ya que sin ellos el camino que me ha traído hasta aquí hubiera sido más difícil de alcanzar. Como olvidarme de mis abuelitos que a pesar de la distancia han estado pendientes de mí.

Agradezco al Ing. Mario Aldás por haberme dado la oportunidad de realizar este proyecto y estar siempre ahí para compartir sus conocimientos tanto fuera como dentro de clases.

Agradezco al Ing. Proaño que a pesar de haberse jubilado hace mucho tiempo no ha perdido el amor a la investigación y el amor a enseñar, muchas gracias Ing. por toda su ayuda en este proyecto.

Agradezco a la Ing. Lorena Jaramillo por toda su ayuda brindada y por la facilidad que me dio para la realización de trámites.

Agradezco a todos los amigos que hice en este largo camino, sin ustedes Tefy, Topper, Carly, Oveja, Erika, Ivonne, Danilo, Huguito, Rody, Panty y por supuesto mi amor Nelson, la Universidad no se hubiera convertido en unas de las experiencias más inolvidables de mi vida, gracias por estar ahí y alegrar mi vida con cada una de sus ocurrencias.

Como olvidarlas mis loquillas amigas que las conozco desde hace mucho, Lili, Yadi, Abuelita, Sandra, Geoco, y Adri, por ustedes el colegio es una parte de mi vida que guardo con mucho cariño.

Agradezco a la vida por darme la oportunidad de conocer personas maravillosas y dejarlas en mi vida para aprender de ellas.

DEDICATORIA

Dedico esta tesis a mis padres por su amor y apoyo incondicional que me han dado siempre, por haberme levantado cada vez que lo necesitaba, los admiro profundamente porque ustedes son el ejemplo de que se puede salir adelante a pesar de que el panorama sea el menos alentador, me siento muy afortunada de ser su hija.

A mi sobrina Rut o como ella se hace llamar "Rosita", ella que aún sin saber hablar me secó las lágrimas y me dio la inspiración necesaria para seguir adelante, pequeñita incomparable que adoro con todo mi corazón.

A ti Nelson que no solo fuiste mi compañero y amigo durante toda mi vida universitaria sino que también eres la razón por la que creo en el amor, tú me ayudaste de todas las formas posibles en las que se puede ayudar a una persona y por siempre estar ahí a pesar de todo, este logro también te lo debo a ti.

ÍNDICE DE CONTENIDO

	PÁGINA
RESUMEN	XI
INTRODUCCIÓN	XII
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1 Cultivo y métodos de cosecha de microalgas	1
1.1.1 Las microalgas	1
1.1.1.1 <i>Chlorella</i> sp	1
1.1.1.2 Condiciones óptimas de desarrollo para la microalgas <i>Chlorella</i> sp	3
1.1.1.2.1 Salinidad	3
1.1.1.2.2 Temperatura	4
1.1.1.2.3 pH	4
1.1.1.2.4 Aireación	4
1.1.1.2.5 Intensidad Luminosa	5
1.1.1.2.6 Medio de cultivo	5
1.1.2 Sistema de cultivo de microalgas	6
1.1.2.1 Sistema abierto	6
1.1.2.2 Sistema cerrado	7
1.1.3 Métodos de cosecha de microalgas	8
1.1.3.1 Sedimentación por gravedad	9
1.1.3.2 Floculación	9
1.1.3.3 Filtración	11
1.1.3.4 Centrifugación	11
1.1.3.5 Método electrolítico	11
1.1.3.6 Método de electroforesis	12
1.1.3.7 Flotación	12
1.1.3.7.1 Flotación por aire disuelto	13
1.1.3.7.2 Flotación por aire disperso	13
1.1.3.8 Ondas de ultrasonido	13
1.2 Métodos de disrupción celular	13
1.2.1 Homogenizador de alta presión	14
1.2.2 Ultrasonido	14
1.2.3 Molino de bolas	15
1.2.4 Microondas	15
1.2.5 Método de extracción en un solo paso	16
1.2.6 Métodos químicos	16
1.2.6.1 El Método de Folch y el método de Bligh & Dyer	17
1.2.6.2 Método de extracción por soxhlet	188
1.2.7 Extracción de aceite mediante fluidos supercríticos	18
1.2.8 Autoclavado	199
1.2.9 Extracción de aceite con pulsos eléctricos (PEF)	19
1.2.10 Método enzimático	20

1.2.11	Shock osmótico	20
1.2.11.1	Extracción de aceite a partir de biomasa seca mediante shock osmótico	21
1.2.11.2	Extracción de aceite a partir de biomasa húmeda mediante shock osmótico	21
1.3	Aplicaciones del aceite de microalgas	22
2.	PARTE EXPERIMENTAL	26
2.1.	Caracterización fisicoquímica de las microalgas <i>Chlorella</i> sp	27
2.1.1.	Determinación de humedad	29
2.1.2.	Determinación de proteínas	29
2.1.3.	Determinación de cenizas	29
2.1.4.	Determinación del contenido de lípidos	30
2.2.	Evaluación del efecto de la concentración de cloruro de sodio y el tiempo en la extracción en húmedo de aceite de microalgas <i>Chlorella</i> sp por shock osmótico	30
2.3.	Caracterización del aceite obtenido mediante las normas AOAC, AOCS E INEN	31
2.4.	Diseño de una planta de extracción de aceite a partir de microalgas <i>Chlorella</i> sp	32
2.5.	Evaluación preliminar del costo de producción por litro de aceite obtenido	33
3.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	34
3.1.	Caracterización fisicoquímica de las microalgas <i>Chlorella</i> sp	34
3.2.	Evaluación del efecto de la concentración de cloruro de sodio y el tiempo en la extracción en húmedo de aceite de microalgas <i>Chlorella</i> sp por shock osmótico.	39
3.3.	Caracterización del aceite obtenido mediante las normas AOAC, AOCS e INEN	44
3.4.	Diseño de una planta de extracción de aceite a partir de microalgas <i>Chlorella</i> sp	49
3.4.1.	Funcionamiento de la planta	50
3.4.2.	Diagrama de flujo del proceso (pfd)	55
3.4.3.	Diagrama de instrumentación y tuberías (pid)	55
3.4.4.	Equipos en planta y distribución	56
3.5.	Evaluación preliminar del costo de producción por litro de aceite obtenido	63
3.5.1.	Inversión	63
3.5.2.	Costos de producción	68
4.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	71
4.1.	Conclusiones	71

4.2. Recomendaciones

73

BIBLIOGRAFÍA

74

ANEXOS

83

INDICE DE TABLAS

Tabla 1.1.	Composición fisicoquímica de la microalga <i>Chlorella</i> sp	3
Tabla 1.2.	Medio <i>Guillard</i> (1968) o F/2	5
Tabla 1.3.	Evaluación de los diferentes métodos de cosecha	9
Tabla 1.4.	Comparación entre microalgas y otras fuentes de aceite para la producción de biodiesel	23
Tabla 1.5.	Caracterización del aceite de microalgas	23
Tabla 1.6.	Perfil Lipídico del aceite de microalgas a partir de <i>Chlorella</i> sp	24
Tabla 1.7.	Comparación entre el biodiesel a partir de aceite de microalgas, diésel fuel y las normas ASTM para el diésel	25
Tabla 3. 1.	Eficiencia del proceso de centrifugación a 1000 y 2000 rpm a diferentes tiempos	34
Tabla 3.2.	Composición fisicoquímica de la microalga <i>Chlorella</i> sp	38
Tabla 3.3.	Rendimiento de extracción de aceite a diferentes concentraciones de sal en un tiempo de operación de 4 horas	40
Tabla 3.4.	Rendimiento de extracción de aceite a diferentes concentraciones de sal en un tiempo de operación de 8 horas	41
Tabla 3.5.	Comparación del rendimiento de extracción de aceite con el uso del molino coloidal y sin el mismo	44
Tabla 3.6.	Caracterización del aceite de microalgas <i>Chlorella</i> sp	45
Tabla 3.7.	Perfil Lipídico del aceite de microalgas <i>Chlorella</i> sp	48
Tabla 3.8.	Resumen global del balance de masa para la extracción de 100 L de aceite a partir de microalgas <i>Chlorella</i> sp	52
Tabla 3.9.	Nomenclatura y áreas de la planta	61
Tabla 3.10.	Datos Generales de la planta	63
Tabla 3.11.	Factores para el cálculo de costos sobre la inversión de equipos	64
Tabla 3.12.	Inversión en Equipos	67

Tabla 3.13.	Costos directos, costos indirectos e inversión fija	67
Tabla 3.14.	Costos de producción	68
Tabla 3.15.	Requerimiento de materias primas y servicios industriales	69
Tabla 3.16.	Fuerza laboral	69
Tabla AX.1.	Especificaciones técnicas del reactor TR-102	104
Tabla AX. 2.	Especificaciones técnicas del condensador vertical C-106	105
Tabla AX. 3.	Especificaciones técnicas del evaporador tipo marmita EV-105	105
Tabla AX. 4.	Especificaciones técnicas del condensador horizontal C-107	106
Tabla AX. 5.	Especificaciones técnicas de la centrifugadora trifásica CT-104	106
Tabla AX. 6.	Tanque de almacenamiento de la biomasa TK-101	107
Tabla AX. 7.	Tanque de almacenamiento del aceite TK-108	107
Tabla AX. 8.	Tanque de almacenamiento de hexano 1 TK-109	108
Tabla AX. 9.	Tanque de almacenamiento de metanol TK-110	108
Tabla AX. 10.	Tanque de almacenamiento de desechos TK-112	109
Tabla AX. 11.	Tanque de almacenamiento de hexano 2 TK-111	109
Tabla AX. 12.	Tanque de almacenamiento de condensado TK-113	110
Tabla AXI. 1	Especificaciones del condensador vertical	127
Tabla AXI. 2	Datos de diseño para el evaporador	138
Tabla AXI. 3.	Tabla de especificaciones para el condensador horizontal	144
Tabla AXI. 4.	Especificaciones del tubo cedula 80	147
Tabla AXI. 5.	Especificaciones de los tubos para las patas de los tanques	151
Tabla AXI. 6.	Cálculos obtenidos del número de patas de los tanques	152
Tabla AXI.7.	Resumen de resultados de los espesores para los tanques de almacenamiento	153
Tabla AXI. 8.	Potencia del motor para las bombas requeridas en planta	156

Tabla AXI. 9.Número de planchas empleadas para el diseño de los tanques de almacenamiento

158

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1.	Microalgas <i>Chlorella</i> sp vista al microscopio	2
Figura 1. 2.	Sistema de cultivo abierto tipo Raceway	7
Figura 1. 3.	Sistema de cultivo cerrado tipo fotobioreactor tubular	8
Figura 1.4 .	Sistema de floculación química- hidráulica	10
Figura 2.1.	Diagrama general de la metodología seguida en el proyecto	27
Figura 3.1.	Fotografías del concentrado de microalgas antes y después del proceso de centrifugación	35
Figura 3.2.	Efectos principales sobre la obtención de concentrado de microalgas	36
Figura 3.3.	Efecto de la velocidad de agitación en la eficiencia de obtención de concentrado	37
Figura 3.4.	Efecto del tiempo en el rendimiento de extracción de aceite	42
Figura 3.5.	Efecto de la concentración de cloruro de sodio en el rendimiento de extracción de aceite	43
Figura 3.6.	Fases formadas en la extracción de aceite después del proceso de centrifugación	45
Figura 3.7	Diagrama de bloques del proceso de extracción de aceite a partir de la biomasa húmeda de microalgas <i>Chlorella</i> sp a realizarse en la planta propuesta	53
Figura 3.8.	Diagrama del proceso (PFD) de la planta de extracción de aceite a partir de microalgas <i>Chlorella</i> sp	58
Figura 3.9.	Diagrama de Instrumentación y tuberías (PID) de la planta de extracción de aceite a partir de microalgas <i>Chlorella</i> sp	59
Figura 3.10.	Layout de la planta de extracción de aceite a partir de microalgas <i>Chlorella</i> sp	60
Figura 3.11.	Diagrama de Gantt para la producción de 100 L diarios de aceite	62
Figura AI.1.	Curva de crecimiento celular con regresión polinómica	84
Figura AII. 1.	Comparación del efecto en las variaciones de las condiciones de operación en el proceso de obtención de concentrado de microalgas	88

Figura AVIII. 1 Comparación del efecto en las variaciones de las condiciones de operación en el proceso de extracción de aceite	101
Figura AXI. 1 Relaciones de similitud geométrica estándar para un tanque agitado	119
Figura AXI. 2 Diagrama de corrientes para el condensador vertical	126
Figura AXI. 3 Diagrama de corrientes para la centrifugadora trifásica	137
Figura AXI. 4 Diagrama de corrientes para el evaporador	138
Figura AXI. 5 Esquema del evaporador tipo marmita	142
Figura AXI. 6 Diagrama de corrientes del condensador horizontal	143
Figura AXI. 7 Esquema del transporte de fluido mediante una bomba centrífuga	154
Figura AXII. 1 Curva de sedimentación	159

INDICE DE ANEXOS

ANEXO I	
Curva de crecimiento del cultivo de microalgas <i>Chlorella</i> sp	84
ANEXO II	
Resultados del proceso de obtención de concentrado mediante centrifugación	85
ANEXO III	
Determinación de humedad de las microalgas <i>Chlorella</i> sp	89
ANEXO IV	
Resultados de los análisis de proteínas y cenizas de la biomasa seca de microalgas <i>chlorella</i> sp	91
ANEXO V	
Resultado del análisis de contenido de lípidos de la biomasa seca de microalgas <i>Chlorella</i> sp	92
ANEXO VI	
Resultados obtenidos del proceso de extracción en húmedo de aceite de microalgas <i>Chlorella</i> sp por shock osmótico	93
ANEXO VII	
Evaluación del efecto de la concentración de cloruro de sodio y el tiempo en la extracción en húmedo de aceite de microalgas <i>Chlorella</i> sp por shock osmótico	100
ANEXO VIII	
Resultados obtenidos del perfil de ácidos grasos de una muestra de aceite de microalgas <i>Chlorella</i> sp	102
ANEXO IX	
Resultados de los análisis de índice de acidez, índice de peróxido, índice de yodo, índice de saponificación e índice de refracción	103
ANEXO X	
Especificaciones técnicas de los equipos	104
ANEXO XI	
Memorias de cálculos de diseño de la planta	111
ANEXO XII	
Resultados de la velocidad de sedimentación de la microalga <i>Chlorella</i> sp	159
ANEXO XIII	
Costo de los intercambiadores de calor	161

ANEXO XIV	
Costo de los tanques	163
ANEXO XV	
Costo de producción	164
ANEXO XVI	
Resultados de viscosidad de la mezcla de microalgas, cloruro de sodio y solventes	167

RESUMEN

En el presente trabajo se estudió el efecto de la concentración de cloruro de sodio y el tiempo en la extracción en húmedo de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp. Para comenzar con el proceso de extracción en primer lugar se caracterizó físico – químicamente la cepa de microalgas *Chlorella* sp y se procedió a obtener el concentrado de microalgas, con una mezcla de solventes hexano/metanol manteniendo esta relación constante para todos los experimentos y con diferentes concentraciones de cloruro de sodio por un tiempo de 4 y 8 horas a una temperatura de 40 °C y agitación constante, con los resultados obtenidos en cada experimento se evaluó mediante el programa Anova el efecto del cloruro de sodio sobre las microalgas con tres concentraciones de la sal a los dos diferentes tiempos.

Luego de aplicar la metodología experimental para la extracción de aceite a partir de microalgas húmedas, se determinó que con un tiempo de 4 horas el porcentaje de rendimiento de extracción se incrementa conforme aumenta las concentraciones de cloruro de sodio, sin embargo a un tiempo de 8 horas el rendimiento de extracción no varía con las diferentes concentraciones de cloruro de sodio a las que se somete la biomasa. El rendimiento máximo de extracción de aceite que se puede obtener por este método es de 35,06 % kg aceite/kg biomasa seca con una concentración del 10% de cloruro de sodio a un tiempo de 8 horas

Determinada la mejor condición de operación se diseñó una planta de 100 L diarios en la que se determinó que la inversión total fija requerida para esta planta es de \$2 011 227,01, finalmente se determinó que el precio por litro de aceite de microalgas corresponde a un valor de \$85,33 que comparada con el precio del mercado de \$2,95 no es rentable.

INTRODUCCIÓN

El principal uso del aceite de microalgas en la actualidad se lo emplea para la producción de biodiesel ya que por varios años se ha buscado una fuente alternativa a los combustibles fósiles, los aceites que se han usado son los de girasol, soja jatropha, colza, ricino y se ha dado un mayor interés al de aceite de microalgas ya que el rendimiento de aceite extraído con respecto a las otras materias primas se estima que es de 8 a 25 veces mayor (Fernández et al., 2012)

Las microalgas se pueden cultivar tanto en medios cerrados como en medios abiertos siempre y cuando se mantengan las condiciones adecuadas de crecimiento para cada tipo de cepa, se ha dado un enfoque importante al cultivo y cosecha de microalgas ya que de las dos depende la calidad de biomasa que se trate posteriormente, por lo tanto el cultivo y cosecha merece su estudio individual ya que ambos campos se los puede realizar de diferentes maneras y obtener infinidad de resultados. (Colorado et al., 2005; Peralta et al., 2012; Sing et al., 2011)

Existen varios métodos de extracción y uno de los más usados durante varios décadas es la extracción en seco por solventes, este método a pesar de que tiene un porcentaje de extracción de aceite alto no es amigable con el medio ambiente por este motivo durante los últimos años se han buscado nuevos métodos más amigables como el de ultrasonido y microondas, sin embargo su aplicación industrial requiere de un estudio más detallado, también se busca que el método de extracción no requiera del proceso de secado de microalgas ya que de esta forma se evitaría el enorme costo en energía que este proceso requiere (Lee et al., 2010; Sing et al., 2011)

La actividad de producción de biodiesel a partir de microalgas ha motivado la búsqueda de nuevos métodos de extracción que se realicen en húmedo. El presente trabajo contribuye al estudio de un nuevo método de extracción de aceite. Se estableció un procedimiento general con el que se determinó la mejor condición de operación para su posterior aplicación a una escala más grande.

Este estudio se complementa con el diseño de la planta de extracción de aceite para evaluar la factibilidad económica de este proceso a escala industrial. Esta planta estará basada en la metodología experimental seguida a lo largo del proyecto. Este diseño incluirá el diagrama de flujo, dimensionamiento de los equipos y diagrama de Gantt, su enfoque principal será la evaluación del rendimiento de extracción, la evaluación económica del proyecto y deducir el precio por litro de aceite obtenido mediante este método de extracción.

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1 CULTIVO Y MÉTODOS DE COSECHA DE MICROALGAS

1.1.1. LAS MICROALGAS

Las microalgas son organismos autótrofos unicelulares que presentan morfologías variadas con un tamaño promedio de 5-50 μm , estos organismos convierten la energía lumínica del sol en energía química mediante el proceso de fotosíntesis (Andersen, 2005, p. 55)

Las microalgas son consideradas como la base de la cadena alimenticia y el proceso de bioconversión directa de la energía solar en compuestos químicos las realiza a una velocidad mayor que otra fuente vegetal y en variedades de condiciones ambientales ya que las mismas habitan en varios sistemas acuáticos, ya sea en medios salinos como mares u océanos o en medios acuáticos de agua dulce como ríos y lagos, dependiendo del medio en el que se desarrollan su composición bioquímica variara. (Colorado, Moreno y Pérez, 2005, p. 115)

Las microalgas en base húmeda tienen un porcentaje de humedad cercano al 92 % y están compuestas principalmente por carbohidratos, proteínas y lípidos de los que se puede extraer varios productos que pueden ser utilizados en el sector farmacéutico, cosmético, alimenticio y en el sector energético (biodiesel, bioetanol, etc) (Barsanti y Gualtieri, 2006, p. 15; Gouveia, 2011, p.2; Rubianes, J, 2011, p.32)

1.1.1.1 *Chlorella* sp

Las microalgas *Chlorella* sp pertenecen a la división Chlorophyta y a la clase de las *Chlorophyceae*, habitan en medios acuáticos de agua dulce, estas tienen un tamaño aproximado de 2 a 12 μm , son de color verde y de forma elipsoidal o esférica (Infante, Angulo, Zárate, Flórez, Barrios, Zapata, 2011, p. 160)

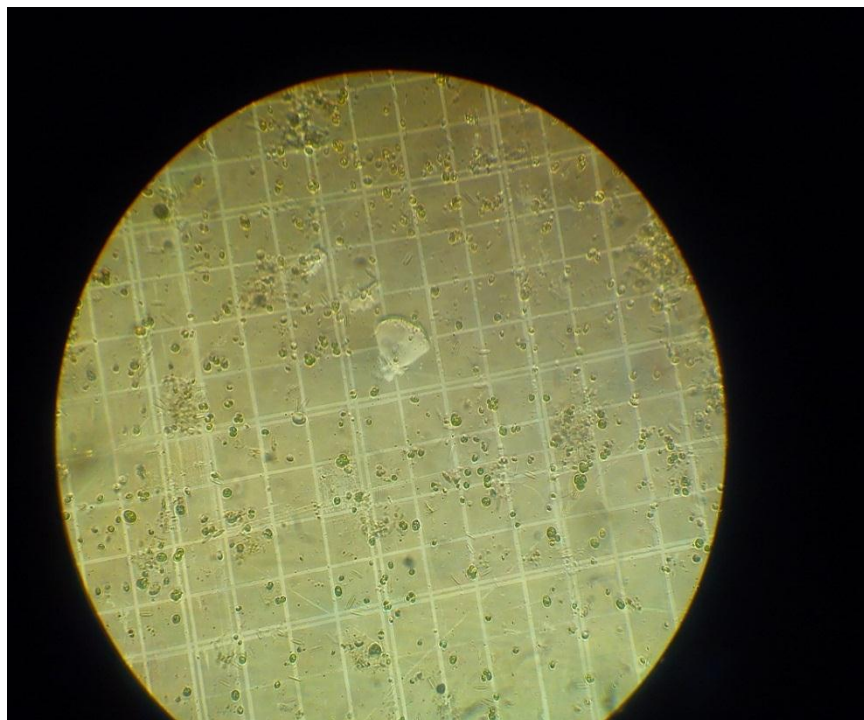


Figura 1.1. Microalgas *Chlorella* sp vista al microscopio

Dependiendo de la cantidad de carbohidratos o lípidos contenidos en las microalgas se puede obtener bioetanol o aceite, este último puede ser transformado en biodiesel mediante una reacción de transesterificación. Este género de microalgas contiene lípidos no polares como los triglicéridos que son acilgliceroles que son los que participan en la reacción de transesterificación para la producción de biodiesel (Marcos, Almazán, Palomino, 2008, p. 4)

El contenido de lípidos en porcentaje de peso seco de esta microalga está entre 10- 48% que es un porcentaje representativo considerando su tamaño y su forma de cultivo (Mata, Martins, Caetano, 2010, p.220)

La composición química de las microalgas como el contenido de lípidos, proteínas y carbohidratos dependerá de la condiciones de cultivo a las que se las exponga la biomasa por lo tanto los porcentajes presentados a continuación pueden variar (Arias, Martínez, Cañizares, 2013, p. 54; García, Jawiarczyk, González, Fernández, Acien, 2012, p.148)

Tabla 1.1. Composición fisicoquímica de la microalga *Chlorella* sp

Analito	Porcentaje en peso seco
Carbohidratos	22,5
Proteínas	56,5
Lípidos	20,9

(Rueda, 1996, p. 320)

1.1.1.2 Condiciones óptimas de desarrollo para la microalgas *Chlorella* sp

1.1.1.2.1 Salinidad

La salinidad se define como el número total de gramos de sales inorgánicas disueltas en un kg de agua, tanto en sistemas abiertos como en sistemas de cultivos cerrados la salinidad puede afectar al crecimiento y composición de las microalgas. Cada microalga tiene un rango de salinidad óptima diferente que puede aumentar durante condiciones de clima cálido por la evaporación. La salinidad puede ocasionar tres efectos en las microalgas: (Gouveia, 2011, p. 29)

- Estrés osmótico
- Estrés iónico
- Cambios en el flujo celular iónico debido a la permeabilidad iónica selectiva de la membrana

Las microalgas *Chlorella* sp se desarrollan en medios acuáticos de agua dulce por lo que puede crecer en salinidades de hasta 15 % (Mora, Moronta, Ortega, Morales, 2005, p.121)

1.1.1.2.2 Temperatura

Después del parámetro de la intensidad luminosa la temperatura es el parámetro más importante tanto en sistemas de cultivo cerrado como en el sistema abierto. La temperatura influye en las reacciones fotoquímicas, se considera a la temperatura letal cuando está por encima de los 35 °C y si la temperatura está por debajo de los 16 °C el crecimiento de los microorganismos es lento; la temperatura de óptima de crecimiento de las microalgas *Chlorella* sp está entre 25 y 30 °C (Mora et al., 2005, p. 123)

En épocas de calor la temperatura en cultivos cerrados puede incrementarse por lo que es necesario instalar un sistema de refrigeración para tener la temperatura óptima de crecimiento según la especie de microalgas que se esté cultivando (Gouveia, 2011, p. 29).

1.1.1.2.3 pH

El pH influye en la disponibilidad de nutrientes por lo que a pH altos (alrededor de 10) se da la precipitación del hidróxido férrico y fosfato férrico y a pH bajos se ocasiona daños a nivel metabólico. El monitoreo del pH es importante ya que cualquier cambio brusco afecta a la composición bioquímica, crecimiento y producción de metabolitos secundarios. El pH óptimo de la cepa *Chlorella* sp está entre 9 y 8 (Mora et al., 2005, p. 122)

1.1.1.2.4 Aireación

Con la aireación lo que se busca es que el CO₂ se difunda en todo el medio de cultivo para que así las microalgas puedan disponer de este; sin embargo este tipo de microalga no necesita más carbono que el necesario para su crecimiento, es decir que para cubrir la demanda metabólica del CO₂ se necesita que el carbono como compuesto estructural esté presente en un 50% de la biomasa

seca que es la disolución natural del CO₂ en un medio de cultivo (Sánchez, Contreras, García, Molina, 1999, p. 250)

1.1.1.2.5 Intensidad Luminosa

La intensidad de iluminación es un factor importante porque aumenta el rendimiento de la fotosíntesis, conforme aumente la profundidad del cultivo y la concentración de microorganismos la intensidad de iluminación debe incrementarse para penetrar a través del cultivo (Andersen, 2005, p. 323)

Para la microalga *Chlorella* sp se ha demostrado un crecimiento exitoso cuando la intensidad luminosa es de 58 $\mu\text{mol}/\text{quanta m}^2\text{s}$ con foto períodos de 12 horas de luz y 12 horas de oscuridad (Mora et al., 2005, p.119)

1.1.1.2.6 Medio de cultivo

Para este tipo de microalga se ha adaptado el medio de cultivo *Guillard* o F/2 que puede ser modificado de acuerdo a las condiciones de la cepa y salinidad que pueda tolerar (Stein, 1973, p. 448)

Tabla 1.2. Medio *Guillard* (1968) o F/2

Soluciones Stock	Nutrientes	
Soluciones de Macronutrientes	NaNO ₃	75 mg
	PO ₄ H ₂ Na.H ₂ O	5 mg
	SiO ₃ Na ₂ .9H ₂ O	15-30 mg
	NaHCO ₃	12 mg
Solución de metales traza	Na ₂ EDTA	4,36 mg
	Cl ₃ Fe.6H ₂ O	3,15 mg
	SO ₄ Cu.5H ₂ O	0,01 mg
	SO ₄ Zn.7H ₂ O	0,022 mg
	Cl ₂ Co.6H ₂ O	0,01mg
	Cl ₂ Mn.4H ₂ O	0,18 mg
	MoO ₄ Na ₂ .2H ₂ O	0,006 mg

Tabla 1.2. Medio *Guillard* (1968) o F/2
(continuación ...)

Soluciones de vitaminas	Cianocobalamina (B ₁₂)	0,5 mg
	Tiamina. HCl(B ₁)	0,1 mg
	Biotina (Vit. H)	0,5 mg

(Stein, 1973, p. 448)

1.1.2 SISTEMA DE CULTIVO DE MICROALGAS

1.1.2.1 Sistema Abierto

Este sistema está constituido por el sistema abierto tipo estanques abiertos circulares y el tipo raceway que está representado por un estanque horizontal y poco profundo. En este tipo de sistema la tasa de fijación de CO₂ es baja, por lo que del 20 – 50% del gas inyectado es fijado por las microalgas (Kulczycki, Vimstein, Nelson, 1981, p. 343)

Este tipo de sistema es menos costoso y se consigue una alta tasa de producción de microalgas, sin embargo una de las limitaciones que tiene este tipo de sistema es que se dificulta el crecimiento monoalgal ya que al estar expuesto al ambiente este cultivo se puede contaminar con otras especies de microalgas y el control de evaporación de agua, temperatura e iluminación se complica, además que se ocupan grandes extensiones de terreno. (Kulczycki et al., 1981, p. 343; Acuña, 2011, p. 1)

Este tipo de sistema se puede caracterizar en dos:

- Estanques abiertos de aguas naturales como por ejemplo lagos y lagunas.
- Estanques abiertos artificiales: son contenedores que tienen la forma de una pista de carrera. Este estanque tiene la forma de una pista de carreras y es poco profundo y para que las algas estén mejor expuestas a la luz solar. El flujo de las microalgas se da por medio de una rueda de paletas motorizadas y de esta forma también se las mantiene en suspensión (Acuña, 2011, p. 1)



Figura 1.2. Sistema de cultivo abierto tipo Raceway
(Wesoff, 2009, p. 16)

1.1.2.2 Sistema Cerrado

Este tipo de sistema se tiene a los fotobioreactores, este es más flexible porque se puede adecuar a las características biológicas y fisiológicas del tipo de microalga que se esté cultivando. La ventaja que tiene este sistema con respecto al sistema abierto es que se puede tener un cultivo monoalgal ya que no hay contaminación de otro tipo de microalgas, se tiene un mejor control de las condiciones de cultivo como el pH, temperatura y además en este tipo de sistema se puede producir grandes cantidades de biomasa en menos espacio de terreno, sin embargo el costo de construcción y mantenimiento es más alto que el sistema abierto (Palomino, Estrada y López, 2010, p. 152)

Los tipos de fotobioreactores son: Tubulares, horizontales, vertical, panel plano, columna vertical, columna de burbujas, levantamiento por aire tanque agitado y lecho inmovilizado

El fotobioreactor más usado para cultivo de microalgas a escala industrial es el fotobioreactor tubular el que consta de numerosos tubos transparentes, los tubos tienen un diámetro de menos de 10 cm para facilitar la penetración de la luz, para evitar que el material sedimente la velocidad en el interior de los tubos se mantiene en flujo turbulento (Acuña, 2011, p. 1)

Los principales factores que se deben controlar en los fotobiorreactores son ciclos de luz y de oscuridad, temperatura, medio de cultivo (nutrientes), ciclos de luz, aireación, mezclado, inyección de CO₂, pH (Acuña, 2011, p. 1)

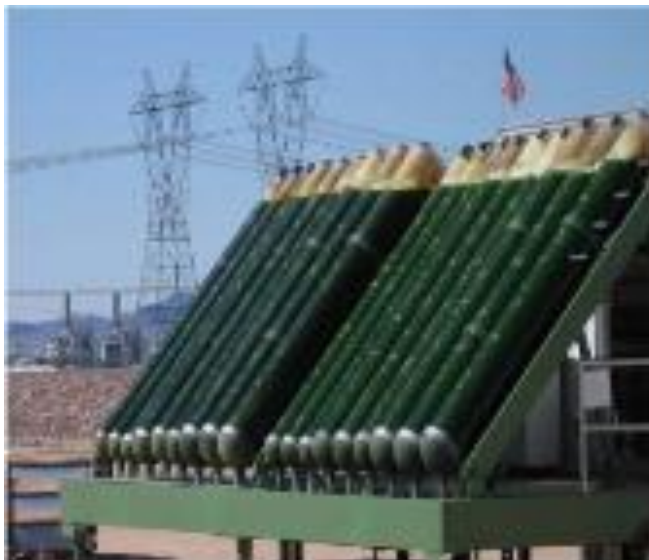


Figura 1. 3. Sistema de cultivo cerrado tipo fotobiorreactor tubular
(Fernández, 2011, p. 41)

1.1.3 MÉTODOS DE COSECHA DE MICROALGAS

El método de cosecha a aplicar depende de las características de las microalgas (densidad de partícula, tamaño) y del valor de los productos que se quiere obtener.

El proceso de recuperación de biomasa de microalgas debe ser flexible, rentable y capaz de procesar grandes volúmenes de agua. El líquido que se obtiene después de la cosecha todavía tiene nutrientes y este debe ser reciclado porque en plantas procesadoras grandes esto implicaría problemas considerables de eliminación (Sing, Isdepsky, Borowitzka y Reza, N. 2011, p. 59)

El proceso de cosecha de las microalgas representa costos significativos en la obtención de biomasa, la concentración de biomasa que se da en los cultivos es alrededor de 0,5 a 5 g/L, por lo tanto la recolección de concentrado de microalgas se hace un proceso difícil (Surendhiran, D., Vijay, M, 2013, p. 1762)

Tabla 1.3. Evaluación de los diferentes métodos de cosecha

Métodos de cosecha	Centrifugación	Floculación	Filtración	Sedimentación por gravedad	Flotación	Técnicas electrofíticas
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	Alto	Medio	Medio	Medio	Bajo
Controlabilidad	Medio	Alto	Medio	Alto	Medio	Medio
Total	15	23	17	21	11	9

(Peralta et al., 2012, p. 134)

1.1.3.1 Sedimentación por gravedad

La sedimentación es un proceso de separación de partículas sólidas en suspensión por asentamiento gravitacional, este sistema de cosecha es de bajo costo, sin embargo es demasiado lento para ser eficaz ya que las velocidades de sedimentación según se ha determinado experimentalmente están entre 0,23-0,81 cm/h, dependiendo de la densidad y el radio las células estos valores varían. Este sistema es adecuado para microalgas con tamaños superiores a 70 micras (Sing et al., 2011, p. 59; Sforza, 2012, p.113; Gaitero, Villicaña, Paredes y Bernat, 2012, p. 13)

1.1.3.2 Floculación

La floculación es un proceso en el que las partículas dispersas se aglomeran entre sí para formar partículas de mayor tamaño con una mayor velocidad de sedimentación. Las microalgas tienen una carga negativa que es lo que impide la aglomeración natural de las partículas en suspensión por lo tanto es necesario

agregar algún tipo de floculante que neutralice o reduzca esta carga para tener como resultado final la formación de flóculos (Peralta, Pardo, Canchila, Kafarov, 2012, p. 133)

La floculación se puede lograr mediante el uso de floculante inorgánicos como el sulfato de aluminio, sulfato férrico, cloruro férrico y como floculantes orgánicos se tiene el quitosano y el almidón pero el costo de estos es mayor. El floculante utilizado debe ser compatible con la necesidad de reciclar el agua que se obtiene de la cosecha. (Amin, S, 2009, p. 1835; Surendhiran et al., 2013, p. 1762)

La floculación es un método previo para los otros métodos de cosecha como la flotación, sedimentación, filtración. El sistema de floculación es aplicable ya que requiere de equipos simples de fácil operación y mantenimiento y además los costos de operación para la obtención de biomasa son relativamente bajos con respecto a los otros sistemas de cosechas, además permite el manejo de grandes volúmenes (Palomino et al., 2010, p. 153; Peralta et al., 2012, p. 133; Surendhiran et al., 2013, p. 1762)

El sistema de cosecha que presenta bajos costos es la floculación química de forma hidráulica usando sulfato de aluminio (Peralta et al., 2012, p. 133)

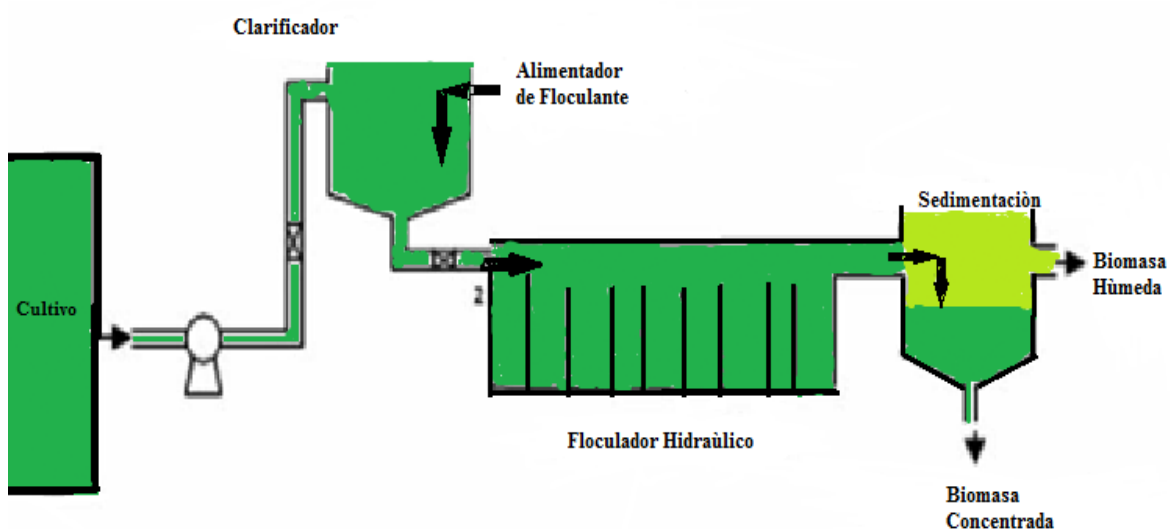


Figura 1.4 . Sistema de floculación química- hidráulica
(Peralta et al., 2012, p. 136)

1.1.3.3 Filtración

Es una técnica sencilla y consiste en tres tipos: filtración al vacío, filtración a presión, filtración a gravedad. La desventaja que presenta este sistema es la obstrucción de filtros, formación de tortas de filtración compresibles y altos costos de mantenimiento (Faifè, Otero y Delgado, 2012, p. 33; Valdivia, P, 2013, p. 1)

1.1.3.4 Centrifugación

La centrifugación como único paso para la obtención de biomasa no es viable ya que al procesar grandes volúmenes de agua se requiere de una alta aportación energética y un alto costo de capital inicial, además expone a las células a altas fuerzas gravitacionales de cizallamiento que pueden dañar la estructura celular (Sing et al., 2011, p. 59; Surendhiran y Vijay, 2013, p. 1762)

Experimentalmente se ha determinado que después de este proceso el agua de salida tiene de 0,04 a 0,07 % de sólidos suspendidos, para hacerlo factible este proceso se podría aplicar después del proceso de sedimentación (Pragya Pandey y Sahoo, 2012, p.161)

1.1.3.5 Método electrolítico

Este proceso se lleva a cabo en tres pasos:

- Electrodo de sacrificio se somete a oxidación electrolítica para generar coagulantes.
- La suspensión de partículas se desestabiliza provocando la rotura de la emulsión.

- La fase desestabilizada forma otra vez flóculos (Pragya et al., 2012, p. 163)

Este método neutraliza las cargas de las microlagas mediante el movimiento de las cargas al ánodo, la eficiencia de este método esta entre el 80- 95 %, (Gaitero et al., 2012, p. 13)

1.1.3.6 Método de electroforesis

La electroforesis es una técnica en la que se da la separación de las moléculas según la distinta movilidad de estas un campo electromagnético. La separación puede efectuarse sobre la superficie hidratada de un soporte sólido o a través de una matriz porosa (Gaitero et al., 2012, p. 13;)

El hidrógeno generado por la electrólisis del agua se adhiere a los flóculos de las microalgas arrastrándolos a la superficie para después ser recolectados. La ventaja de este método es que es versátil, seguro y selectivo, la desventaja consiste en el ensuciamiento de los cátodos y el daño del sistema por las altas temperaturas (Pragya et al., 2012, p. 163)

1.1.3.7 Flotación

La flotación es un método físico-químico que concentra partículas suspendidas en el agua, mediante la inyección de aire se separa las partículas natural o artificialmente hidrofóbicas. Este es un sistema más efectivo que la sedimentación por gravedad ya que las microalgas a procesar pueden tener tamaños de partícula inferior a 500 μm , sin embargo este sistema puede ser relativamente costoso (Gaitero et al., 2012, p. 13; Peralta et al., 2012, p. 134)

La flotación se puede dar de dos formas:

1.1.3.7.1 Flotación por aire disuelto

En este proceso la presión de la corriente de agua, pre-saturada con aire en exceso a presión ocasiona que las burbujas sean reducidas hasta un tamaño de 10 – 100 μm . Para aumentar su efectividad es necesario adicionar algún tipo de floculante para unir la biomasa dispersa, las burbujas de aire se adhieren a la biomasa y esta es arrastrada hacia la superficie del líquido (Pragya et al., 2012, p. 163)

1.1.3.7.2 Flotación por aire disperso:

Con un sistema de inyección de aire y con un agitador mecánico de alta velocidad se forman burbujas con un tamaño de 700- 1500 μm , estas burbujas interactúan con la superficie cargada negativamente de las microalgas, finalmente las partículas son arrastradas hacia la superficie del líquido. (Pragya et al., 2012, p. 163)

1.1.3.8 Ondas de ultrasonido

Mediante las ondas de ultrasonido de baja energía (20 -100 MHz) las microalgas se mueven a los nódulos de baja presión de las ondas dando como resultado la aglomeración de la biomasa, la eficiencia de este sistema es más eficiente cuando el caudal de entrada es menor. La ventaja de este método es que no provoca daños a las células y se puede operar de forma continua (Gaitero et al., 2012, p. 14; Lam y Lee, 2014, p. 271; Valdivia, 2013, p. 1)

1.2 MÉTODOS DE DISRUPCIÓN CELULAR

Dependiendo del tipo de microalga las paredes celulares serán delgadas o gruesas por lo que se emplean varios métodos de disrupción celular según el

requerimiento. La ruptura celular es necesaria para la recuperación de productos intracelulares de las microalgas tales como el aceite y el almidón (Sing et al., 2011, p. 62; Gouveia, 2011, p. 42)

1.2.1 Homogenizador de alta presión

Es un método mecánico que consiste en aplicar altas presiones que están entre valores de 2,5 – 30 MPa. La biomasa húmeda pasa por una especie de válvula aguja donde se somete a un estrés de corte rompiendo las paredes celulares y liberando el contenido intracelular (Chisti y Moo- Young, 1986, p. 195)

La presión a ejercer dependerá del tipo de microalgas, además en este tratamiento se debe controlar el número de ciclos, la temperatura a la que se llega al final del proceso (Chisti, Moo- Young, 1986, p. 196)

1.2.2 Ultrasonido

Esta técnica consiste en exponer a la biomasa húmeda de microalgas a la exposición de ondas acústicas para la destrucción de la pared celular. Se ha demostrado experimentalmente que se obtiene una fuerte destrucción celular cuando se trabaja a bajas frecuencias que cuando se trabaja con altas frecuencias, las frecuencias de trabajo están entre 19 y 300 kHz y con tiempos de aplicación de 5 a 15 min (González, Kafarov y Guzmán, 2009, p. 56; Boer, Moheimari, Borowitzka y Arabzadeh, 2012, p. 1687)

El mecanismo de ruptura celular por ultrasonido está asociado a fenómenos de cavitación, durante el proceso varias microburbujas se forman y crecen durante la fase de inicio y en la fase de compresión las burbuja se comprimen hasta un radio mínimo en el que las burbujas colapsan liberando una onda de choque violento que se propaga a través del medio, la energía se transforma en energía mecánica

en forma de ondas elásticas dando como resultado la ruptura de la pared celular (Yusuf y Murray, 1986, p. 198)

Este método genera calor durante el proceso por lo que se requiere de un sistema de enfriamiento. Experimentalmente se ha obtenido que mediante el ultrasonido y el uso combinado de solventes como el metanol y cloroformo la eficiencia de extracción de aceite aumenta. (Gouveia, 2011, p.44)

Las ventajas de este método son que la extracción de aceite se da en menos tiempo y el uso de solventes se reduce; sin embargo las limitaciones de este proceso son el alto consumo de energía y el difícil escalado a nivel industrial. (Harun, Doyle, Gopiraj, Davidson, Gareth, Forde y Danquah, 2013, p.722)

1.2.3 Molino de bolas

El principio de este método consiste en la rápida agitación de la biomasa seca concentrada en presencia de bolas, la disrupción se da por el choque de las bolas contra las células permitiendo la salida del contenido intracelular (Gouveia, 2011, p. 42; Chisti y Moo- Young, 1986, p. 199)

El sistema de configuración de molino está dada por una cámara con un eje de rotación ubicado en el centro del mismo y el eje está cargado discos. Las bolas retenidas en la cámara de molienda se aceleran en una dirección radial que crean fuerzas de alto cizallamiento. En este proceso se tiene que considerar la velocidad de agitación, la concentración de la suspensión de biomasa, la velocidad de flujo, el tamaño, el material de las bolas y el tamaño de las células a procesar (Gouveia, 2011, p. 43)

1.2.4 Microondas

Mediante las ondas electromagnéticas generadas por el microondas se crea una fricción entre las moléculas que componen la microalga como los lípidos y las

proteínas, esta fricción genera calor provocando que el agua contenida en las paredes celulares se evapore provocando que las paredes celulares se debiliten, seguido de una combinación solventes la extracción de lípidos es mayor (González, et al., 2009, p. 55)

La selección del solvente es un punto clave ya que las ondas electromagnéticas del microondas son efectivas en materiales que tienen altas propiedades dieléctricas. El calentamiento de un material dieléctrico en presencia de un campo electromagnético se basa en la fricción intermolecular de la conducción iónica y la rotación dipolar. Como solvente para la extracción de lípidos se usa hexano, isopropanol, metanol, etanol y acetona (Gude, Patil, Martinez, Deng y Nirmalakhandan, 2013, p. 8)

Este método se lo puede hacer tanto en húmedo como en seco, este sistema de extracción se ha probado para la extracción de aceite de soya, salvado de arroz obteniéndose una recuperación del 95 % de aceite. (Mercer y Armenta, 2011, p. 539; Gude et al., 2013, 9)

1.2.5 Método de extracción en un solo paso

Este método es una patente de ORIGIN OIL, esta técnica procesa las microalgas en húmedo con la ventaja de que no hay necesidad de cosecharlas es decir desde el estanque de cultivo donde se encuentren las microalgas son bombeadas a un tanque donde se da la separación del aceite y la biomasa. Esto se logra mediante la inyección de CO₂ y la aplicación de campos electromagnéticos en la tubería por donde circulan las microalgas. La intensidad del campo electromagnético y el tiempo aplicación dependerán del tipo de cepa de microalga a procesar (Ondrey, 2009, p. 12)

1.2.6 Métodos químicos

El método químico es un método no mecánico porque la extracción de aceite se lo hace mediante el uso de solventes, en este método la biomasa puede encontrarse totalmente seca o parcialmente húmeda; sin embargo al procesar biomasa seca el rendimiento de aceite obtenido es más alto (González et al., 2009, p. 54)

Los solventes que se pueden usar son el benceno, ciclohexano, hexano, acetona, cloroformo pero entre los más usados están el hexano y el etanol, combinados pueden extraer hasta el 98% de lípidos contenidos en la biomasa; sin embargo la selectividad del etanol es baja por lo que en el aceite extraído también pueden aparecer componentes como azúcares, pigmentos y aminoácidos (Mercer y Armenta, 2011, p. 541; González et al., 2009, p.54)

Dentro de este tipo de extracción se tienen los métodos:

1.2.6.1 El Método de Folch y el método de Bligh & Dyer

En el método de Folch la extracción es realizada por solventes como el cloroformo en combinación del metanol en una relación 2:1 respectivamente, con este método se extrae los lípidos polares y no polares ya que mediante el solvente apolar se disuelven los lípidos neutros y con el solvente relativamente polar se disuelven los lípidos polares (González et al., 2009, p.54; LeBlanc, 2011, p. 4-9)

El método de Bligh & Dyer es la modificación del anterior y consiste en la homogenización a alta velocidad de la biomasa con una mezcla de metanol cloroformo en una relación 2:1, seguido se agrega una parte de cloroformo y después se agrega una parte de agua para finalmente filtrar y centrifugar y evaporar el cloroformo. Este método se utiliza como complemento de los métodos de destrucción mecánica o de autoclavado (González et al., 2009, p.54)

1.2.6.2 Método de extracción por soxhlet

En este método se usan varios solventes como el éter de petróleo, hexano, la mezcla de diclorometano y hexano, la combinación de diclorometano y metanol, siendo el último, eficiente para la recuperación lípidos neutrales. La ventaja de este método es que puede ser llevado a escala industrial (González et al., 2009, p.55)

Una de las principales desventajas del método químico es que al usar solventes lo hace un método no amigable con el medio ambiente, además de que se requiere de grandes volúmenes y la recuperación del mismo es costosa (Harun et al., 2013, p. 722)

1.2.7 Extracción de aceite mediante fluidos supercríticos

Es llamado fluido supercrítico al fluido que se encuentra a condiciones de presión y temperatura superiores a su punto crítico, a estas condiciones el fluido supercrítico tiene propiedades especiales como baja viscosidad, la densidad de un líquido (0,1 a 1 g/ml) y alta difusividad relativa lo que permite penetrar fácilmente los sólidos por lo que le hace a la extracción rápida (Castro, Valcárcel y Tena, 1993, p.47; González et al., 2009, p.55)

La técnica con fluidos supercríticos es un método reciente con el que se puede simultáneamente extraer y convertir los aceites en biocombustibles. La extracción de aceite a partir de microalgas con este método ha demostrado ser un método eficiente y ha ganado aceptación ya que en el proceso no interviene ninguna sustancia química tóxica (Gouveia, 2011, p.18; Mercer y Armenta, 2011, p. 543)

La extracción mediante fluidos supercríticos (SFE) donde el más empleado es el CO₂ por su baja toxicidad y costo, la extracción mediante fluidos supercríticos (SWE) se utiliza agua subcrítica se emplea agua a condiciones de temperatura entre 100 y 372 °C y presiones entre 10 y 60 bares, este método tiene la ventaja de ser amigable con el medio ambiente y la eficiencia de extracción es alta

cuando se emplea en muestras sólidas (González et al., 2011, p.56; Mercer y Armenta, 2011, p. 539-543)

1.2.8 Autoclavado

Este método se parece a la técnica que se aplica con fluidos supercríticos (SWE) y consiste en someter a la biomasa húmeda a condiciones de presión elevadas y altas temperatura del agua. Este método es considerado como un pre tratamiento ya que posteriormente se debe adicionar solventes para tener una mejor eficiencia de extracción. Se ha realizado pruebas donde las condiciones de autoclavado varían entre 300 °C, 100 MPa y tiempos de operación entre 5 y 60 min (González, et al., 2009, p. 56)

1.2.9 Extracción de aceite con pulsos eléctricos (PEF)

El método (PEF) es una técnica usada en la industria de alimentos ya que se ha demostrado que puede ser eficaz para la inactivación de microorganismos. Con un fuerte campo eléctrico se da la electroporación de las células liberando el contenido intracelular e incluso afecta la integridad estructural de las mismas (Boer et al., 2012, p. 1686; Vorobiev y Lebovka, 2006, p. 153)

En el procesamiento PEF la sustancia se coloca en medio de dos electrodos con los que se aplicará un campo eléctrico entre 500- 1000 V/cm con intervalos de tiempos de 10^{-4} y 10^{-2} segundos (Vorobiev y Lebovka, 2006, p. 153)

El tratamiento PEF ha sido utilizado en aplicaciones como la extracción de aceite de colza, recuperación de aceite de origen vegetal como el maíz, aceitunas y soya, siendo una tecnología relativamente nueva y que también puede ser optimizada (Mercer y Armenta, 2011, p. 547)

La eficacia del tratamiento PEF y la intensidad de los pulsos eléctricos tanto como el tiempo de aplicación dependen del tipo de materia prima, tratamiento previo (como por ejemplo pre tratamiento osmótico). La humedad con la que puede entrar la biomasa es alrededor del 15 al 25 % (Boer et al., 2012, p. 1687; Vorobiev y Lebovka, 2006, p. 153)

1.2.10 Método enzimático

Esta técnica es un método no mecánico que mediante el uso de enzimas se degrada la pared celular permitiendo la salida del aceite contenido en las células, para la degradación de las paredes celulares en microlagas se ha demostrado que las enzimas celulasa y lipasa ofrecen buenos resultados. Las ventajas de este método es que no afecta las características del aceite obtenido y que las enzimas son altamente selectivas que lo hace favorable cuando se desea obtener un producto específico; sin embargo el costo de tratamiento con enzimas es alto incluso se considera más costoso que el método por extracción con solvente y su aplicación a gran escala es limitada. (Mercer y Armenta, 2011, p. 545; Sander y Murthy, 2009, p. 3, 10)

La actividad enzimática está influenciada por el tipo de enzima, las concentraciones y razones de los reactantes, la composición de los aceites y contenido inicial del agua, también es muy importante determinar la composición de las células para poder elegir la enzima más adecuada con el fin de obtener un mejor rendimiento de extracción. (González et al., 2009, p. 56; Mercer y Armenta, 2011, p. 545)

1.2.11 Shock osmótico

El método de shock osmótico consiste en la reducción brusca de la presión osmótica, por ósmosis el agua ingresa a la célula incrementando la presión interna lo que provoca la ruptura de las paredes celulares liberando el aceite contenido (González et al., 2009 p. 56)

El estrés osmótico es causado cuando se somete a las células a un choque hipertónico o un choque hipotónico. Cuando microalgas de agua dulce son expuestas a una solución salina se tiene choque hipertónico y cuando microalgas de medio salino son expuestas a un medio de agua dulce es llamado choque hipotónico (Boer et al., 2012, p. 1686)

En una patente se describe que para aumentar la extracción de aceite a las células son sometidas a choques hipertónicos e hipotónicos consecutivamente. Para el choque hipertónico se puede usar soluciones de cloruro de sodio o sorbitol (Boer et al., 2012, p. 1686; Yoo, Park, Kim, Choi y Yang, 2012, p. 720)

1.2.11.1 Extracción de aceite a partir de biomasa seca mediante shock osmótico

Se ha hecho pruebas donde el shock osmótico se logra exponiendo a la biomasa seca a una solución al 10 % de cloruro de sodio a una agitación suave por 48 horas. Los resultados de este método en comparación al método de extracción por microondas, ultrasonido, molino de bolas es baja (Lee, Yoo, Jun, Ahn, Oh, 2010, p. 575-576)

1.2.11.2 Extracción de aceite a partir de biomasa húmeda mediante shock osmótico

La extracción de aceite a partir de biomasa húmeda es expuesta a soluciones de sorbitol o NaCl y como complemento se adiciona solventes. Como solventes se usa Hexano y Metanol en una relación de 7:3 respectivamente, la mezcla es agitada hasta causar la disrupción de las paredes celulares (Yoo et al., 2012, p. 718)

Este método se ha aplicado en microalgas normales y en microalgas que han sido modificadas genéticamente para que las paredes sean más delgadas y de esta forma facilitar el rompimiento de las paredes. Las microalgas mutadas

genéticamente presentan mejores rendimientos de extracción de aceite (Yoo et al., 2012, p. 720)

1.3 APLICACIONES DEL ACEITE DE MICROALGAS

La principal aplicación que se le da al aceite a partir de microalgas es la obtención de biodiesel. El interés de la producción de biodiesel a partir del aceite de microalgas es por su alto contenido de lípidos en algunas especies y los triglicéridos no polares que son los que intervienen en la producción de biodiesel, para esta reacción se prefiere ácidos grasos mono insaturados o saturados en el intervalo de C₁₆-C₂₀ ya que son ideales para la producción de biodiesel, además las microalgas tienen ventajas sobre las otras plantas oleaginosas como: (Arias, Martínez, Cañizares, 2013, p. 46-48; Mata et al., 2010, p. 221)

- Mayor eficiencia fotosintética: convierte entre el 3 y el 8 % de la energía en biomasa.
- Tasa de crecimiento elevada (incremento de la biomasa en aproximadamente 24 horas)
- Períodos de cosecha cortos
- Mayor cantidad de producción de biomasa y aceite por hectárea que cualquier otra planta oleaginosa como la palma, soya, cáñamo, ricino, camelina, girasol coco, piñón y colza.
- Fácil cultivo
- Fijan grandes cantidades de CO₂ , aproximadamente 1,7 kg CO₂/kg de biomasa seca

Tabla 1.4. Comparación entre microalgas y otras fuentes de aceite para la producción de biodiesel

Tipo de planta	Contenido de aceite(%/ en peso seco)	Rendimiento de aceite (L/ha año)	Terreno ocupado (m ² año/ kg biodiesel)	Producción de biodiesel (kg/ ha año)
Maíz	44	172	66	152
Cáñamo	33	363	31	321
Soya	18	636	18	562
Piñón	28	741	15	656
Camelina	42	915	12	809
Colza	41	974	12	862
Girasol	40	1070	11	946
Ricino	48	1307	9	1156
Palma	36	5366	2	4747
Microalga con bajo contenido de aceite	30	58700	0,2	51927
Microalga contenido medio de aceite	50	97800	0,1	86515
Microalga con alto contenido de aceite	70	136900	0,1	121104

(Mata et al., 2010, p. 221)

Tabla 1.5. Caracterización del aceite de microalgas

	<i>Chlorella Vulgaris</i>	<i>Dunaliella Tertiolecta</i>
Índice de peróxido	2,5	2
Índice de acidez (AGL)	1,9	0,99
Índice de yodo (Wijs)	62	58
Índice de saponificación	94	90
Equivalente de saponificación	865,9	884,2
Índice de refracción	1,459	1,459
Densidad (20 °C)	0,8912	0,89

(Alvear, Castillo, Henao, Marimón y Tejada, 2009, p. 4)

Tabla 1.6. Perfil Lipídico del aceite de microalgas a partir de *Chlorella* sp

Ácidos grasos	Composición en %
Saturados	48,9
Monoinsaturados	20,9
Poliinsaturados	23,7
Ácidos grasos Trans	4,9
Omega 3	5
Omega 6	12,5
Linoléico	2,3

(Makareviciene, Andruleviciute, Skorupskaite y Kasperoviene, 2011. p. 25)

Desde el principio de los años 70 se ha dado varias crisis energéticas con las fuentes de energía de origen fósil lo que ha obligado a la comunidad científica a buscar fuentes alternativas de energía. Todos los vehículos industriales utilizados para la agricultura, el transporte y el comercio usan diesel por tal motivo el biodiesel se ha convertido en uno de los más importantes biocombustibles. En la última década la industria del biodiesel se ha incrementado en todo el mundo como en los Estados Unidos, Indonesia, Canadá, Malasia, Alemania, Francia Tailandia (Gouveia, 2011, p. 9; Fernández, Montoya, Millán y Badillo, 2012, p. 104; Veillete, Chamoumi, Nikiema, Faucheux y Heitz, 2012, p. 245)

El biodiesel es un combustible limpio que tiene propiedades similares al diesel lo que lo hace compatible, por lo tanto puede reemplazarlo o ser mezclado con el mismo (Gouveia, 2011, p. 6)

Tabla 1.7. Comparación entre el biodiesel a partir de aceite de microalgas, diésel fuel y las normas ASTM para el diésel

Propiedades	Biodiesel a partir de aceite de microalgas	Diesel fuel	Normas ASTM para el biodiesel
Densidad (kg L ⁻¹)	0,864	0,838	0,86-0,90
Viscosidad (cSt a 40 °C)	5,2	1,9- 4,1	3,5-5
Punto de inflamación °C	115	75	100
Punto de solidificación °C	-12	-50 a 10	-
Punto de obstrucción filtro frio	-11	-3 (Máximo - 6,7)	Verano máximo 0, invierno máximo < 15
Índice de acidez(mg KOH g ⁻¹)	0,374	Máximo 0,5	Máximo 0,5
Calor específico (MJ kg ⁻¹)	41	40-45	-
Fracción H/C	1,81	1,81	-

(Gouveia, 2011, p. 9)

La transformación de aceite a biodiesel se la puede realizar mediante la micro-emulsión, pirolisis y la transesterificación siendo la última la más usada. Utilizando lípidos de microalgas se obtiene un rendimiento del 68 % (Pragya et al., 2012, 165; Sing et al., 2011, p. 63)

2. PARTE EXPERIMENTAL

Con el propósito de estudiar la eficiencia de extracción de aceite a partir de biomasa húmeda mediante shock osmótico, se procedió a incrementar el cultivo disponible de las microalgas *Chlorella* sp.

Finalizado el cultivo, el concentrado de microalgas se obtuvo mediante el proceso de centrifugación en el que se hizo varias pruebas experimentales para determinar la mejor condición de operación. Obtenido el concentrado húmedo de microalgas, estas se sometieron a un proceso de shock osmótico, en este proceso se varió las concentraciones de cloruro de sodio con 10, 30 y 60% y con un tiempo de operación de 4 y 8 h. La mezcla de solventes y biomasa húmeda se mantuvo constante en una relación 2:1 v/v respectivamente, los solventes están constituidos por una mezcla de hexano y metanol en una relación 7:3 v/v respectivamente, el metanol añadido tiene una concentración 30 % en volumen.

Finalmente los mejores resultados obtenidos experimentalmente se utilizaron para determinar el proceso de extracción de aceite a partir de biomasa húmeda. Con los datos anteriores se pasó a diseñar una planta de extracción de aceite de 100 L diarios de capacidad. El diseño de la planta contó con el detalle de los equipos, distribución de áreas y evaluación económica y demás aspectos necesarios para la instalación de una planta de este tipo. En la Figura 2.1 se presenta un diagrama de la metodología seguida.

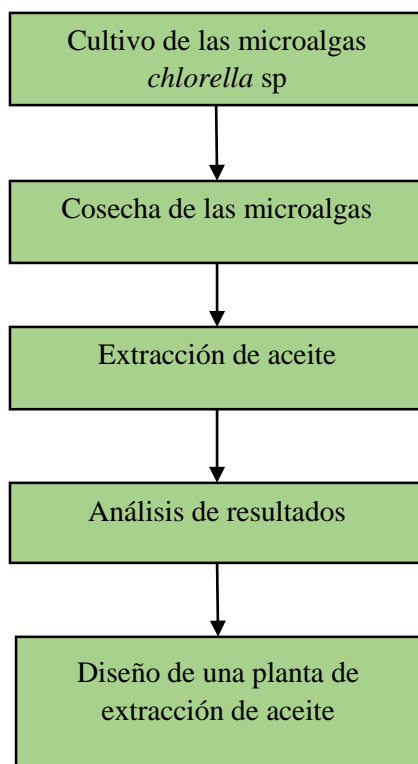


Figura 2.1. Diagrama general de la metodología seguida en el proyecto

2.1. CARACTERIZACIÓN FÍSICOQUÍMICA DE LAS MICROALGAS *Chlorella* sp

Para la caracterización físico-química de las microalgas se realizaron pasos previos que van desde el cultivo de microalgas, obtención del concentrado y secado

El inóculo de las microalgas *Chlorella* sp se cultivaron en bidones plásticos de 20 L en una relación 3:1 de cultivo de microalgas y agua respectivamente, el medio de cultivo *Guillard* (75 mg de NaNO_3 , 12 mg de NaHCO_3 y 5 mg de $\text{PO}_4\text{H}_2\text{Na.H}_2\text{O}$) se preparó en 1 L de agua destilada y se suministró semanalmente en una dosis de 5 mL por cada 10 L. Los bidones fueron expuestos a un lugar con luz directa al sol, mediante un calefactor (Homebasix, PTC-700, 1500 W) se mantuvo el cultivo a una temperatura

aproximada de 25 °C con aireación por 4 horas diarias y el pH se conservó en un rango entre 8 y 11.

El tiempo en el que el cultivo llegó a su estado estacionario se determinó mediante la curva de crecimiento celular que se presenta en el Anexo I

Se tomó 1 L del cultivo de microalgas previamente homogenizadas y mediante la cámara de Neubauer se realizó un conteo celular en el que se determinó la densidad celular inicial, posteriormente las pruebas de obtención de concentrado de microalgas fueron realizadas en una centrifuga (Precision Universal centrifuge, 3000 rpm) a 1000 y 2000 rpm durante 5, 10 y 15 min, cada uno de estas experimentaciones fue efectuada 3 veces y terminada la centrifugación se procedió a determinar la densidad celular final mediante el conteo de microorganismos en el agua residual que sale del proceso. La densidad celular calculó mediante la Ecuación [2.1]

$$\text{N}^{\circ} \text{ de células} = \frac{\text{N}^{\circ} \text{ total de células contadas}}{\text{N}^{\circ} \text{ de cuadros contados de } 0,04 \text{ mm}^2} \times 100 \quad [2.1]$$

La eficiencia de este proceso se determinó mediante la Ecuación [2.2] y los resultados se presentan en el Anexo II

$$\text{Eficiencia \%} = \frac{\text{N}^{\circ} \text{ de células inicial} - \text{N}^{\circ} \text{ de células final}}{\text{N}^{\circ} \text{ de células inicial}} \times 100 \quad [2.2]$$

Donde:

N^o células final: es la densidad celular del agua que se separa después del proceso de centrifugación.

La mejor condición de operación para la obtención de concentrado de microalgas se determinó mediante el análisis estadístico Anova expuesto en el Anexo II y los resultados finales se presentan en la tabla 3.1

2.1.1. Determinación de humedad

Para la determinación de humedad de las microalgas inicialmente se pesó el concentrado húmedo de microalgas, posteriormente la biomasa húmeda se sometió a un proceso de secado mediante la estufa (Cemco, 1000 W, temperatura máxima 250 °C) a una temperatura de 50 °C hasta peso constante en una balanza analítica (ADAM PW 124, con apreciación de 0,0001 g). El porcentaje de humedad de las microalgas *Chlorella* sp se calculó mediante la Ecuación [2.3] y los resultados obtenidos se presentan en el Anexo III

$$\% \text{ Humedad} = \frac{\text{Masa inicial [g]} - \text{Masa final [g]}}{\text{Masa inicial [g]}} \times 100 \quad [2.3]$$

2.1.2. Determinación de proteínas

La determinación de proteínas contenidas en las microalgas *Chlorella* sp fue realizada por el Departamento de Ciencias de Alimentos y Biotecnología de la EPN, la cuantificación de los proteínas se efectuó mediante la norma AOAC 2001,11. Los resultados de los análisis se presentan en el Anexo IV y el resumen de los mismos se presentan en la tabla 3.2

2.1.3. Determinación de cenizas

La determinación de cenizas en las microalgas *Chlorella* sp fue realizada por el Departamento de Ciencias de Alimentos y Biotecnología (DECAB) de la EPN, la cuantificación de las cenizas se efectuó mediante la norma AOAC 930,05, los resultados de los análisis se presentan en el Anexo IV y el resumen de los mismos se presentan en la tabla 3.2

2.1.4. Determinación del contenido de lípidos

El contenido de lípidos presente en las microalgas *Chlorella* sp fue realizada por el Laboratorio de alimentos de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Central del Ecuador, este análisis se efectuó mediante la norma AOAC 991,36, los resultados obtenidos se presentan en el Anexo V y el resumen del mismo se presentan en la tabla 3.2

2.2. EVALUACIÓN DEL EFECTO DE LA CONCENTRACIÓN DE CLORURO DE SODIO Y EL TIEMPO EN LA EXTRACCIÓN EN HÚMEDO DE ACEITE DE MICROALGAS *Chlorella* sp POR SHOCK OSMÓTICO

Para cada experimento se tomaron 40 g de concentrado de biomasa húmeda y se añadió cloruro de sodio a tal forma de tener concentraciones de 10%, 30% y 60% en peso, a estas suspensiones de microalgas se les adicionó una mezcla de solventes en una relación 1:2 v/v respectivamente. La mezcla de solventes hexano y metanol se agregaron en una relación 7:3 v/v, el metanol añadido tiene una concentración 30 % en volumen. Finalmente la suspensión de la biomasa y solventes fueron expuestos a un tratamiento de 4 y 8 h a una temperatura de 40 °C y a una agitación de 250 rpm. Los reactivos empleados para el estudio del efecto del shock osmótico para la extracción de aceite fueron de grado técnico

Concluido el tiempo de tratamiento, las fases formadas durante el proceso anterior fueron separadas mediante una centrifuga a 1500 rpm por 10 min. La fase superior compuesta por hexano y aceite se sometió a una separación por evaporación en un rotavapor quedando como producto final el aceite cuyo peso se determinó para verificar la eficiencia de extracción de aceite por este método.

El porcentaje de aceite extraído en cada experimento se calculó mediante la Ecuación [2.4] y sus resultados se presentan en el Anexo VI

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{\text{Masa de aceite extraída experimentalmente [g]}}{\text{Masa de aceite contenida en la biomasa seca [g]}} \times 10 \quad [2.4]$$

Para determinar la mejor condición de operación para la extracción de aceite en húmedo por shock osmótico de acuerdo con la concentración de cloruro de sodio y en el tiempo de extracción se realizó el análisis estadístico Anova expuesto en el Anexo VII. Los resultados del porcentaje de extracción de aceite al tiempo de 4 y 8 horas se presentan en las tablas 3.3 y 3.4 respectivamente

2.3. CARACTERIZACIÓN DEL ACEITE OBTENIDO MEDIANTE LAS NORMAS AOAC, AOCS E INEN

Para la caracterización del aceite, con las mejores condiciones de operación que presentó este estudio (las condiciones de operación se indican en el acápite 3.2), se determinó el perfil de ácidos grasos, índice de peróxido, índice de acidez, índice de yodo, índice de saponificación y el índice de refracción mediante las normas AOAC 991,36, AOAC 965,33, INEN 38, AOAC 993,20, AOAC 920,160, AOAC 921,08 respectivamente.

El perfil de ácidos grasos fue realizado por el Laboratorio de Alimentos de la Facultad de Ciencia Químicas de la Universidad Central del Ecuador, los resultados obtenidos se presentan en el Anexo VIII y el resumen en la tabla 3.7, los demás análisis indicados anteriormente fueron realizados por el por el Departamento de Ciencias de Alimentos y Biotecnología (DECAB) de la EPN cuyos resultados se muestran en el Anexo IX y el resumen de los mismos se presentan en la tabla 3.6

2.4. DISEÑO DE UNA PLANTA DE EXTRACCIÓN DE ACEITE A PARTIR DE MICROALGAS *Chlorella sp*

Con las mejores condiciones de operación obtenidas a nivel de laboratorio se procedió a diseñar una planta para una producción de 100 L de aceite a partir de microalgas *Chlorella sp*

Con los datos disponibles se elaboró el balance de masa que permitió dimensionar la capacidad de la planta y determinar la cantidad de reactivos a utilizar para su funcionamiento, con los datos obtenidos se realizó un diagrama de bloques y diagramas de flujo para representar el proceso.

El flujo de proceso (PFD) fue la base para estimar los equipos necesarios y determinar las especificaciones de los mismos. Además en este diagrama PFD se incluyó la guía para la descripción de la planta con los nombres de identificación de los equipos en forma sistemática y se representaron los flujos másicos de las corrientes que interviene en el proceso.

Para complementar el diagrama PFD fue necesario construir un diagrama de instrumentación y tuberías (PID) para señalar las especificaciones de las tuberías que son necesarias para transportar las corrientes del proceso tales como el diámetro, el material, junto con dispositivos como válvulas y bombas que permitan el transporte de las corrientes mencionadas. En este diagrama también van incluidas las temperaturas y presión en cada tubería. El control automático que tiene la planta consta en el reactor y en el evaporador tipo marmita ya que ambos utilizan vapor como medio de calentamiento

2.5. EVALUACIÓN PRELIMINAR DEL COSTO DE PRODUCCIÓN POR LITRO DE ACEITE OBTENIDO

La estimación de la inversión necesaria para la planta de extracción de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp se realizó con los datos de inversión de los equipos y sobre esta inversión se aplican factores que permiten establecer costos directos e indirectos. La evaluación económica preliminar a emplear es de gran aplicación (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 182-184)

Una vez establecidos los requerimientos de la planta se procedió a estimar su inversión. Los precios de los equipos como tanques de almacenamiento y el reactor fueron estimados de acuerdo al número de planchas, tipo de material, espesor y mano de obra requerida, para el costo del caldero se aplica una estimación de su valor actual en el mercado. La estimación de los costos de los condensadores tanto el vertical como horizontal son obtenidos mediante el método propuesto por (Jiménez, G, 2003, p. 41-42)

A partir de la inversión en equipos se calculó la inversión fija de capital siguiendo el método de factores para obtener costos directos e indirectos.

Los costos de producción se dividen en dos categorías:

- La primera hace referencia a la materia prima, en este caso la materia prima se considera a los solventes que intervienen en el proceso, el cloruro de sodio y el concentrado de microalgas cuyo costo se estima tomando en cuenta el precio de cultivo en fotobiorreactores más la estimación del costo de cosecha por floculación química- hidráulica.
- La segunda hace referencia a la mano de obra y servicios industriales requeridos para el funcionamiento de la planta

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. CARACTERIZACIÓN FÍSICOQUÍMICA DE LAS MICROALGAS *Chlorella* sp

Una vez que las microalgas llegaron al estado de crecimiento estacionario en un tiempo de 12 días como se muestra en el Anexo I se obtuvo el concentrado de microalgas mediante pruebas experimentales como se explica en el acápite 2.1, los resultados experimentales y el programa Anova se muestran en el Anexo II y los resultados finales se presenta en la tabla 3.1

Tabla 3. 1. Eficiencia del proceso de centrifugación a 1000 y 2000 rpm a diferentes tiempos

Revoluciones (rpm)	Tiempo (min)	Eficiencia %
1000	5	47,67
	10	61,34
	15	83,23
2000	5	92,95
	10	97,04
	15	99,08

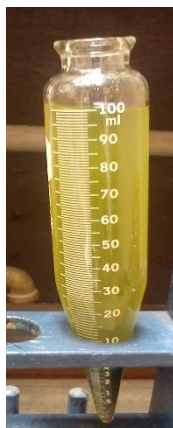
De acuerdo con los resultados que se muestran en la tabla 3.1 cuando se trabaja a 2000 rpm el concentrado de microalgas que se obtiene es mayor debido a que las partículas se sedimentan en un índice que es proporcional a la fuerza centrífuga aplicada.

En la figura 3.1 se indican las fotografías del concentrado de microalgas antes y después del proceso de centrifugación en diferentes tiempos y velocidades.

Biomasa inicial



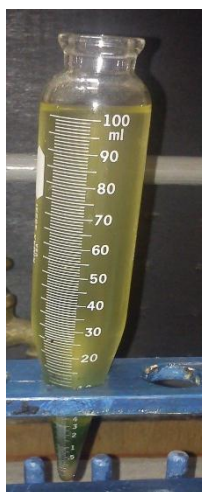
1000 rpm, 5 min



1000 rpm, 10 min



1000 rpm, 15 min



2000 rpm, 5 min



2000 rpm, 10 min



2000 rpm, 15 min



Figura 3.1. Fotografías del concentrado de microalgas antes y después del proceso de centrifugación

En las fotografías de la figura 3.1 se observa que antes del proceso de centrifugación la biomasa es homogénea y después de la centrifugación se forman dos fases, la fase que ha sedimentado y la fase sobrenadante. La fase de sedimentado es la fase de interés, ya que, este concentrado se utilizó para poder caracterizar a este tipo de microalgas y también a partir de este concentrado se extrajo el aceite que posteriormente fue caracterizado. La fase sobrenadante contiene partículas suspendidas y se observa que conforme aumenta la fuerza centrífuga y el tiempo las partículas suspendidas en esta fase es menor ya que la fase sobrenadante a los 2000 rpm es más clara que a los 1000 rpm.

La mejor condición de operación para la obtención de concentrado de microalgas se determinó mediante el programa ANOVA y se consideró un nivel de confianza del 95 %, los resultados de los análisis se muestra en el Anexo II

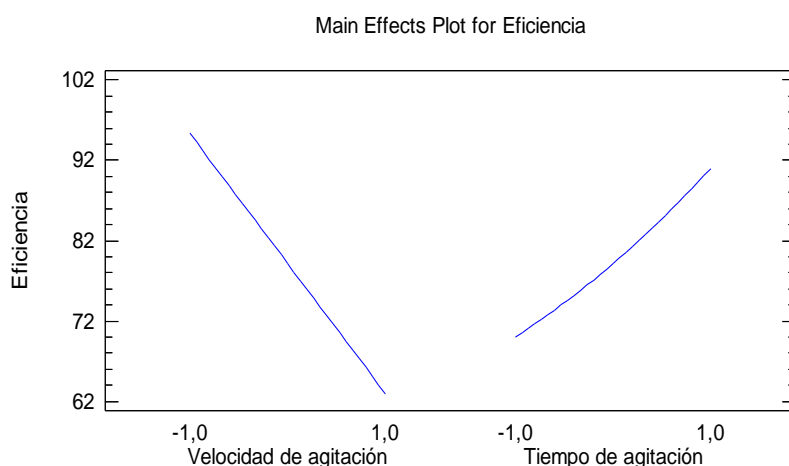


Figura 3.2. Efectos principales sobre la obtención de concentrado de microalgas

Este gráfico muestra que la eficiencia de obtención de concentrado es directamente proporcional a la velocidad y tiempo de agitación

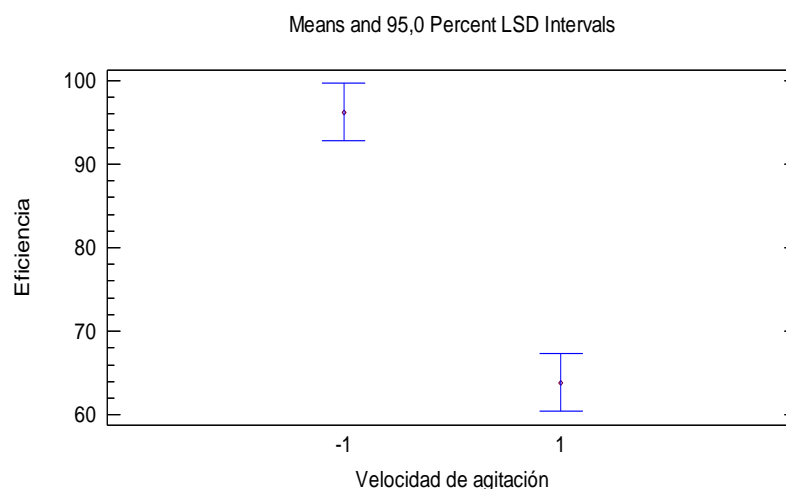


Figura 3.3. Efecto de la velocidad de agitación en la eficiencia de obtención de concentrado

En la figura 3.3 el valor de 1 que se encuentra en el eje de las abscisas representa la velocidad de centrifugación de 1000 rpm y el valor de -1 representa la velocidad de centrifugación de 2000 rpm, este gráfico muestra que las regiones conformadas por las medidas de los dos niveles no se traslapan, es decir cada nivel tiene un rendimiento determinado por lo tanto la velocidad de centrifugación es un factor influyente en la obtención de concentrado obteniéndose mayor eficiencia cuando la velocidad es alta.

En el grafico 3.1 se observa que a mayores velocidades el agua remanente contiene menor cantidad de sólidos suspendidos y el concentrado obtenido en el fondo es más compacto es decir el peso de concentrado corresponderá a las microalgas, además la densidad celular que se obtiene en los cultivo es de apenas 5 g/L por lo que no es conveniente desaprovechar la cantidad de concentrado de algas por mínima que sea, por lo tanto para la obtención de concentrado de microalgas se realizó a 2000 rpm a un tiempo de 15 min.

Con el concentrado de microalgas obtenido a las condiciones expuestas anteriormente se determinó el contenido de humedad mediante el procedimiento explicado en el acápite 2.1, en esta sección se determinó la composición físico-química de las microalgas *Chlorella* sp y experimentalmente se determinó que la

humedad contenida en esta microalga corresponde al 90,13 % que es un valor cercano al que se establece en Rubianes, (2011)

Tabla 3.2. Composición fisicoquímica de la microalga *Chlorella* sp

Analito	% en peso seco
Lípidos	40,07
Proteínas	14,90
Cenizas	18,90

De acuerdo con los resultados presentados en la tabla 3.2 el contenido de lípidos en este tipo de microalga es del 40,07 %, cuyo valor está dentro del rango que puede tener esta cepa como se expone en Mata et al., (2010)

El contenido de lípidos es de principal importancia en este estudio porque entre más lípidos contenga la microalga más aceite se puede extraer del mismo y este aceite posteriormente puede ser transformado en biodiesel, sin embargo el contenido de lípidos podría aumentar si se hacen modificaciones en las condiciones de cultivo tal como se explica en Arias et al., (2013).

La siguiente composición que le sigue al contenido de lípidos es el contenido de proteínas con un valor del 14,90 %, una vez extraído los lípidos las proteínas quedan en el residuo, con un tratamiento al residuo las proteínas pueden ser transformadas en alimento para animales, otro compuesto contenido en las microalgas son los carbohidratos que no se muestra en la tabla 3.2, sin embargo su valor corresponde al 100 % menos el contenido de lípidos, cenizas y proteínas, los carbohidratos pueden ser transformado en bioetanol como se expone en García et al., (2012), y de esta forma se puede aprovechar al máximo todo el contenido en las microalgas.

Los resultados obtenidos de la composición fisicoquímica de las microalgas *Chlorella* sp presentados en la tabla 3.2 son propios de este estudio, es decir estos resultados pueden ser similares o cercanos a los de bibliografía ya que su

composición físico-química depende estrictamente de la condición de cultivo que se haga

3.2. EVALUACIÓN DEL EFECTO DE LA CONCENTRACIÓN DE CLORURO DE SODIO Y EL TIEMPO EN LA EXTRACCIÓN EN HÚMEDO DE ACEITE DE MICROALGAS *Chlorella* sp POR SHOCK OSMÓTICO.

En esta sección se evalúa el efecto de la concentración de cloruro de sodio y el tiempo de extracción en húmedo de aceite de microalgas *Chlorella* sp por shock osmótico comparando los rendimientos de extracción de aceite obtenidos para cada caso, los resultados obtenidos en este estudio se muestran en el Anexo VII

La extracción de aceite a partir de la biomasa húmeda de microalgas se realizó usando cloruro de sodio para causar shock osmótico en las células de acuerdo con lo descrito en el acápite 2.2. El rendimiento de extracción por este método se calculó con la ecuación 2.3 descrita en el acápite 2.2

Los resultados del rendimiento de extracción de aceite cuando el tiempo de operación fue de 4 horas se indican en la tabla 3.3

Tabla 3.3. Rendimiento de extracción de aceite a diferentes concentraciones de sal en un tiempo de operación de 4 horas

% Concentración de sal	Rendimiento de extracción %
10	17,30
	17,34
	17,38
30	24,45
	24,36
	24,40
60	35,14
	34,95
	35,09

Inicialmente las paredes celulares se encuentran a una presión osmótica interna y al ser sometidas a una solución hipertónica es decir la concentración de soluto es mayor en el exterior que en interior de la célula, se difunde el agua de la célula hacia el exterior ocasionando que la célula se encoja y se rompa liberando el contenido celular, la función de los solventes es mejorar la extracción como se explica en Yoo et al., 2012

Al variar la concentración de cloruro de sodio y manteniendo el tiempo de operación en 4 horas, el rendimiento de extracción de aceite aumenta conforme se incrementa la concentración de cloruro de sodio ya que a un mayor contenido de sal la célula se debilita más y la pared celular se rompe con mayor facilidad por lo explicado anteriormente, que comprueba que a mayor concentración de sal el efecto se ve reflejado en un mayor rendimiento de extracción de aceite que concuerda con los resultados obtenidos en Yoo et al, 2012

A continuación en la tabla 3.4 se muestran los resultados obtenidos del rendimiento de extracción cuando el tiempo de operación es de 8 horas y la concentración de cloruro de sodio es del 10,30 y 60 %

Tabla 3.4. Rendimiento de extracción de aceite a diferentes concentraciones de sal en un tiempo de operación de 8 horas

% Concentración de sal	Rendimiento de extracción %
10	34,92
	35,14
	34,88
30	34,99
	34,89
	35,02
60	34,97
	35,07
	35,12

Los resultados indicados en la tabla 3.4 son resultados de trabajar con las condiciones de operación descritas en el acápite 2.2.

Al incrementarse el tiempo de operación a 8 horas para las diferentes concentraciones de cloruro de sodio, el rendimiento de extracción no varió significativamente comparándolo con los resultados obtenidos en la tabla 3.3

Por los resultados presentados en la tabla 3.4 se comprueba que cuando se trabaja a un tiempo de 8 horas el rendimiento de extracción por este método llego a su máximo valor es decir que si el tiempo de operación aumenta el rendimiento sería el mismo independientemente de la concentración de cloruro de sodio con la que se trabaje. A las concentraciones de 10, 30 y 60 % de cloruro de sodio los rendimientos de extracción de aceite obtenidos fueron similares, estos resultados pueden explicarse debido a que el tiempo de 8 horas con el que se trabajo fue lo suficientemente largo para que una concentración baja, como el 10 % este en contacto con la biomasa y ocasione el mismo daño celular que ocasiona una concentración alta de cloruro de sodio, lo que no se observa a un tiempo de 4 horas, este tiempo no es suficiente para que una concentración baja de cloruro de sodio ocasione una extracción alta de aceite, por lo que se requiere de mayores

concentraciones de sal para que la pared celular se rompa y se obtenga un mayor rendimiento de extracción.

La determinación de la mejor condición de operación para la extracción de aceite se realizó mediante el programa ANOVA y se consideró un nivel de confianza del 95 %, la explicación de cómo se efectuó el análisis se explica en el Anexo VII

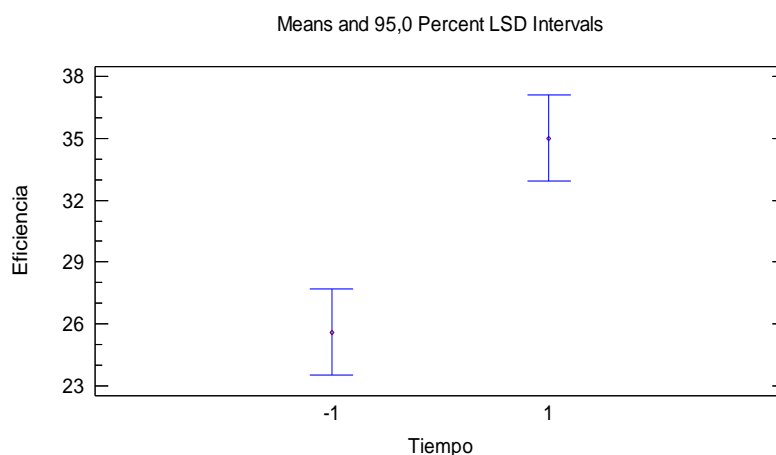


Figura 3.4. Efecto del tiempo en el rendimiento de extracción de aceite

En la figura 3.4 se tiene en cuenta que la variable del tiempo corresponde al eje de las abscisas donde el valor de -1 representa el tiempo de 4 horas y el valor de 1 representa el tiempo de 8 horas. Las regiones conformadas por las medidas de los dos niveles no se traslapan, es decir cada nivel afecta directamente el rendimiento de extracción por lo que demuestra que el tiempo es un factor influyente en la extracción de aceite si no se considera como variable la concentración del cloruro de sodio, por la tanto a mayor tiempo mayor rendimiento de extracción de aceite

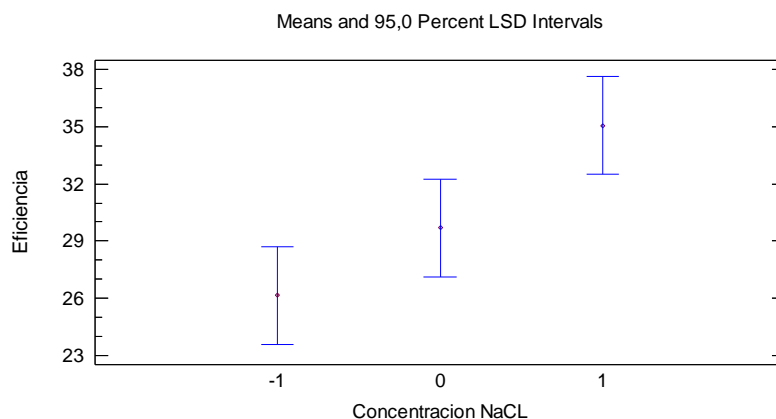


Figura 3.5. Efecto de la concentración de cloruro de sodio en el rendimiento de extracción de aceite

En la figura 3.5 se considera que la variable de la concentración del cloruro de sodio se encuentra en el eje de las abscisas donde el valor de -1 representa concentración del 10 %, el valor de 0 representa la concentración del 30% y el valor de 1 representa la concentración del 60 % de cloruro de sodio. Las líneas que están en el valor de -1 se encuentran en un nivel similar con la línea del valor 0 lo que indica que no hay diferencia significativa al variar la concentración al 10 y 30 %, las líneas que corresponden al valor de 0 y 1 también se encuentran en un nivel similar por lo tanto no hay diferencia significativa entre las concentraciones al 30 y 60% .Al comparar las líneas -1 y 1 se observa que no se traslapan por tanto existe diferencia significativa entre las concentraciones de cloruro de sodio de 10 y 60%

Según el gráfico AVII.1. mostrado en el Anexo VII tanto el tiempo como la concentración de cloruro de sodio influyen en el rendimiento de extracción de aceite, por lo tanto para el diseño de la planta se tomó como condición de operación la concentración de cloruro al 10 % y un tiempo de operación de 8 horas.

A la condición de operación con una solución al 60 % de cloruro de sodio a un tiempo de 4 horas la eficiencia de extracción también presenta eficiencias de alrededor del 30 % sin embargo se descarta esta condición ya que a esta concentración de sal la mezcla está sobresaturada por lo que tiende a sedimentar rápidamente a pesar de que se cuenta con un sistema de agitación además

trabajar a estas concentraciones de sal es contaminante por tal motivo se opta por la condición de operación mencionada anteriormente.

También se determinó que el uso del molino coloidal antes que el concentrado de algas sea sometido a las concentraciones de cloruro de sodio y solventes es innecesario ya que se realizaron pruebas experimentales en las que se obtuvieron eficiencias similares. Las pruebas realizadas fueron hechas con el 30 % de cloruro de sodio por 4 horas obteniéndose los resultados que constan en la tabla 3.5

Tabla 3.5. Comparación del rendimiento de extracción de aceite con el uso del molino coloidal y sin el mismo

Eficiencia del método empleando molino coloidal	Eficiencia del método sin el uso del molino coloidal
34,83	35,14
35,02	34,95
35,29	35,06

El uso del molino coloidal fue considerado ya que se esperaba favorecer el rompimiento de las células para posteriormente tener una eficiencia más alta con el proceso de shock osmótico, sin embargo no se observó diferencia significativa ya que el alto contenido de humedad no favorece el efecto de impacto y fricción.

3.3. CARACTERIZACIÓN DEL ACEITE OBTENIDO MEDIANTE LAS NORMAS AOAC, AOCS E INEN

En la figura 3.6 se muestra las fases formadas durante el proceso de extracción de aceite: en la fase de arriba se observa la fase del hexano y aceite, en la siguiente fase se muestra una emulsión de algas con metanol y agua y la tercera fase corresponde a los sólidos.



Figura 3.6. Fases formadas en la extracción de aceite después del proceso de centrifugación

Una vez establecidas las condiciones de operación y separado el aceite se procedió a la evaluación del mismo, cuyos resultados se muestran en la tabla 3.6

Tabla 3.6. Caracterización del aceite de microalgas *Chlorella* sp

Analito	Valor	Unidades
Índice de peróxido	6,7	meq/1 000 g
Índice de acidez	0,44	mg/g
Índice de yodo	123	cg/g
Índice de saponificación	191	mg/g
Índice de refracción	1,4730	IR a 25 °C

Los resultados mostrados en la tabla 3.6 corresponden a los análisis de aceite crudo a partir de microalgas *Chlorella* sp, al compararlos con los datos de bibliografía mostrados en la tabla 1.5 que contiene datos de la microalga de agua dulce (*Chlorella Vulgaris*) y los datos de la microalga de medio marino (*Dunaliella Tertiolecta*), se observa que las propiedades de los aceites de microalgas no difieren significativamente en sus resultados, ya que dependiendo del método de extracción de aceite las propiedades del mismo pueden variar, las propiedades que presentan un cambio notable con el de bibliografía es el índice de yodo que

nos da la idea del número de enlaces insaturados de los ácidos grasos en el aceite, si el aceite se transforma en biodiesel esta propiedad influye en el número de cetano, el rango de índice de yodo para obtener un índice de cetano mayor a 39 es de 95 a 125 por tanto el valor obtenido experimentalmente favorece la ignición del biodiesel. El índice de saponificación también presenta un valor mayor comparado con el de bibliografía que se encuentra en la tabla 1.5, este índice representa el número de miligramos de hidróxido necesarios para saponificar 1 gramo de aceite y entre más alto el índice de saponificación hay mayor tendencia a la producción jabones que no favorece la producción de biodiesel, sin embargo el índice de saponificación determinado en este estudio es menor en relación a otros aceites usados comúnmente para la producción de biodiesel (como el aceite de soja con un índice de saponificación entre 189 y 195)

El índice de acidez presentado en la tabla 3.6 comparándolo con el de bibliografía tiene un valor bajo sin embargo es un resultado positivo ya que este índice representa el número de miligramos de hidróxido necesarios para neutralizar los ácidos grasos libres por lo tanto al tener un índice bajo de acidez se evita que una alta cantidad de ácidos grasos reaccionen con el catalizador formando jabones que provocan la formación de emulsiones dificultando la producción de biodiesel.

El índice de refracción mostrado en la tabla 3.6 y 1.7 son similares y representa la razón de la velocidad de la luz en el vacío con respecto a la velocidad de la luz en el aceite a ser evaluado, este índice nos permite caracterizar el tipo de aceite ya que está relacionado con el grado de saturación.

El resultado del índice de peróxido mostrado en la tabla 3.6 comparándolo con el de bibliografía presentado en la tabla 1.6 no tiene una variación excesiva, este resultado pudo deberse a que el análisis no fue hecho inmediatamente por lo que el aceite tuvo tiempo a oxidarse, este índice es una medida de oxígeno unido a la grasa en forma de peróxidos y puede llegar a valores de 10 sin presentar problemas por lo tanto el aceite obtenido es de buena calidad.

Según Alvear et al., (2009) las propiedades de los aceites mostradas en la tabla 1.5 presentan buenas características para la elaboración de biodiesel y como la mayoría de los datos bibliográficos no están muy alejados de los obtenidos experimentalmente en este estudio, se puede decir que este aceite también puede ser usado para la elaboración de biodiesel

Al comparar las propiedades entre los aceites a partir de microalgas de medio marino y agua dulce presentados en la tabla 3.6 y 1.5 se observa que no existe variación significativa por tanto estas propiedades no dependen del tipo de microalga que se trate sino del tipo de método de extracción.

Para completar la caracterización del aceite a partir de las microalgas *Chlorella sp* se realizó el análisis del perfil lipídico, los resultados obtenidos se presentan en la tabla 3.7

Tabla 3.7. Perfil Lipídico del aceite de microalgas *Chlorella* sp

Perfil Lipídico		Porcentaje
Ácido Butírico	C4:0	-
Ácido Caproico	C6:0	0,6
Ácido Caprílico	C8:0	0,3
Ácido Cáprico	C10:0	0,45
Ácido Undecanoico	C11:0	0,6
Ácido Láurico	C12:0	5,11
Ácido Tridecanoico	C13:0	0,60
Ácido Mirístico	C14:0	0,90
Ácido Miristoleico	C14:0	0,75
Ácido Pentadecanoico	C15:0	2,86
Ácido Palmítico	C16:0	18,50
Ácido Palmitoleico	C16:1	2,26
Ácido Heptadecanoico	C17:0	3,46
Ácido Estearico	C18:0	3,61
Ácido Oleico	C18:1	31,43
Ácido Linoleico	C18:2	12,48
Ácido Y-Linolenico	C18:3	16,09
Total ácidos grasos saturados		36,99
Total ácidos grasos insaturados		63,01
Total ácidos grasos Monoinsaturados		34,44
Total ácidos grasos Poliinsaturados		28,57
Total ácidos grasos TRANS		0,00
Total ácidos grasos omega 3 y 6		28,57
Total ácidos grasos		100

En la tabla 3.7 se presenta el perfil lipídico del aceite de microalgas a partir de *Chlorella* sp extraído por el método de shock osmótico, como se explica en Arias et al., (2009) para la producción de biodiesel se prefiere triglicéridos de C₁₆-C₂₀ especialmente en ácido oleico y como se observa en la tabla 3.7 este ácido se encuentra en mayor proporción que los demás por lo tanto este aceite extraído mediante este método sirve para la producción de biodiesel que es la aplicación de mayor interés.

Si se compara los datos bibliográficos de la tabla 1.6 con los resultados experimentales que se muestran en la tabla 3.7 el porcentaje de ácidos grasos saturados y mono insaturados difieren ya que el perfil lipídico depende del método de extracción de aceite.

De los ácidos grasos insaturados los ácidos grasos poliinsaturados son los que disminuyen la calidad del biodiesel ya que disminuye el índice de cetano además que causa problemas en el almacenamiento del combustible y los resultados de la tabla 3.7 muestra que el ácido poli insaturado está presente en un 28,57 % por lo que el aceite extraído mediante el método de shock osmótico explicado en el acápite 2.2 presenta buenas características para su posterior transformación en biocombustible.

3.4. DISEÑO DE UNA PLANTA DE EXTRACCIÓN DE ACEITE A PARTIR DE MICROALGAS *Chlorella sp*

La planta de extracción de aceite a partir de microalgas *chlorella sp* estará ubicada en Amaguaña y operara por diez horas diarias, por la ubicación de la planta se dispondrá de todos los servicios industriales requeridos para el funcionamiento de la misma, como materia prima se procesará concentrado de microalgas y para el funcionamiento correcto de la planta se necesitara de un espacio físico de 459 m².

Por la eficiencia baja obtenida experimentalmente para la extracción de aceite mediante el método estudiado y la capacidad requerida de los equipos se establece una producción de 100 L por día en vez de la producción inicial de 1500 L diarios.

La capacidad de los equipos requeridos es grande ya que se está trabajando con biomasa húmeda de la que se obtiene aceite únicamente de la biomasa seca, por tanto para la extracción de aceite se requiere de grandes cantidades de biomasa

húmeda ya que esta tiene un porcentaje de humedad del 90,13 %, además hay que agregar la cantidad de solventes requeridos para la extracción.

3.4.1. FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA

A continuación se presenta el diseño de una planta de extracción de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp con una capacidad de 100 L diarios de producción. La planta está constituida principalmente por un reactor que tiene como sistema de calentamiento una chaqueta, un sistema de condensación vertical para la recuperación del evaporado, una centrifuga trifásica (FLOTTWEG AC 2000) y un evaporador tipo marmita para separar el aceite del solvente.

Para su funcionamiento la planta partirá desde el concentrado de microalgas, sobre los datos obtenidos experimentalmente se establece que el reactor TR-102 opera en modo batch por 8 horas, transcurrido el tiempo de proceso se procede a descargar el contenido del reactor en un tanque de almacenamiento TK-103 que se procesará al día siguiente. Mientras el reactor TR-102 está operando, lo reservado en el tanque de almacenamiento TK- 103 se envía hacia la centrifuga CT-104 donde se separa los sólidos y las dos fases inmiscibles, la fase de aceite y hexano son enviados a un evaporador tipo marmita EV-105 donde se recupera el hexano y se obtiene como producto final el aceite.

El tiempo de operación total de la planta es de 10 horas, en este tiempo está incluido el tiempo de carga y descarga del reactor TR-102 y el tiempo que tarde en calentarse la mezcla contenida en el mismo, el tiempo de operación de la centrifuga CT-104 y el evaporador tipo marmita EV-105 está incluido en el tiempo de operación del reactor porque funcionan paralelamente.

En la planta de extracción comprende los siguientes procesos:

- **Disrupción celular**

Este proceso se logra mediante shock osmótico el cual ocasiona la ruptura de la pared celular liberando el aceite contenido en la microalga. Con los datos obtenidos de porcentaje de humedad y porcentaje de aceite contenido en la microalga se determinó que para la producción de 100 L diarios de aceite es necesario procesar 6682,71 kg de biomasa húmeda, la relación de solvente que se debe adicionar se explica en el acápite 2.2, aplicando estas relaciones se obtiene que se debe añadir a la biomasa húmeda 6077,5 kg de hexano, 934,44 kg de metanol y 2796,2 kg de agua. El tiempo de operación en el reactor TR-102 y la concentración de cloruro de sodio se determinaron experimentalmente dando como mejor resultado 8 horas y 10 % de cloruro de sodio en peso en relación a la biomasa húmeda (la explicación de cómo se llegó a esta condición de operación consta en el acápite 3.2), por tanto la cantidad en masa que se debe adicionar de cloruro de sodio es de 710 kg.

El sistema de agitación consiste en un agitador de tres rodetes tipo disco turbina dispuestos simétricamente en el reactor TR-102 y operan a 20 rpm. El sistema de calentamiento se lo realiza a través de una chaqueta que utiliza vapor de 206,7 kPa, además el reactor tiene un condensador C-106 en disposición vertical para recircular el hexano evaporado durante el proceso.

La operación en el reactor se efectuará a 40 °C y 20 rpm por un tiempo de 8 horas, terminado el proceso se descarga el reactor en 15 min para después pasar a la siguiente operación

- **Separación**

La separación de las fases formadas se logra mediante la centrifuga trifásica CT-104 (FLOTTWEG AC 2000). Los sólidos y el agua con el metanol son considerados desechos y son enviados al tanque TK-111, el aceite junto con el hexano son enviados al evaporador tipo marmita EV-105.

- **Evaporación**

Para el proceso de evaporación se utiliza un evaporador tipo marmita EV-105 que utiliza vapor a 206,7 kPa y opera por 5 horas. El hexano evaporado se condensa mediante el condensador C-107 y es enviado al tanque TK-112, mientras que el aceite obtenido se envía al tanque de almacenamiento TK-108

El diseño del reactor TR-102 con su sistema de agitación y calentamiento junto con el diseño del evaporador, de los condensadores y de los tanques de almacenamiento se explican en Anexo XI. El material de todos los tanques de almacenamiento incluido el reactor son de acero inoxidable 304 para mayor durabilidad y por la naturaleza corrosiva de la solución de cloruro de sodio. Para satisfacer la demanda de vapor se emplea un caldero de 80 BHP. El balance de masa del proceso explicado anteriormente se resume en la tabla 3.8 y se ilustra mediante un diagrama de bloques en la figura 3.7.

Tabla 3.8. Resumen global del balance de masa para la extracción de 100 L de aceite a partir de microalgas *Chlorella sp*

Proceso	Entrada (kg/día)		Salida (kg/día)	
Disrupción celular	Hexano	6077,5	Hexano	6077,5
	Metanol 30%	3730,64	Metanol 30%	3730,64
	Biomasa húmeda al 10% de CINA	7128,09	Biomasa húmeda al 10% de CINA	7128,09
	Vapor	6114,48	Condensado	6114,48
	Agua(para condensar hexano evaporado)	40144,8	Agua	40144,8
Separación	Hexano	6077,5	Hexano y aceite	6170
	Metanol 30%	3730,64	Desechos	10766,2
	Biomasa húmeda al 10% de CINA	7128,09		
evaporación	Hexano	6077,5	Hexano	5267,5
	Aceite	92,5	Aceite	92,5
	Vapor	1611,75	Condensado	1611,75
	Agua(para condensar hexano evaporado)	8956	Agua	8956

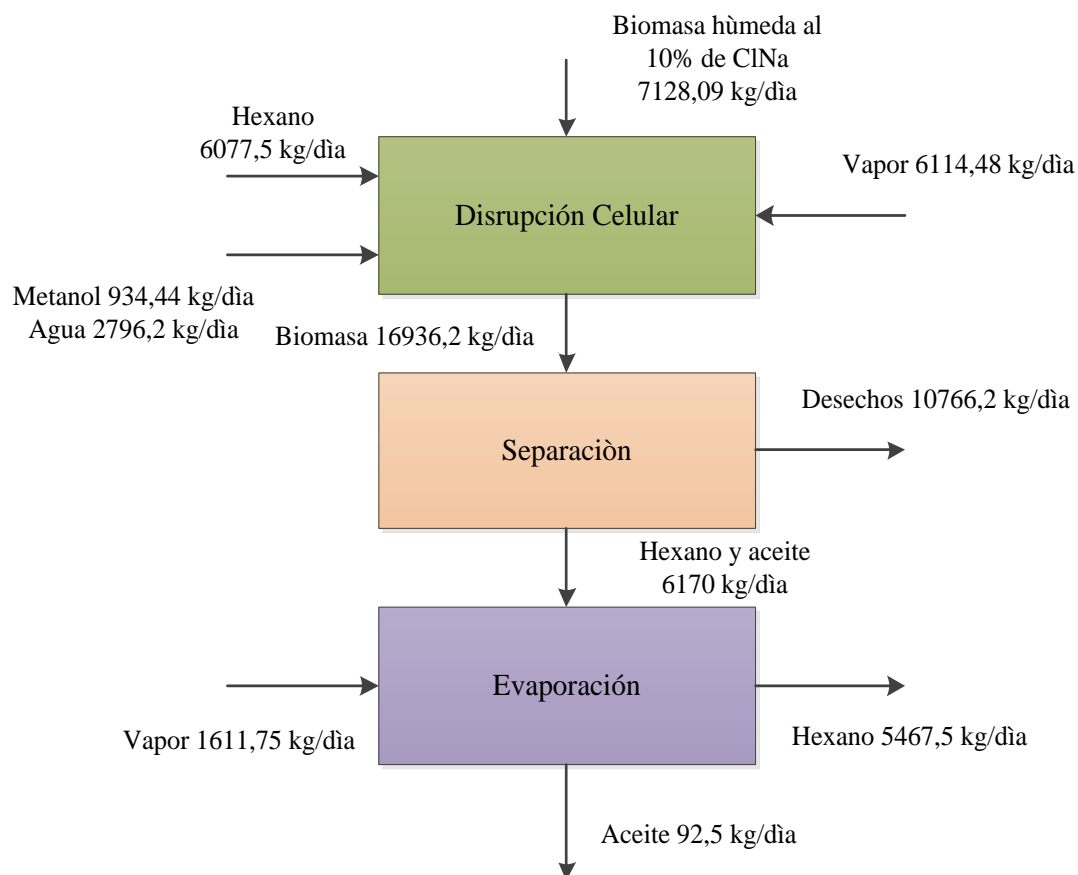


Figura 3.7 Diagrama de bloques del proceso de extracción de aceite a partir de la biomasa húmeda de microalgas *Chlorella* sp a realizarse en la planta propuesta

El diagrama de la Figura 3.7 muestra el proceso que se efectúa en la planta de extracción de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp, el balance de masa en base diaria es para una producción de 100 L día; el funcionamiento total de la planta es de 10 horas dentro de las cuales los procesos de separación y evaporación comprenden 5 horas. En este diagrama no se muestra la recirculación y recuperación del hexano mediante condensación ya que son parte de la disrupción celular, el proceso total se puede observar en la figura 3.8 y de forma detallada en la figura 3.9

En la tabla 3.8 se resume las corrientes de entrada y salida de todo el proceso de extracción de aceite, en este caso la corriente que corresponde al CINA está incluida en la biomasa húmeda. Las corrientes expresadas en masa para el hexano y metanol que se deben añadir, corresponden a las relaciones en

volumen explicadas en el acápite 2.2. Una de las corrientes de agua es empleada para la condensación del hexano en el proceso de disrupción celular y la otra corriente de agua es empleada para condensar el hexano que se obtiene cuando se lo separa del aceite mediante el proceso de evaporación. Para calcular la masa de agua requerida para la condensación del hexano se considera que el agua entra a 20 °C y sale a 30 °C.

Con la mejor condición de operación establecida en este estudio, el porcentaje de extracción de aceite del 40,07 % en peso seco se obtuvo únicamente una eficiencia del 35,06 %kg aceite/kg biomasa seca, con esta eficiencia la cantidad requerida de materia prima y reactivos para la obtención de 100 L de aceite (correspondientes a 92,5 kg, los cálculos del balance de masa se explican en el Anexo XI).

La cantidad de vapor requerida para los procesos de disrupción celular y evaporación se calcularon considerando que se usa vapor a 206,7 kPa, esta cantidad de vapor es proporcionada por un caldero de 80 BHP cuya capacidad cubrirá la demanda de vapor de 1086,66 kg/h

La planta como ya se mencionó anteriormente partirá desde el concentrado de microalgas, sin embargo para conocer el costo de producción de la biomasa y cosecha de la misma, se considera que el cultivo de microalgas se efectuará en fotobioreactores y la cosecha de microalgas se realizará mediante el sistema de floculación química-hidráulica cuyo diagrama se observa en la figura 1.4. Se escogió este sistema de cosecha ya que presenta los más bajos costos como se explica en Peralta (2012), además la velocidad de sedimentación de la microalga estudiada presentó una velocidad de $2,12 \times 10^{-2}$ m/h que es considerada baja, por lo tanto la cosecha mediante sedimentación por gravedad requiere de grandes tanques que ocuparían extensas áreas y su construcción sería complicada. (El estudio adicional que se realizó para la determinación de la velocidad de sedimentación se presenta en el Anexo XII).

La eficiencia en la obtención concentrado de biomasa con el sistema de floculación química e hidráulica se puede aplicar a las microalgas *Chlorella* sp ya que el género de microalga estudiado en Peralta (2012) es el mismo, este sistema contiene un tanque clarificador donde se mezcla el floculante(sulfato de aluminio) y la biomasa de microalgas, de ahí se pasa al floculador hidráulico donde se forman los flóculos y finalmente pasan al tanque de sedimentación para separar el agua del flóculo obteniéndose finalmente el concentrado de microalgas.

3.4.2. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO (PFD)

En este diagrama de flujo construido se explican con mayor detalle los equipos empleados en el proceso de extracción de aceite, los flujos de las corrientes que ingresan y salen y se especifica el valor de temperatura y presión de las líneas de alimentación y productos de todos los procesos.

En la Figura 3.8 consta el diagrama de flujo de proceso de la planta propuesta con cada uno de los equipos necesarios y con su nomenclatura respectiva.

3.4.3. DIAGRAMA DE INSTRUMENTACIÓN Y TUBERÍAS (PID)

En el diagrama de instrumentación y tuberías que se presenta en la Figura 3.9 consta el valor del diámetro de tuberías empleadas para cada corriente tomando en cuenta las velocidades lineales de diseño especificadas en la parte cálculos. Se cuenta con 16 bombas centrífugas, de las cuales 11 funcionan únicamente para el llenado y vaciado según su requerimiento, 4 bombas durante el tiempo que funcionen los condensadores y la última es para transportar el condensado. La potencia de bomba varía para cada una de las bombas centrífugas ya que los flujos para cada proceso son distintos, la altura de bomba que se requiere superar y las pérdidas friccionales se muestran en la parte de cálculos.

Para el reactor TR-102 y evaporador tipo marmita EV-105 se dispone de dos válvulas de control y para los otros tanques se disponen de válvulas manuales tipo globo.

La temperatura en el reactor TR-102 se controla a través de un controlador PI que modula la válvula neumática VC-1 que a su vez regula el flujo de vapor hacia la chaqueta, además el reactor dispone de una trampa de vapor para retirar el condensado que se forma dentro de la chaqueta.

El evaporador tipo marmita dispone de un controlador PI de temperatura, que modula la válvula neumática VC-2 que a su vez regula el flujo de vapor hacia la chaqueta para mantener la temperatura en 58 °C.

3.4.4. EQUIPOS EN PLANTA Y DISTRIBUCIÓN

La distribución en planta presentada en la Figura 3.10 tiene una distribución en L que permite disminuir al máximo la distancia recorrida por las sustancias que intervienen en el proceso de extracción de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp.

En la distribución impuesta existe movimiento de personal ya que la carga de CINA se la hace manualmente además existen válvulas manuales que requieren de una persona que las abra o las cierre según el requerimiento.

En este tipo de distribución se tiene facilidad en el control del proceso, además permite la movilidad de los operarios, aumenta el acceso en toda el área de la planta, se evitan cruces de flujo y choques de zonas calientes y frías. Cada equipo se encuentra cercano a los tanques de almacenamiento y bodega, guardando las distancias respectivas entre sí (la distancia entre equipo y equipo es de un metro, de esta forma se permite la facilidad de movilidad del personal).

De acuerdo a la escala establecida en el layout, el área requerida para la instalación de la planta es de 459 m², la planta en su totalidad contará con el área

de extracción de aceite, el área de almacenamiento de los reactivos y desechos, también se dispondrá del área administrativa, 360 m² corresponde al área de la planta y bodega y los 99 m² restantes corresponde al área de administración, servicios higiénicos y control.

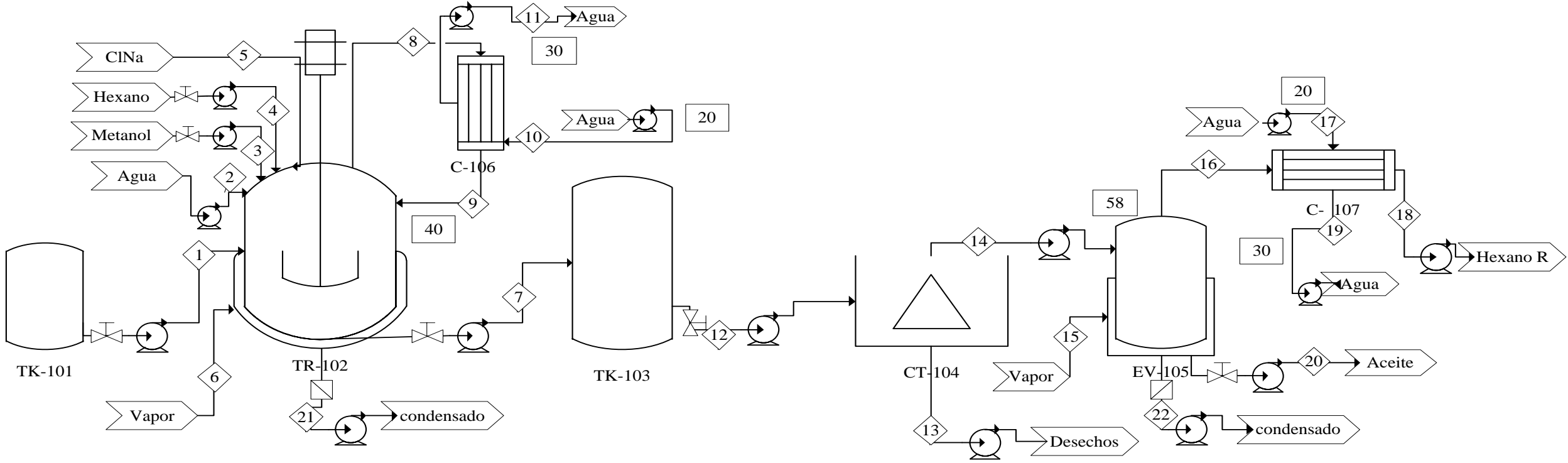
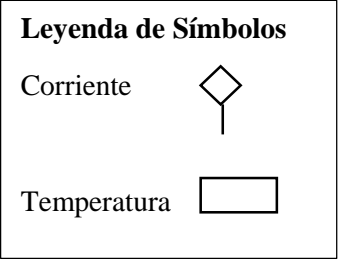
Los cálculos referentes al diseño y dimensionamiento de los equipos necesarios para la operación de la planta de extracción de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp se detallan en el Anexo XII

En la tabla 3.9 se detalla la nomenclatura de equipos y áreas para identificar y describir lo expuesto en la Figura 3.10.

Para determinar la nomenclatura de las líneas en la figura 3.9, se considera el diámetro de la tubería, el código del fluido, el número de la corriente y el código del material en el que consta el tipo y si la tubería dispone de algún tipo de aislante.

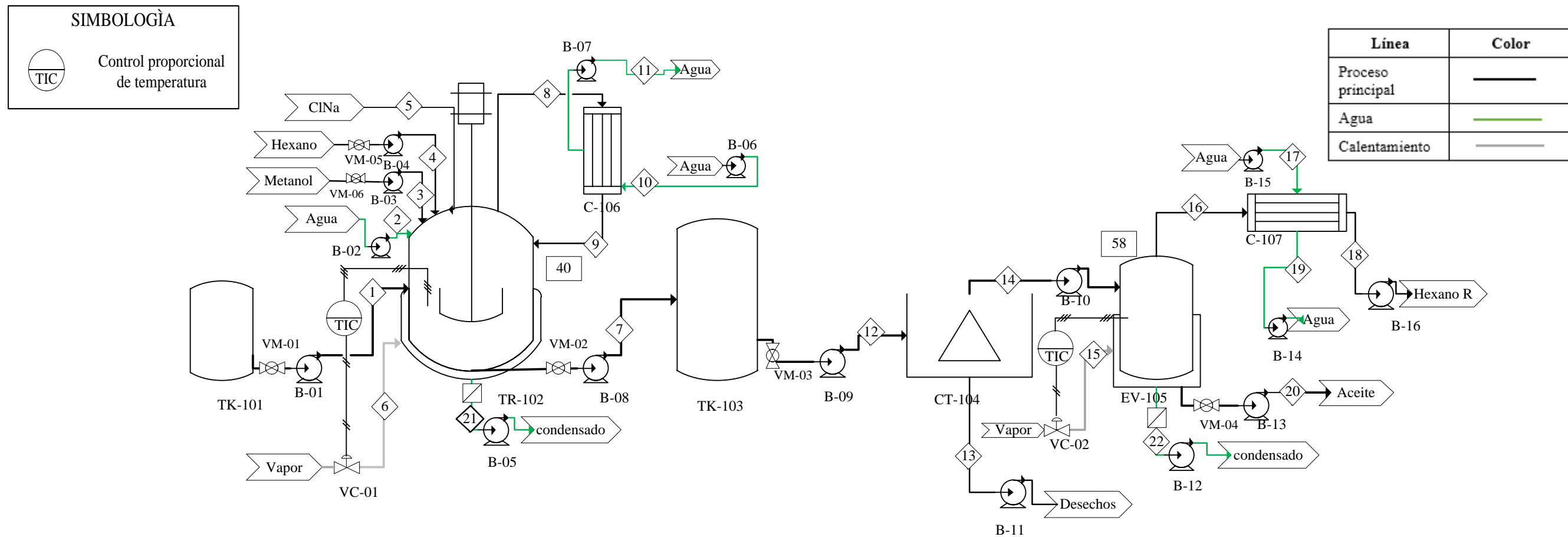
LISTA DE EQUIPAMENTO

IDENTIFICACION	TK-101	TR-102	TK-103	CT-104	EV-105	C-106	C-107
EQUIPO	Tanque de almacenamiento de biomasa	Tanque Reactor	Tanque de almacenamiento	Centrifugadora trifásica	Evaporador tipo marmita	Condensador vertical	Condensador horizontal



Título	Diagrama de flujo del proceso																					
Autor	Viviana Valladares																					
Fecha	03/06/2014																					
Lista de corrientes																						
Componentes	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Hexano (kg/día)				6077,5			6077,5	38786,4	38786,4			6077,5		6077,5		6077,5		5267,5				
Metanol (kg/día)			934,44				934,44					934,44										
Biomasa húmeda	6682,71						6590,21					6590,21										
Agua (kg/día)		2796,2								321158	321158						8956		8956			
Vapor (kg/día)						6114,48									1611,75							
Aceite (kg/día)							92,5					92,5		92,5							92,5	
Condensado (kg/día)																					6114,48	1238,75
Cloruro de sodio (kg/día)					710		710					710										
Desechos (kg/día)															10 766,2							
Temperatura °C						120,8	40			20	30				120,8		20		30			

Figura 3.8. Diagrama del proceso (PFD) de la planta de extracción de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp



Título	Diagrama de instrumentación de tuberías				
Autor	Viviana Valladares				
Fecha	07/06/2014				
LISTA DE LINEAS					
Ítem	Nomenclatura de la Línea	D nominal (in)	Servicio	Material	Aislamiento
1	2-BI-01-AI SA	2	Biomasa	Acero inoxidable 304	SA
2	1/8AG-02-PVC SA	1/8	Agua	Cloruro de polivinilo	SA
6	3/2- VA-06-AI LV	3/2	Vapor	Acero inoxidable 304	LV
7	10-BI-07-AI SA	10	Biomasa	Acero inoxidable 304	SA
10	4-AG-10-PVC SA	4	Agua	Cloruro de polivinilo	SA
12	2-BI-12-AI SA	2	Biomasa	Acero inoxidable 304	SA
14	5/4-HA-14-AC SA	3/2	Hexano con aceite	Acero al carbono	SA
15	½-VA-15-AI LV	½	Vapor	Acero inoxidable 304	LV
17	2-AG-17-PVC SA	2	Agua	Cloruro de polivinilo	SA
20	¼-AC.20-PVC SA	1/4	Aceite	Cloruro de polivinilo	SA

Figura 3.9. Diagrama de Instrumentación y tuberías (PID) de la planta de extracción de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp

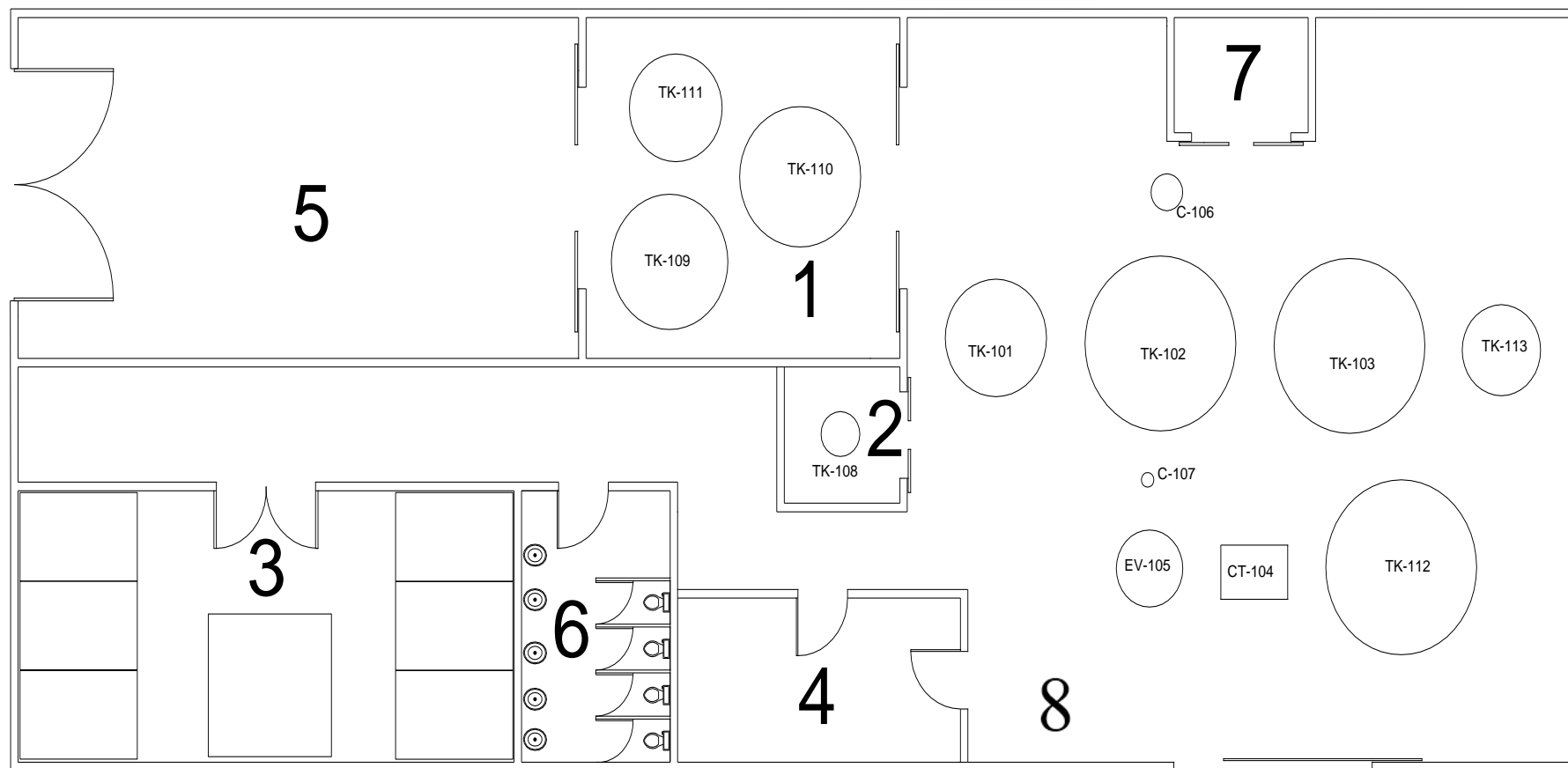


Figura 3.10. Layout de la planta de extracción de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp

Tabla 3.9. Nomenclatura y áreas de la planta

LISTA DE IDENTIFICACIÓN	
NÚMERO	EQUIPO/SITIO
TK-101	Tanque de almacenamiento de la biomasa húmeda de microalgas <i>Chlorella</i> sp
TR-102	Tanque reactor
TK-103	Tanque de almacenamiento de biomasa rota
CT-104	Centrifuga trifásica
EV-105	Evaporador tipo marmita
C-106	Condensador vertical
C-107	Condensador horizontal
TK-108	Tanque de almacenamiento de aceite
TK-109	Tanque de almacenamiento hexano 1
TK-110	Tanque de almacenamiento de metanol
TK-111	Tanque de almacenamiento de hexano 2
TK-112	Tanque de almacenamiento de residuos
TK.113	Tanque de almacenamiento de condensado
01	Bodega de almacenamiento de materia prima
02	Bodega de producto terminado
03	Oficinas y sala de reunión
04	Cuarto de Control
05	Parqueadero
06	Baños
07	Cuarto del caldero
08	Área de procesamiento

A continuación en la figura 3.10. se muestra el diagrama de Gantt para la producción de 100 L diarios de aceite

Horas/ Actividades	8:00	9:00	9:45	10:45	11:45	12:45	13:45	14:45	15:45	16:45	17:45	18:00
Llenado												
Calentamiento de la mezcla												
Disrupción celular												
Vaciado												
Centrifugación												
Evaporación												

Figura 3.11. Diagrama de Gantt para la producción de 100 L diarios de aceite

En la figura 3.11 se observa el diagrama de Gantt en el que se expone el número de horas dedicadas a cada actividad del proceso por lo tanto también se puede definir el número de operarios que requiere la planta. El proceso de centrifugación se lo realiza al mismo tiempo que el proceso de disrupción ya que se está trabajando con lo del día anterior, por tal motivo para la planta se requiere de tres operarios.

3.5. EVALUACIÓN PRELIMINAR DEL COSTO DE PRODUCCIÓN POR LITRO DE ACEITE OBTENIDO

Para evaluar la factibilidad económica de la implementación de la planta de extracción de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp, se comienza por presentar datos generales de la planta.

En la tabla 3.10. se presentan los datos generales de la planta que posteriormente permite establecer parámetros que relacionan costos de la materia prima anual.

Tabla 3.10. Datos Generales de la planta

Parámetro	Valor	Unidad
Capacidad de la planta	30	m ³ /año
Días de operación al año	300	días/año
Tipo de industria	Liquido -liquido	

3.5.1. Inversión

Para el cálculo de la inversión total requerida en esta planta se empleó factores con los que se determina el costo de inversión en equipos y finalmente su inversión total, estos factores se presentan en la tabla 3.11.

Tabla 3.11. Factores para el cálculo de costos sobre la inversión de equipos

Tipo de planta	Fracción sobre la inversión de equipos		
	Planta procesadora de sólidos	Planta procesadora sólido-fluido	Planta procesadora de fluidos
Costos directos			
Instalación de equipos adquiridos	0,45	0,39	0,47
Instrumentación y control (instalados)	0,09	0,13	0,18
Sistema de tubería (instalado)	0,16	0,31	0,66
Sistema eléctrico (instalado)	0,10	0,10	0,11
Construcciones	0,25	0,29	0,18
Mejoras exteriores	0,13	0,12	0,10
Instalaciones de servicio	0,40	0,55	0,70
Total costos directos			
Costos indirectos			
Ingeniería y supervisión	0,33	0,32	0,33
Gastos de construcción	0,39	0,34	0,41
Gastos legales	0,04	0,04	0,04
Cargo de contratista	0,17	0,18	0,21
Contingencia	0,34	0,36	0,42
Total costos indirectos			
Inversión en capital fijo			
Costo de capital de trabajo	0,68	0,74	0,86
Capital total invertido			

(Peters y Timmerhaus, 1991, p.183)

La inversión requerida en los condensadores se determinó mediante el costo base ajustado al año actual, el procedimiento fue obtenido Jiménez, (2003) con las

ecuaciones presentadas a continuación y los cálculos respectivos se encuentran en el Anexo XIII

$$C_{fob} = C_{base} \times (Fd + Fp) \times Fm \quad [3.1]$$

Donde:

C_{base} : Costo base

Fd: Factor de ajuste según el tipo de intercambiador

Fp: Factor de ajuste según la presión de trabajo

Fm: Factor de ajuste según el tipo de material del equipo

C_{fob} : Costo ajustado

$$C_{md} = C_{base} \times (Fdm) \quad [3.2]$$

Donde:

C_{md} : Costo de unidad

Fdm: Factor de modulo desnudo

$$C_{mda} = C_{md} + (C_{fob} - C_{base}) \quad [3.3]$$

Donde:

C_{mda} : Costo de unidad base en el año 1968

$$C_{mdac} = C_{mda} + \frac{F_{actual}}{F_{en\ 1968}}$$

[3.4]

Donde:

C_{mdac} : Costo de unidad ajustado para el año actual

F actual: Índice de costo de Chemical Engineering para el año actual

F en 1968: Índice de costo de Chemical Engineering para el año 1968

Al costo de unidad ajustado para el año actual se multiplica un factor de seguridad del 15%

$$C_{mdac}' = C_{mdac} \times 0,15 \quad [3.5]$$

Donde:

C_{mdac}' : Costo deseado al año actual

Los precios de los tanques se determina por el número de planchas requeridas para cada uno de los recipientes, el precio de cada plancha dependerá de su espesor, los costos de los tanques se determina mediante la ecuación 3.6

$$\text{Número de planchas} \times \text{precio actual por plancha} \times 1,4 = \text{Costo tanque} \quad [3.6]$$

Donde el factor de 1,4 corresponde al valor por mano de obra

En la tabla 3.12 se muestra de forma más detallada los equipos requeridos para el funcionamiento de la planta, la planta cuenta con 8 tanques de almacenamiento, un reactor, dos condensadores, un evaporador tipo marmita y una centrifugadora trifásica. Con el propósito de emplear la menor cantidad de agua, el agua que sale de los condensados del reactor y evaporador tipo marmita se utilizará en el proceso de disrupción celular realizada en el reactor, además también se requiere de 16 bombas que permitan el llenado y vaciado de los tanques. La inversión para equipos es de \$ 527 881,10, sobre este dato se calcularon los costos directos e indirectos mediante el uso de factores que corresponde a una planta de funcionamiento líquido/líquido, estos factores se encuentran en la tabla 3.11, los

cálculos con los que se determinó los costos de los condensadores y tanques se muestra en los anexos XIII y XIV

Tabla 3.12. Inversión en Equipos

Equipo principal	Unidades	Total (\$)
Tanques de almacenamiento	7	40 588,80
Reactor TR-102	1	42 548,80
Condensador C-106	1	180 271,85
Condensador C-107	1	10 301,25
Centrifuga CT-104	1	205 110
Evaporador tipo marmita EV-105	1	4 460,40
Caldero	1	40 000
Bombas centrifugas	16	4 600
IEF		527 881,10

En la tabla 3.12 se presenta el cálculo de la inversión en equipos que se determinó con la sumatoria total del monto de cada equipo. Para determinar la inversión total fija se consideró los costos directos e indirectos aplicando los factores correspondientes sobre el monto total de la inversión en equipos y se sumó cada uno de los costos, por lo tanto se llegó a determinar que la inversión fija corresponde a un valor de \$ 2 011277,01 cuyos resultados se presentan en la tabla 3.13.

$$F_D + F_I = \text{Inversión fija total} \quad [3.7]$$

Tabla 3.13. Costos directos, costos indirectos e inversión fija

Parámetros	Valor
Costos Directos ($\Sigma f_d=2,4$)	1 266914,64
Costos Indirectos ($\Sigma f_i=1,41$)	744 312,35
Inversión Fija (I_E)	2 011226,99

F_D y F_I representan a los factores relacionados con los costos directos e indirectos respectivamente, estos valores se los encuentra en la tabla 3.11 y los cálculos de la determinación de la inversión fija se encuentran en el Anexo XV

Se considera que la planta de extracción de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp es una planta procesadora de líquido, por lo tanto los factores tomados para los cálculos corresponde a este tipo de planta.

La suma de los factores para determinar costos directos dio un valor de 2,4 y la sumatoria de los factores para determinar los costos indirectos dio un valor de 1,41, la sumatoria de estos factores da como resultado la inversión total fija en la que no se tomó en cuenta el 10% de los servicios industriales ya que estos se consideran en los costos de producción que corresponden a servicios industriales.

3.5.2. Costos de producción

Los costos de producción son los que se muestran en la tabla 3.14, el C_Q representa a los costos de materias primas, las materias primas en esta planta son la biomasa concentrada de microalgas, en este caso se requiere de 7425,23 kg/día, en este punto hay que considerar el costo de cultivo y el costo de cosecha, otras materias primas a emplear son el cloruro de sodio con un valor de 710 kg/día y los solventes que corresponde a 6077,5 kg/día de hexano y 934,44 kg/día de metanol.

En el caso de C_L se refiere al costo de mano de obra anual con el gasto en energía en el que se consideró el uso de 16 bombas en las que el uso es discontinuo, el uso de los agitadores que funcionan 9 horas y el funcionamiento del caldero de 80 BHP en el que se emplea diésel como combustible, este caldero operara 24 horas por 300 días, también se tomó en cuenta el gasto del servicio industrial que en este caso corresponde al agua que se necesita para los condensadores.

Tabla 3.14. Costos de producción

Parámetro	Valor
C _Q	\$2 286 716,10
C _L	\$273 242,10
Costos totales de producción	\$2 559 958,09

Para estimar los costos de producción se consideró los requerimientos de materias primas y servicios industriales, en el caso del hexano lo que se recupera se vuelve a utilizar por lo tanto solo hay que considerar como costo las pérdidas y la adquisición original, en el caso del consumo eléctrico se suma todas las horas en la que los equipos requieren de energía eléctrica, los requerimientos de las materias primas y servicios industriales se muestran en la tabla 3.15

$$C_Q + C_L = \text{Costos totales de producción} \quad [3.6]$$

Tabla 3.15. Requerimiento de materias primas y servicios industriales

Parámetro	Valor	Unidad	Precio Unitario	Valor por día
Biomasa húmeda	7425,23	kg/día	\$0,47006/ kg	\$ 3490,30
Hexano	6077,5	kg/día	\$2,50/ L	\$ 2 420,08
Metanol	934,44	kg/día	\$1,19/ L	\$ 1 428
Cloruro de sodio	710	kg/día	\$0,40/ kg	\$ 284
Consumo diario de energía eléctrica	40	kWh/día	\$0,10/ kWh	\$ 6,37
Agua	373 291,38	kg/día	\$0,72/m ³	\$ 268,77
Diesel	576	Gal/día	\$1,03/gal	\$ 593,28

En la tabla 3.16 se muestra el gasto generado por la fuerza laboral en el que se considera 3 obreros. Los cálculos realizados para determinar los costos de producción se encuentran en el Anexo XV

Tabla 3.16. Fuerza laboral

Parámetro	Valor	Unidad
Número de obreros en planta	3	personas
Sueldo mensual de obreros	350	\$/obrero

Para poder determinar el costo por litro de aceite de microalgas primero se procedió a sumar todos los costos de producción en los que se incluye los costos de las materias primas, servicios industriales y fuerza laboral, el total obtenido corresponde a un valor de \$2 559 958,09 este resultado se dividió para la producción anual de aceite de microalgas que corresponde a un total de 30 000 L anuales, por tanto el costo por litro de aceite obtenido fue de \$85,33 dólares, los cálculos que se realizaron para determinar el costo por litro se presentan en el Anexo XV.

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. CONCLUSIONES

- Se estableció que la composición fisicoquímica de las microalgas *Chlorella* sp varía según la forma en la que se la cultive, en este estudio el analito de interés corresponde al contenido de lípidos que alcanzó un valor del 40,07%, sin embargo este tipo de cepa puede llegar a tener un contenido de lípidos de hasta el 48%.
- El proceso de centrifugación con el que se obtuvo el concentrado de microalgas a escala laboratorio presento una eficiencia del 99,08 % cuando se trabajó a condiciones de 2000 rpm por 15 min, sin embargo a escala industrial tiene un costo de \$ 0,168 US por m³ de cultivo por lo que se optó por el método de cosecha de floculación química hidráulica que tiene un costo de \$ 0,06 US por m³ de cultivo lo que implica que sea más económico, según Peralta (2012)
- Se estableció que el contenido de humedad presente en el concentrado de microalgas *Chlorella* sp fue de 90, 13 % que es un valor similar para cualquier tipo de microalgas.
- Se estableció que la velocidad de sedimentación de la microalga *Chlorella* sp fue de $2,12 \times 10^{-2}$ m/h lo que hace difícil obtener el concentrado de microalgas mediante sedimentación por gravedad.
- Se determinó que a un tiempo de 4 horas la variación de la concentración de sal influye en el proceso de extracción, obteniéndose una mayor eficiencia a mayor concentración de cloruro de sodio.
- Se estableció que la variación del contenido de cloruro de sodio no influye en la eficiencia de extracción de aceite siempre y cuando el tiempo de

extracción supere las 8 horas, por lo tanto la máxima eficiencia del proceso mediante shock osmótico a partir de biomasa húmeda alcanza un valor de 35,06%.

- El rendimiento de extracción por el método de shock osmótico a partir de biomasa húmeda fue igual al 35,06 % kg aceite/kg biomasa seca que comparándolo con el método de extracción tradicional con solventes a partir de biomasa seca el rendimiento es bajo ya que este último método presenta eficiencias mayores al 98 %.
- Al tener una humedad del 90,13 % en las microalgas, una eficiencia en el proceso del 35,06 %kg aceite/kg de biomasa seca y un contenido de lípidos del 40,06% hace que los equipos de la planta diseñada tengan una amplia capacidad ya que de un total del 100% de biomasa húmeda, el aceite solo se puede extraer de la biomasa seca que corresponde al 9,87% por lo tanto para producir 100 L diarios de aceite se deben manejar grandes volúmenes de concentrado de algas y solventes.
- El aceite extraído tiene propiedades buenas que hacen posible que su aplicación posterior sea para la obtención de biodiesel.
- La planta diseñada para el proceso cuenta con el área de extracción, bodega, servicios higiénicos y oficinas dando como resultado una área total de 459 m²
- La inversión en equipos tiene un valor aproximado de \$527 881,10, la inversión total fija de capital de la planta de extracción de aceite a partir de biomasa húmeda propuesta es de aproximadamente \$2011 226,99, mientras que el costo anual de producción es de \$2 559 958,09
- El costo de producción por litro de aceite de microalgas *Chlorella* sp tiene un valor de \$85,33 dólares.

- La planta de extracción propuesta para este estudio no es rentable ya que en el mercado el precio por litro de aceite es de aproximadamente \$2,95 y el obtenido en este estudio es de \$85,33 por litro de aceite

4.2. RECOMENDACIONES

- Investigar las formas de cultivos adecuadas para elevar el porcentaje de contenido de lípidos en las microalgas.
- Durante el proceso de disrupción celular en el laboratorio asegurarse que las pérdidas del hexano sean mínimas y enseguida proseguir con el proceso de centrifugación para separar el aceite del hexano ya que si este se evapora la separación del aceite de la biomasa desechada se dificulta.
- Implementar una forma de debilitar las paredes celulares antes de ser sometidas al proceso por shock osmótico de tal manera que el rendimiento de extracción aumente.
- Estudiar una forma de obtener el concentrado de microalgas a escala industrial de tal manera que el agua que salga del proceso se pueda recircular a los cultivos y este sistema también sea económico.

BIBLIOGRAFÍA

1. Acuña, R. (2011). Diseño de Foto- Bioreactores para el cultivo de Micro Algas oleaginosas. 2. *Biotecnología Práctica y Aplicada, Desarrollo Autosostenible*. Recuperado de <http://bioreactorcrc.wordpress.com/2011/05/21/diseo-de-foto-bioreactores-para-el-cultivo-micro-algas-oleaginosas-parte-2-bioproseso-y-especificidades/>(Marzo, 2014).
2. Alvear, M., Castillo, C., Henao, D., Marimón, W., Tejada, L. (2009). *Los Biocombustibles: hacia el desarrollo sostenible*. IV Simposio de Química Aplicada, Cartagena de Indias, Colombia. Recuperado de <http://www.uniquindio.edu.co/uniquindio/eventos/siquia/siquia2009pos10.pdf> (Abril, 2014).
3. Amin, S. e(2009). Review on biofuels oil and gas production processes from microalgae. *Energy Conversion and Management*. 50(7). 1834-1840. Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0196890409000764>(O ctubre, 2013).
4. Andersen, R. (2005). *Algal Culturing Techniques*. (1ra. ed.). West Boothbay Harbor, United States: Academic Press.
5. Arias, A., Martínez, A., Cañizares, R. (2013). Producción de biodiesel a partir de microalgas: Parámetros del cultivo que afectan la producción de lípidos. *Acta Biológica Colombiana* 18(1). 43-68. Recuperado de <http://www.redalyc.org/pdf/3190/319028010004.pdf>
6. Barsanti, L., Gualtieri, P. (2006). *Algae anatomy, biochemistry, and biotechnology*. (2da. ed.). New York, United States: CRC Press

7. Boer, K., Moheimari, N., Borowitzka, M., Arabzadeh, P. (2012). Extraction and conversion pathways for microalgae to biodiesel: A review focused on energy consumption. *Journal of Applied Phycology*. 24(6). 1681- 1698. doi: 10.1007/s10811-012-9835-z
8. Castro, L., Valcárcel, M., Tena, M. (1993). Extracción con fluidos supercríticos en el proceso analítico. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=7l4d5wSXjY0C&pg=PA47&lpg=PA47&dq=definir+fluidos+supercriticos&source=bl&ots=jBfdi8FTMO&sig=QSAj7yu10P7e5LU0eOQ3JVAssQE&hl=es&sa=X&ei=sJ05U62NOc6pAS66IGoCw&ved=0CGUQ6AEwCA#v=onepage&q=definir%20fluidos%20supercriticos&f=false> (Marzo, 2014).
9. Cheremisinoff, N. (2000). *Handbook of Chemical Processing Equipment*. United States of America: British Library
10. Chisti, Y., Moo- Young, M. (1986). Disruption of microbial cells for intracellular products. *Enzyme and Microbial Technology*. 8(4). 194-204. Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0141022986900876>
11. Colorado, M., Moreno, D., Pérez, J. (2005). Development, Production and Environmental Benefits of Microalgae Production. The Case of La Guajira, Colombia. *Ambiente y Desarrollo*. 17(32). 113-126. doi: 0121-7607(201301)17:32
12. Faifé, E., Otero, M., Delgado, A. (2012). Producción de biodiesel a partir de microorganismos oleaginosos. Una fuente de energía renovable (Parte II Microalgas). *Red de revistas de América latina, el Caribe, España y Portugal*. 46(3). 26-35. Recuperado de <http://www.redalyc.org/pdf/2231/223124988004.pdf> (Marzo, 2014).

13. Fernández, L. (2011). *Producción de Biocombustibles a partir de Microalgas.Expo IMIQ*, Puebla, México. Recuperado de <http://imiq.com.mx/pdfs/paneles/05.pdf> (Marzo, 2014).
14. Fernández, L., Montoya, J., Millán, A., Badillo, A. (2012). Producción de Biocombustibles a partir de microalgas.*Ra Ximhai*. 8(3). 101-115. Recuperado de <http://www.repositoriodigital.ipn.mx/bitstream/handle/123456789/16909/produccion%20de%20biocombustibles.pdf?sequence=1>
15. Gaitero, A., Villicaña, E., Paredes, J., Bernat, J. (2012). Biofijación de CO₂ mediante cultivo de Algas. Diseño de un prototipo de fotobioreactores para el cultivo de *Spirulina platensis*. *En 11º Congreso Nacional de medio ambiente*, Madrid, España. Recurado de <http://www.conama2012.conama.org/conama10/download/files/conama11/CT%202010/1896706028.pdf>
16. García, F., Jawiarczyk, N., González, C, Fernández, J., Acien, F. (2012). Valorización de biomasa de microalgas: Aprovechamiento de proteínas, carbohidratos y lípidos. *Revisión Latinoamericana. Biotecnología, Ambiental. Algal*. 3(2). 147-161. Recuperado de http://www3.inecol.edu.mx/solabiaa/ARCHIVOS/documentos/relbaa/garcia_et_al_rev_latinoam_biotec_amb_algal_v3n2.pdf (Abril, 2014).
17. Geankoplis, C. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. Evaporación. (3ra. ed.). México, México: Compañía editorial continental, SA. DE C.V.
18. González, A., Kafarov, V., Guzmán, A. (2009). Development of methods of extraction of oil in the production line of biodiesel from microalgae. *Prospect*. 7(2). 53-60. Recuperado de http://www.uac.edu.co/images/stories/publicaciones/revistas_cientificas/prospectiva/volumen-7-no-2/articulo6-v7n2.pdf (Agosto, 2013).

19. Gouveia, L. (2011). *Microalgae as Feedstock for biofuels*. doi: 10.1007/978-3-642-17997-6_1
20. Gude, V., Patil, P., Martinez, E, Deng, S., Nirmalakhandan, N. (2013). Microwave energy potential for biodiesel production. *Sustainable Chemical Processes*. 1(5). 1-31. Recuperado de <http://www.sustainablechemicalprocesses.com/content/pdf/2043-7129-1-5.pdf>. (Septiembre, 2013).
21. Harun, R., Doyle, Mark., Gopiraj, R., Davidson, M., Gareth, M., Danquah, M. (2013). *Advanced Biofuels and Bioproducts*. doi: 10.1007/978-1-4614-3348-4_30
22. Infante, C., Angulo, E., Zárata, A., Florez, J., Barrios, F., Zapata, C. (2011). Cultivation of *Chlorella* sp. Microalgae in batch culture: cell growth kinetics. *Avances en Ciencia e Ingeniería*. 3(2). 159-164. Recuperado de <file:///C:/Users/pc/Downloads/Dialnet-PropagacionDeLaMicroalgaChlorellaSpEnCultivoPorLot-3965767.pdf> (Marzo, 2014).
23. Jiménez, G. (2003). *Diseño de procesos de Ingeniería Química*. Estimación de costos de inversión. Barcelona, España: Reverté.
24. Kern, D. (1976). *Procesos de Transferencia de Calor*. (10 ma. ed.). New York. EUA: McGraw-Hill book company, Inc.
25. Kulczycki, G., Vimstein, R., Nelson, W. (1981). The relationship between fish abundance and algal biomass in a seagrass- drift algae community. *Estuarine, Coastal and shelf Science*. 12(3). 341-347. Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0302352481801302> (Marzo, 2014).

26. Lam, M., Lee, K. (2014). *Biofuels from algae*. Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780444595584000127?np=y> (Marzo, 2014).
27. LeBlanc, O. (2011) Comparison of Different Solvents Used in Microalgae biomass extraction. Recuperado de http://www.laseagrant.org/studentresearch/urop/projects/2010_LeBlanc_report.pdf (Octubre, 2013).
28. Lee, J., Yoo, C., Jun, S., Ahn, C., Oh, H. (2010). Comparison of several methods for effective lipid extraction from microalgae. *Bioresource Technology*. 101(1), S75-S77 Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852409003149>. (Septiembre 2013).
29. Makareviciene, V., Andruleviciute, V., Skorupskaite, V., Kasperoviciene, J. (2011). Cultivation of Microalgae *Chlorella* sp. and *Scenedesmus* sp. as a Potential Biofuel Feedstock. *Environmental Research, Engineering and Management*. 3(57). 21-57. Recuperado de <http://www.erem.ktu.lt/index.php/erem/article/viewFile/476/583> (Abril, 2014).
30. Marcos, F., Almazán, J., Palomino, C. (2008). Biodiesel de Algas. *Energética XXI*. (74). 1-8. Recuperado de <http://oa.upm.es/2926/> (Marzo, 2014).
31. Mata, T., Martins, A., Caetano, N. (2010). Microalgae for biodiesel production and other applications. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 14(1). 217-232. Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032109001646?np=y> (Marzo, 2014).

32. McCabe, W., Smith, J., Harriott, P. (1991). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. (4ta. ed.). España, España: McGraw-Hill/ Interamericana de España
33. Megyesy, E. (1992). *Manual de recipientes a presión. Diseño y cálculo* (2da. ed.). México, México: Limusa S.A
34. Mercer, P., Armenta, R. (2011). Developments in oil extraction from microalgae. *European Journal of Lipid Science and Technology*. 113(5). 539-547. doi: 10.1002/ejlt.201000455
35. Mora, R., Moronta, R., Ortega, J., Morales, E. (2004). Crecimiento y producción de pigmentos de la microalga nativa *Chlorella* sp. aislada de la Represa de Tulé, Municipio Mara, Estado Zulia, Venezuela. *Ciencia (Maracaibo)*, 12(2), 117-124. Recuperado de <http://biblat.unam.mx/es/revista/ciencia-maracaibo/articulo/crecimiento-y-produccion-de-pigmentos-de-la-microalga-nativa-chlorella-sp-aislada-de-la-repesa-de-tule-municipio-mara-estado-zulia-venezuela> (Marzo, 2014).
36. Ondrey, G. (2009). A one- step process for extracting oil from algae. *Chementator*. Recuperado de http://www.che.com/chementator/A-one-step-process-for-extracting-oil-from-algae-_4832.html (Septiembre, 2013).
37. Palomino, M., Estrada, F., López, G. (2010). *Microalgas: Potencial para la producción de biodiesel*. IV Congreso Brasileiro de Mamona e I Simposio Internacional de Oleaginosas Energéticas, Cali, Colombia. Recuperado de <http://cbmamona.com.br/pdfs/BID-07.pdf> (Marzo, 2014)
38. Peralta, Y., Pardo, Y., Canchila, H., Kafarov, V. (2012). Implementación de la metodología de síntesis y análisis de procesos a la etapa de cosecha de microalgas para la producción de biodiesel. *Centro de*

Investigaciones para el desarrollo Sostenible en Industrias y Energía CIDES. 132-144. Bucaramanga. Colombia. Recuperado de <http://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/4212504.pdf>. (Febrero, 2014).

39. Perry, R., Green, D. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Hand Book*. doi: 10.1036/0071422943
40. Peters, M. y Timmerhaus, K. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (4ta. ed.). Singapur, Singapur: McGraw-Hill, Inc
41. Pragma, N., Pandey, K., Sahoo, P. (2012). A review on harvesting, oil extraction and biofuels technologies from microalgae. *Renewable and Sustainable Energy*. 24. 159-171 Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032113001937?np=y> (Marzo, 2014).
42. Rubianes, J. (2011). *Estudio técnico económico de producción de biodiesel mediante algas*. (Previa a la obtención de Grado Académico o Título de: Ingeniero Industrial) Universidad Pontificia ICAI ICADE Comillas, Madrid España.
43. Rueda, R. (1996). Efecto nutricional de tres microalgas y una cianobacteria en el cultivo del rotífero *Brachionus plicarilis* Muler. *Ciencias Marinas*. 22(3). 313-328. Recuperado de <http://www.redalyc.org/pdf/480/48022304.pdf> (Abril. 2014).
44. Sánchez, A., Contreras, A., García, F., Molina, E., Chisti, Y. (1999). Comparative Evaluation of compact photobioreactors for large- scale monoculture of microalgae. *Journal of Biotechnology*. 70(3). 249-270. Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0168165699000796?via=ihub> (Febrero, 2014).

45. Sander, K., Murthy, G. (2009). Enzymatic Degradation of Microalgal cell walls. *Asabe*. (1035636). 1-12. Recuperado de <http://www.asabe.org/> (Abril, 2014).
46. Sforza, E. (2012). Oil from microalgae: species selection, photobioreactor design and process optimization. (Disertación Doctoral no publicada). Universidad de Padua, Padua, Italia
47. Sing, F., Isdepsky, A., Borowitzka, M., Reza, N. (2011). Production of biofuels from microalgae. *Mitigation and Adaption Strategies for Global Change*. 18(1). 47-72. doi: 10.1007/s11027-011-9294-x
48. Stein, J. (1973). *Handbook of phycological methods: Culture Methods and Growth Measurements* (2da.ed.). United States: Cambridge at the University Press
49. Surendhiran, D., Vijay. M. (2013). Study on flocculation efficiency for Harvesting *Nannochloropsis oculata* for biodiesel production. *International Journal of Chem Tech Research*. 5(4). 1761-1769. Recuperado de http://www.sphinxesai.com/2013/VOL5_NO.4_APRIL/PDFS_VOL5_NO.4/CT=48%281761-1769%29AJ13.pdf (Marzo, 2014)
50. Valdivia, P. (2013). Diez maneras de cosechar microalgas para biocombustibles. *Latinoamérica renovable*. Recuperado de <http://latinoamericarenovable.com/?p=5227> (Marzo, 2014).
51. Veillete, M., Chamoumi, M., Nikiema, J., Faucheux, N., Heitz, M. (2012). *Advances in Chemical Engineering*. doi: 10.5772/31368
52. Vorobiev, E., Lebovka, N. (2006). *Pulsed Electric Fields Technology for the Food Industry*. doi: 10.1007/978-0-387-31122-7_6

53. Wesoff, E. (2009). Open Pond vs Closed bioreactors. *Cleantech Investing*. Recuperado de <http://www.greentechmedia.com/green-light/post/open-pond-vs.-closed-bioreactors-4012/> (Marzo, 2014).
54. Yoo, G., Park, W., Kim, C., Choi, Y., Yang, J. (2012). Direct lipid extraction from wet *Chlamydomonas reinhardtii* biomass using osmotic shock. *Bioresource Technology*. 123(-). 717-722 Recuperado de <http://46.38.63.192/mail/lg.php?doi=10.1016/j.biortech.2012.07.102&url=aHR0cDovL2xpYmdlbi5vcmcvc2NpbWFnNC8xMC4xMDE2L2ouYmlvcnRIY2guMjAxMi4wNy4xMDIucGRm> (Septiembre, 2013).
55. Yusuf, C., Murray, M. (1986). Disruption of microbial cells for intracellular products. *Enzyme and Microbial Technology*. 8(4). 194-204. Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0141022986900876> (Septiembre, 2013).

ANEXOS

ANEXO I

**CURVA DE CRECIMIENTO DEL CULTIVO DE MICROALGAS
*Chlorella sp***

La curva de crecimiento fue determinada en un volumen de 15 L en base a la media de tres repeticiones de la densidad celular vs tiempo.

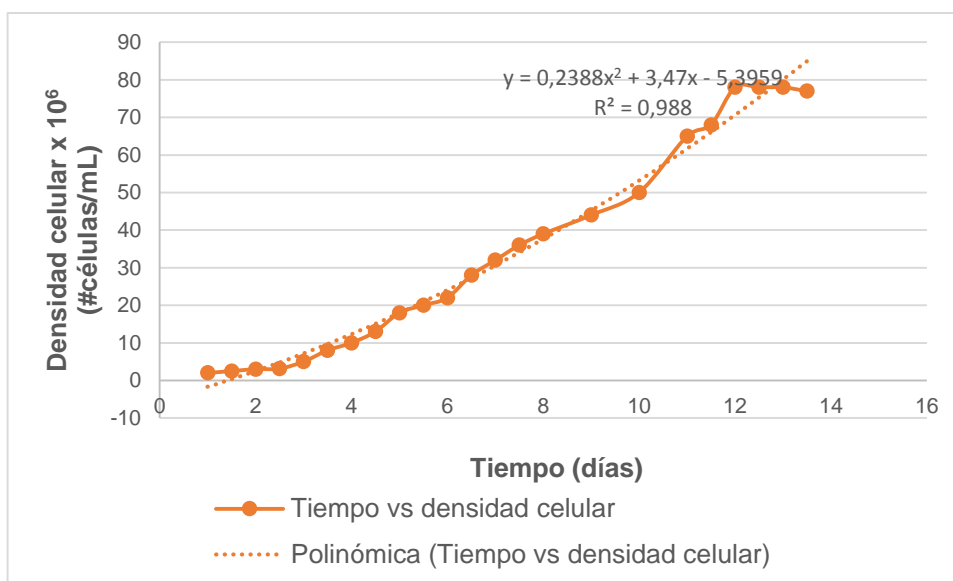


Figura AI.1. Curva de crecimiento celular con regresión polinómica

ANEXO II

RESULTADOS DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE CONCENTRADO MEDIANTE CENTRIFUGACIÓN

Se tomó 1 L del cultivo de microalgas y determinó la densidad celular inicial por contaje celular, después del proceso de centrifugación se determinó la densidad celular final contenida en la fase sobrenadante. Se realizó tres repeticiones y el diseño experimental seguido se explica en el acápite 2.1.

Para determinar la densidad celular inicial antes del proceso de centrifugación se contaron 11 cuadros en los que se encontraron 632 células, por lo tanto la densidad celular inicial fue de:

$$\# \text{ células/mL} = \frac{\text{Número de células contadas}}{\text{Número de cuadros de } 0,4 \text{ m}^2} \times 10\ 000$$

$$\# \text{ células/mL} = \frac{632}{11} \times 10000 = 574545,45$$

A continuación se muestra la densidad celular obtenida después del proceso de centrifugación para cada condición de operación explicada en el acápite 2.1

- **Prueba a 1000 rpm por 5 min**

Repetición 1

Después del proceso de centrifugación se contaron en el agua remanente de la centrifugación 25 cuadros en los que se encontraron 766 células, por lo tanto la densidad celular final fue de:

$$\# \text{ células/mL} = \frac{766}{25} \times 10\ 000 = 30\ 640$$

La eficiencia para esta condición se calculó mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Eficiencia \%} = \frac{574545-301600}{574545} \times 100 = 47,51\%$$

Repetición 2

Para las demás repeticiones se realizó el mismo procedimiento seguido anteriormente por lo tanto se presenta lo siguiente:

$$\# \text{ celulas/mL} = \frac{752}{25} \times 10\ 000 = 30\ 0659$$

$$\text{Eficiencia \%} = \frac{574\ 545-300\ 800}{574\ 545} \times 100 = 47,67\%$$

Repetición 3

$$\# \text{ células/mL} = \frac{726}{24} \times 10\ 000 = 300659$$

$$\text{Eficiencia \%} = \frac{574545-302500}{574545} \times 100 = 47,33\%$$

- **Prueba a 1000 rpm por 10 min**

Para las demás pruebas se realizó el mismo procedimiento seguido para la condición a 1000 rpm por 5 minutos, por lo tanto la eficiencia a esta condición es:

$$\text{Eficiencia 1} = \frac{574\ 545-2224\ 64}{574\ 545} \times 100 = 61,28\%$$

$$\text{Eficiencia 2} = \frac{574\ 545-222\ 177}{574545} \times 100 = 61,33\%$$

$$\text{Eficiencia 3} = \frac{5745\ 45-223\ 211}{574545} \times 100 = 61,15\%$$

- **Prueba a 1000 rpm por 15 min**

$$\text{Eficiencia 1} = \frac{574\,545 - 97\,788}{574\,545} \times 100 = 82,98\%$$

$$\text{Eficiencia 2} = \frac{574\,545 - 96\,351}{574\,545} \times 100 = 83,23\%$$

$$\text{Eficiencia 3} = \frac{574\,545 - 100\,258}{574\,545} \times 100 = 82,55\%$$

- **Prueba a 2000 rpm por 5 min**

$$\text{Eficiencia 1} = \frac{574\,545 - 40\,448}{574\,545} \times 100 = 92,96\%$$

$$\text{Eficiencia 2} = \frac{574\,545 - 40\,563}{574\,545} \times 100 = 92,94\%$$

$$\text{Eficiencia 3} = \frac{574\,545 - 46\,710}{574\,545} \times 100 = 91,87\%$$

- **Prueba a 2000 rpm por 10 min**

$$\text{Eficiencia 1} = \frac{574\,545 - 17\,006}{574\,545} \times 100 = 97,04\%$$

$$\text{Eficiencia 2} = \frac{574\,545 - 17\,868}{574\,545} \times 100 = 96,89\%$$

$$\text{Eficiencia 3} = \frac{574\,545 - 15\,915}{574\,545} \times 100 = 97,23\%$$

- **Prueba a 2000 rpm por 15 min**

$$\text{Eficiencia 1} = \frac{574\,545 - 6\,377}{574\,545} \times 100 = 98,89\%$$

$$\text{Eficiencia 2} = \frac{574\,545 - 5\,515}{574\,545} \times 100 = 99,04\%$$

$$\text{Eficiencia 3} = \frac{574\,545 - 4\,309}{574\,545} \times 100 = 99,25\%$$

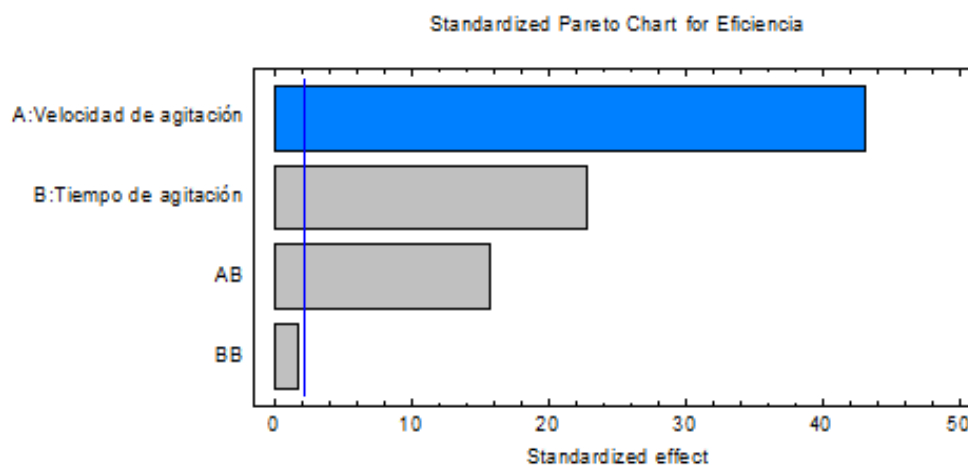


Figura AII. 1. Comparación del efecto en las variaciones de las condiciones de operación en el proceso de obtención de concentrado de microalgas

En este gráfico se muestra la variable A que corresponde a la velocidad de agitación y la variable B que corresponde al tiempo de agitación, como las dos variables sobrepasan la línea azul de referencia se concluye que tanto el tiempo de agitación como la velocidad de agitación influyen en el proceso. La variable AB corresponde a la combinación de las dos variables mencionada anteriormente y se concluye también que las dos variables en combinación influyen en la eficiencia de extracción

Con la barra BB se ajusta el modelo por tanto no tiene significado físico.

ANEXO III

DETERMINACIÓN DE HUMEDAD DE LAS MICROALGAS

Chlorella sp

Para la determinación de humedad se siguió el procedimiento descrito en el acápite 2.1.1 y se utilizó la ecuación [2.3], el porcentaje de humedad total experimental se obtuvo mediante el promedio de las tres repeticiones

- **Repetición 1**

Muestra húmeda= 3,1741 g

Muestra seca= 0,3562 g

$$\% \text{ Humedad} = \frac{3,1741 \text{ [g]} - 0,3136 \text{ [g]}}{3,1741 \text{ [g]}} \times 100$$

% Humedad=90,12

- **Repetición 2**

Muestra húmeda= 14,5615 g

Muestra seca= 1,4346 g

$$\% \text{ Humedad} = \frac{14,5615 \text{ [g]} - 1,4346 \text{ [g]}}{14,5615 \text{ [g]}} \times 100$$

% Humedad=90,15

- **Repetición 3**

Muestra húmeda= 16,8913 g

Muestra seca=1,6698 g

$$\% \text{ Humedad} = \frac{16,8913 \text{ [g]} - 1,6698 \text{ [g]}}{16,8913 \text{ [g]}} \times 100$$

% Humedad=90,11

Contenido de humedad 90,13%

ANEXO IV

RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS DE PROTEÍNAS Y CENIZAS DE LA BIOMASA SECA DE MICROALGAS *Chlorella* sp



ESCUELA POLITECNICA NACIONAL
DEPARTAMENTO DE CIENCIA DE ALIMENTOS Y BIOTECNOLOGÍA (DECAB)
 Campus Politécnico José Rubén Orellana Ricaurte
 Direc.: Pasaje Andalucía E12-A y Alfredo Mena Caamaño . Telf.: 2507 138
 Personas de Contacto: Ing. Silvia Oleas. Telf. : 2507 144 ext. 2490 e-mail: silvia.oleas@epn.edu.ec
 Tlga. Elisabeth Venegas . Telf.: 2507 144 ext. 2272 . e-mail: elisabeth.venegas@epn.edu.ec
 Quito- Ecuador



INFORME DE RESULTADOS DE ANÁLISIS O TRABAJO

ORDEN: DC-OTI0219-2014

Cliente: PROYECTO TITULACIÓN

Descr. Cliente: VIVIANA VALLADARES. Diseño de una planta de extracción de aceite a partir de microalgas.

IDENTIFICACIÓN DE LA(S) MUESTRA(S) Y SERVICIO (S)

No. muestra	Descripción de muestra	Servicio/Analito	Laboratorio
2	Muestra .- 2	HUMEDAD	Bromatología
2	Muestra .- 2	CENIZAS	Bromatología
2	Muestra .- 2	PROTEÍNA	Bromatología

RESULTADOS

Muestra	Servicio/Analito	Resultado	Unidades	Método
Muestra .- 2	HUMEDAD	5.30	% (g/100g)	934.01 4.1.03 AOAC 2005
Muestra .- 2	CENIZAS	18.90	% (g/100g)	923.03 32.1.05 AOAC 2005
Muestra .- 2	PROTEÍNA (N x 6.25)	14.90	% (g/100g)	2001.11 4.2.11 AOAC 2005

PROFESIONAL RESPONSABLE
DEL ANÁLISIS

Dra. Rosario Barrera

ANEXO V

RESULTADO DEL ANÁLISIS DE CONTENIDO DE LÍPIDOS DE LA BIOMASA SECA DE MICROALGAS *Chlorella* sp



UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS
OFERTA DE SERVICIOS Y PRODUCTOS

LABORATORIO DE ALIMENTOS
INFORME DE RESULTADOS

INF-LAB-AL-22309
ORDEN DE TRABAJO No 44933

SOLICITADO POR:	VALLADARES VIVIANA
DIRECCIÓN DEL CLIENTE:	CDA IBARRA
MUESTRA:	MICROALGAS
DESCRIPCIÓN:	MICROALGAS SECAS
LOTE:	---
FECHA DE ELABORACIÓN:	---
FECHA DE VENCIMIENTO:	---
FECHA DE RECEPCIÓN:	16/05/2014
HORA DE RECEPCIÓN:	14.21
FECHA DE ANÁLISIS:	20/05/2014
FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS A LA SECRETARÍA:	23/05/2014
CARACTERÍSTICAS DE LA MUESTRA	
COLOR:	Característico
OLOR:	Característico
ESTADO:	SOLIDO
Contenido declarado : 20g	Contenido encontrado: 20g
OBSERVACIONES:	
Los resultados que constan en el presente informe se refieren a la muestra entregada por el cliente al OSP.	
MUESTREO POR:	Cliente

INFORME

PARÁMETROS	UNIDAD	RESULTADO	METODO
Grasa	%	40.07	MAL-03/ AOAC 991.36

"Laboratorio de ensayo acreditado por el OAE con acreditación N° OAE LE 1C 04-002"

"Los ensayos marcados con (*) no están incluidos en el alcance de la acreditación del OAE"



Bióq. Ana María Hidalgo
JEFE ÁREA DE ALIMENTOS



1 / 1

RAL-4.1-04

ANEXO VI

RESULTADOS OBTENIDOS DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN EN HÚMEDO DE ACEITE DE MICROALGAS *Chlorella* sp POR SHOCK OSMÓTICO

Al concentrado de microalgas obtenido mediante el proceso de centrifugación se sometió al proceso de shock osmótico tal como se explica en el acápite 2.2. La parte experimental para esta parte se realizó tres veces. Para determinar el contenido de aceite en 40 gramos de biomasa húmeda primero se determinó la masa seca contenida en la biomasa húmeda mediante la ecuación [2.3], calculada la biomasa seca se determina el contenido de aceite de aceite contenido en la misma mediante la ecuación [AIII.1], finalmente se saca la eficiencia del proceso de extracción de aceite mediante la ecuación [2.4]

El porcentaje de humedad de las microalgas obtenida experimentalmente en este estudio es de 90,13 % tal como se explica en el Anexo III y se calculó la biomasa seca contenida en 40 g de biomasa húmeda de microalgas *Chlorella* sp

$$90,13 = \frac{40 \text{ [g]} - \text{Masa final [g]}}{40 \text{ [g]}} \times 100$$

$$\text{masa seca} = 3,948 \text{ g}$$

El contenido de aceite presente en las microalgas *Chlorella* sp es de 40%

$$\text{aceite [g]} = \frac{\text{masa seca [g]} \times \% \text{ aceite contenido}}{100} \quad [\text{AIII.1}]$$

$$\text{aceite [g]} = \frac{3,948 \text{ [g]} \times 40}{100} = 1,5792 \text{ g}$$

A continuación se presentan los resultados obtenidos para el tiempo de operación 4 horas

- **Concentración de cloruro de sodio 10 %**

Repetición 1

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 43,9340

El aceite obtenido experimentalmente cuando se procesa 40 g se obtiene mediante la ecuación [AIII.2]

aceite obtenido experimentalmente=vaso con aceite [g]-vaso vacío [g]

[AIII.2]

aceite obtenido experimentalmente=43,9340-43,6607=0,2733 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,2733 \text{ [g]}}{1,5792 \text{ [g]}} \times 100 = 17,30\%$$

Repetición 2

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 43,9346

aceite obtenido experimentalmente=43,9346-43,6607=0,2739 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,2739 \text{ [g]}}{1,5792 \text{ [g]}} \times 100 = 17,34\%$$

Repetición 3

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 43,9351

aceite obtenido experimentalmente=43,9351-43,6607=0,2744 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,2744 \text{ [g]}}{1,5792 \text{ [g]}} \times 100 = 17,38\%$$

- **Concentración de cloruro de sodio 30%**

Repetición 1

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,0468

aceite obtenido experimentalmente=44,0468-43,6607=0,3861 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,3861 \text{ [g]}}{1,5792 \text{ [g]}} \times 100 = 24,45 \%$$

Repetición 2

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,0453

aceite obtenido experimentalmente=44,0454-43,6607=0,3847 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,3847 \text{ [g]}}{1,5792 \text{ [g]}} \times 100 = 24,36 \%$$

Repetición 3

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,0460

aceite obtenido experimentalmente=44,0460-43,6607=0,3853 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,3853[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 24,40 \%$$

- **Concentración de cloruro de sodio 60%**

Repetición 1

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2156

aceite obtenido experimentalmente=44,2156-43,6607=0,5549 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5549[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 35,14 \%$$

Repetición 2

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2127

aceite obtenido experimentalmente=44,2127-43,6607=0,5520 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5520[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 34,95 \%$$

Repetición 3

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2148

aceite obtenido experimentalmente=44,2148-43,6607=0,5541 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5541[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 35,09 \%$$

A continuación se presentan los resultados obtenidos para el tiempo de operación 8 horas

- **Concentración de cloruro de sodio 10%**

Repetición 1

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2122

aceite obtenido experimentalmente=44,2122-43,6607=0,5515 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5515[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 34,92 \%$$

Repetición 2

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2156

aceite obtenido experimentalmente=44,2156-43,6607=0,5549 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5549[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 35,14 \%$$

Repetición 3

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2115

aceite obtenido experimentalmente=44,2115-43,6607=0,5508 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5508[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 34,88 \%$$

- **Concentración de cloruro de sodio 30%**

Repetición 1

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2133

aceite obtenido experimentalmente=44,2133-43,6607=0,5526 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5526[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 34,99 \%$$

Repetición 2

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2116

aceite obtenido experimentalmente=44,2117-43,6607=0,5510 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5510[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 34,89 \%$$

Repetición 3

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2138

aceite obtenido experimentalmente=44,2138-43,6607=0,5531 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5531[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 35,02 \%$$

- **Concentración de cloruro de sodio 60%**

Repetición 1

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2130

aceite obtenido experimentalmente=44,2130-43,6607=0,5526 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5526[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 34,99 \%$$

Repetición 2

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2145

aceite obtenido experimentalmente=44,2145-43,6607=0,5526 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5526[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 35,07 \%$$

Repetición 3

Vaso vacío=43,6607

Vaso +aceite= 44,2153

aceite obtenido experimentalmente=44,2153-43,6607=0,5546 g

$$\% \text{ Aceite extraído} = \frac{0,5526[\text{g}]}{1,5792 [\text{g}]} \times 100 = 35,12 \%$$

ANEXO VII

EVALUACIÓN DEL EFECTO DE LA CONCENTRACIÓN DE CLORURO DE SODIO Y EL TIEMPO EN LA EXTRACCIÓN EN HÚMEDO DE ACEITE DE MICROALGAS *Chlorella* sp POR SHOCK OSMÓTICO

Criterios para el análisis estadístico

El análisis comparativo de las condiciones del efecto de la concentración de cloruro de sodio y el tiempo para la obtención de aceite a partir de biomasa húmeda de microalgas *Chlorella* sp, se efectuó mediante el procedimiento estadístico denominado análisis de varianza ANOVA. Para el establecimiento de la mejor condición de operación se determinó si existe diferencia significativa entre las condiciones de operación mencionadas en este estudio, para lo cual se ingresaron los resultados de rendimiento obtenidos en laboratorio. El rendimiento bajo corresponde al valor más bajo y el valor alto corresponde al más alto, de esta forma se obtuvieron las figuras 3.4, 3.5 y AVII.1. Para determinar si existe o no diferencia significativa se comparó que las medias en los gráficos no se encuentren al mismo nivel, si no se encuentran al mismo nivel el resultado es la diferencia estadística significativa entre los tratamientos.

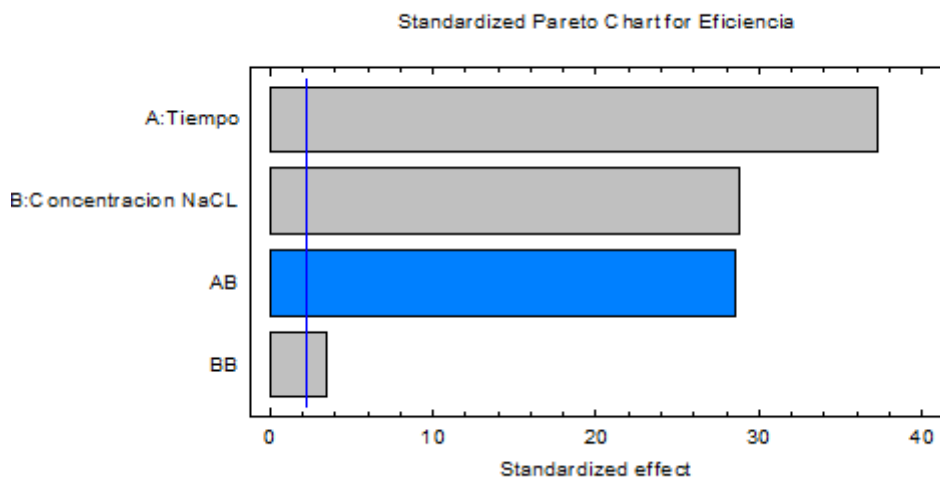


Figura AVIII. 1 Comparación del efecto en las variaciones de las condiciones de operación en el proceso de extracción de aceite

En este gráfico se muestra la variable A que corresponde al tiempo y la variable B que corresponde a la concentración de cloruro de sodio, como las dos variables sobrepasan la línea de referencia azul se concluye que tanto como la concentración de cloruro de sodio como el tiempo influyen en el proceso. La variable AB es una combinación de las dos variables mencionadas anteriormente y hace referencia a que las dos variables intervienen en la eficiencia de extracción.

Con la barra BB se ajusta el modelo por tanto no tiene significado físico.

ANEXO VIII

RESULTADOS OBTENIDOS DEL PERFIL DE ÁCIDOS GRASOS DE UNA MUESTRA DE ACEITE DE MICROALGAS *Chlorella* sp



UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS
OFERTA DE SERVICIOS Y PRODUCTOS

**LABORATORIO DE ALIMENTOS
INFORME DE RESULTADOS**

INF-LAB-AL-21880
ORDEN DE TRABAJO No 43699

SOLICITADO POR:	VALLADARES VIVIANA
DIRECCIÓN DEL CLIENTE:	CDA IBARRA
MUESTRA:	ACEITE DE MICROALGAS
DESCRIPCIÓN:	ACEITE DE MICROALGAS
LOTE:	---
FECHA DE ELABORACIÓN:	---
FECHA DE VENCIMIENTO:	---
FECHA DE RECEPCIÓN:	10/02/2014
HORA DE RECEPCIÓN:	14:44
FECHA DE ANÁLISIS:	14/02/2014
FECHA DE ENTREGA DE RESULTADOS A LA SECRETARÍA:	17/02/2014
CARACTERÍSTICAS DE LA MUESTRA	
COLOR:	Característico
OLOR:	Característico
ESTADO:	SOLIDO
OBSERVACIONES:	Contenido declarado : 1g Contenido encontrado: 1g
Los resultados que constan en el presente informe se refieren a la muestra entregada por el cliente al OSP.	
MUESTREADO POR:	Cliente

PARÁMETROS	UNIDAD	RESULTADO	METODO
Grasa	%	100%	MAL-03 39.1.08 Método Oficial AOAC 991.36
Perfil Lipídico			
Acido Butírico	%		Cromatografía de Gases
Acido Caproico	%	0.60	Cromatografía de Gases
Acido Caprílico	%	0.30	Cromatografía de Gases
Acido Cáprico	%	0.45	Cromatografía de Gases
Acido Undecanoico	%	0.60	Cromatografía de Gases
Acido Láurico	%	5.11	Cromatografía de Gases
Acido Tridecanoico	%	0.60	Cromatografía de Gases
Acido Mirístico	%	0.90	Cromatografía de Gases
Acido Miristoleico	%	0.75	Cromatografía de Gases
Acido Pentadecanoico	%	2.86	Cromatografía de Gases
Acido Palmítico	%	18.50	Cromatografía de Gases
Acido Palmítoleico	%	2.26	Cromatografía de Gases
Acido Heptadecanoico	%	3.46	Cromatografía de Gases
Acido Estearico	%	3.61	Cromatografía de Gases
Acido Oleico	%	31.43	Cromatografía de Gases
Acido Linoleico	%	12.48	Cromatografía de Gases
Acido γ-Linolénico	%	16.09	Cromatografía de Gases
Total ácidos grasos Saturados	%	36.99	Cromatografía de Gases
Total ácidos grasos Insaturados	%	63.01	Cromatografía de Gases
Total ácidos grasos Monoinsaturados	%	34.44	Cromatografía de Gases
Total ácidos grasos Poliinsaturados	%	28.57	Cromatografía de Gases
Total ácidos grasos TRANS	%	0.00	Cromatografía de Gases
Total ácidos grasos omega 3 y 6	%	28.57	Cromatografía de Gases
Total ácidos grasos	%	100.00	Cromatografía de Gases

B.F. Ana María Hidalgo
JEFE ÁREA DE AMBIENTAL

1 / 1

RAL-4.1-04



Dirección: Francisco Viteri s/n y Gilberto Gatto Sobral - Teléfonos: 2502-262 / 2502-456, ext. 15, 18, 21, 31, 33
Telefax: 3216-740 - Web: www.facquimuce.edu.ec - E-mail: laboratoriososp@hotmail.com



ANEXO IX

RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS DE ÍNDICE DE ACIDEZ, ÍNDICE DE PERÓXIDO, ÍNDICE DE YODO, ÍNDICE DE SAPONIFICACIÓN E ÍNDICE DE REFRACCIÓN


No. muestra	Descripción de muestra	Servicio/Analito	Laboratorio
1	Aceite de Microalgas. # 1	- Índice de Saponificación. - Índice de Yodo. - Índice de Refracción - Acidez titulable. - Índice de Peróxido.	Bromatología

ORDEN: DC-OTI0218-2014
 Cliente: PROYECTO TITULACIÓN
 Descr. Cliente: VIVIANA VALLADARES. Diseño de una planta de extracción de aceite a partir de microalgas.

IDENTIFICACIÓN DE LA(S) MUESTRA(S) Y SERVICIO (S)

Muestra	Servicio/Analito	Resultado	Unidades	Método
Aceite de Microalgas # 1	ÍNDICE DE REFRACCIÓN A 25°C (IR a 25°C)	1,4730	IR a 25°C	- 42 INEN - 921.08 41.1.07 AOAC 2005
Aceite de Microalgas # 1	ÍNDICE DE YODO	123,0	cg/g ^(a)	- 37 INEN - 920.159 41.1.14 AOAC 2005
Aceite de Microalgas # 1	ÍNDICE DE SAPONIFICACIÓN	191,0	mg/g ^(b)	- 58-50 AACC - 920.160 41.1.18 AOAC 2005
Aceite de Microalgas # 1	ÍNDICE DE PERÓXIDO.	6,7	meq/1000g ^(c)	- 58-50 AACC - 965.33 41.1.16 AOAC 2005
Aceite de Microalgas # 1	ÍNDICE DE ACIDEZ	0,44	mg/g ^(d)	- 38 INEN

^(a) cg de yodo absorbidos, bajo condiciones determinadas por cada gramo de sustancia.
^(b) mg KOH requeridos para saponificar 1 g de muestra.
^(c) meq peróxido por 1000 g muestra.
^(d) mg de hidróxido de potasio requeridos para neutralizar los ácidos grasos libres contenidos en 1 g de aceite.

PROFESIONAL RESPONSABLE DEL ANÁLISIS

 Dra. Rosario Barrera

ANEXO X

ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS

Tabla AX.1. Especificaciones técnicas del reactor TR-102

Reactor	
Identificación:	
Fabricante: N/A	No requerido: 1
Equipo: Reactor	Fecha: 2014-04-08
Función: Lleva a cabo la disrupción celular de la biomasa húmeda mediante una solución de NaCl , hexano y metanol	
Operación: Batch	
Área: 8,55 m ²	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	24,52
Dimensiones (m)	Diámetro (D): 2,76 Altura (h): 3,93 , Espesor (e): 0,012
Número de Agitadores tipo disco turbina de 4 paletas planas	3, con una distancia entre el nivel de líquido y el fondo del tanque de 0,91 m
Revoluciones del agitador (rpm)	20
Potencia de cada agitador agitadores (HP)	1/6
Tapa elipsoidal 2:1	
Numero de patas de Di: 3" y 0,5 m de altura	4
Espesor de la chaqueta (m)	0,01
Diámetro de orificio de descarga (m)	0,12
Material: Acero inoxidable 304	
Principios operativos:	
Para lograr una mezcla homogénea entre la biomasa y los reactivos se dispone de dos agitadores tipo disco turbina de 6 paletas planas cada uno. El sistema de calentamiento es una chaqueta por la que circula vapor y para la recirculación de condensado de hexano está conectado a un condensador vertical	

Tabla AX. 2. Especificaciones técnicas del condensador vertical C-106

Condensador Vertical	
Identificación:	
Fabricante: N/A	No requerido: 1
Equipo: Condensador vertical	Fecha: 2014-04-08
Función: Lleva a cabo la condensación el hexano que regresa por reflujo al reactor	
Operación: Continuo	
Datos de diseño:	
Dimensiones de los tubos (m)	Diámetro interno (di): 0,016 Diámetro externo (de): 0,019 Largo (L): 3,66
Dimensión de la coraza (m)	Diámetro (D): 0,64
Arreglo	Triangular 1-6 P
Numero de tubos	471
Pt (m)	0,025
Área de transferencia de calor (m ²)	87,2
Material: Acero a carbón	
Principios Operativos: El condensado regresa al reactor por gravedad. El fluido de enfriamiento utilizado es agua	

Tabla AX. 3. Especificaciones técnicas del evaporador tipo marmita EV-105

Evaporador tipo marmita	
Identificación:	
Fabricante: N/A	No requerido: 1
Equipo: Evaporador tipo marmita	Fecha: 2014-04-08
Función: Lleva a cabo la separación del hexano y aceite	
Operación: Continuo	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	1,89
Dimensiones (m)	Diámetro: 1,34 Altura: 1,84
Espesor de la chaqueta (m)	0,01
Área de transferencia de calor (m ²)	7,05
Material: Acero a carbón	
Principios Operativos: El sistema de calentamiento es una chaqueta por la que circula vapor y este está conectado a un condensador horizontal para recuperar el hexano evaporado	

Tabla AX. 4. Especificaciones técnicas del condensador horizontal C-107

Condensador Horizontal	
Identificación:	
Fabricante: N/A	No requerido: 1
Equipo: Condensador horizontal	Fecha: 2014-04-08
Función: Lleva a cabo la condensación del hexano para su posterior almacenamiento	
Operación: Continuo	
Datos de diseño:	
Dimensiones de los tubos (m)	Diámetro interno (di): 0,016 Diámetro externo (de): 0,019 Largo (L): 3,05
Dimensión de la coraza (m)	Diámetro (D): 0,25
Arreglo	Cuadrado 1-4 P
Numero de tubos	40
Espaciamiento entre tubos (m)	0,025
Área de transferencia de calor (m ²)	5,61
Material: Acero a carbón	
Principios Operativos: Como fluido de enfriamiento se utiliza agua a temperatura ambiente	

Tabla AX. 5. Especificaciones técnicas de la centrifugadora trifásica CT-104

Centrifugadora trifásica	
Identificación:	
Fabricante: N/A	No requerido: 1
Equipo: Condensador horizontal	Fecha: 2014-04-08
Función: Lleva a cabo la separación del sólido y los dos líquidos inmiscibles,	
Operación: Continuo	
Datos de diseño:	
Dimensiones (m)	Ancho : 0,94 Largo: 1,35 Altura:1,38
Potencia del motor (HP)	10
Capacidad (m ³ /h)	5-10
Principios Operativos: La mezcla entra por la parte superior y la separación de la fase solida se da por la parte de abajo, la mezcla del líquido más pesado se evacua por la parte del medio y la mezcla del líquido más liviana sale por la parte superior.	

Tabla AX. 6. Tanque de almacenamiento de la biomasa TK-101

Tanque de Almacenamiento	
Identificación:	
Fabricante: N/A	N° Requerido: 1
Equipo: Tanque de Almacenamiento	Fecha: 2014-04-09
Función: Almacenamiento del aceite	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	7,5
Dimensiones (m)	Diámetro: 2,04 Altura: 2,29 Espesor: 0,002
Número de patas: Di: 1" y 0,5 m de altura	4
Material: Acero inoxidable 304	

Tabla AX. 7. Tanque de almacenamiento del aceite TK-108

Tanque de Almacenamiento	
Identificación:	
Fabricante: N/A	N° Requerido: 1
Equipo: Tanque de Almacenamiento	Fecha: 2014-04-09
Función: Almacenamiento del aceite	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	0,75
Dimensiones (m)	Diámetro: 0,78 Altura: 1,58 Espesor: 0,002
Numero de patas: Di: 1/8" y 0,5 m de altura	3
Material: Acero inoxidable 304	

Tabla AX. 8. Tanque de almacenamiento de hexano 1 TK-109

Tanque de Almacenamiento	
Identificación:	
Fabricante: N/A	N° Requerido: 1
Equipo: Tanque de Almacenamiento	Fecha: 2014-04-09
Función: Almacenamiento de hexano	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	10,28
Dimensiones (m)	Diámetro: 2,35 Altura: 2,6 Espesor: 0,004
Numero de patas: Di: 1" y 0,5 m de altura	4
Material: Acero inoxidable 304	

Tabla AX. 9. Tanque de almacenamiento de metanol TK-110

Tanque de Almacenamiento	
Identificación:	
Fabricante: N/A	N° Requerido: 1
Equipo: Tanque de Almacenamiento	Fecha: 2014-04-09
Función: Almacenamiento de metanol	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	6
Dimensiones (m)	Diámetro: 2,03 Altura: 2,44 Espesor: 0,003
Numero de patas: Di: 1" y 0,5 m de altura	4
Material: Acero inoxidable 304	

Tabla AX. 10. Tanque de almacenamiento de desechos TK-112

Tanque de Almacenamiento	
Identificación:	
Fabricante: N/A	N° Requerido: 1
Equipo: Tanque de Almacenamiento	Fecha: 2014-04-09
Función: Almacenamiento de la biomasa después de la disrupción celular	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	25,04
Dimensiones (m)	Diámetro: 3,04 Altura: 3,45 Espesor: 0,003
Numero de patas: Di: 4" y 0,5 m de altura	3
Material: Acero inoxidable 304	

Tabla AX. 11. Tanque de almacenamiento de hexano 2 TK-111

Tanque de Almacenamiento	
Identificación:	
Fabricante: N/A	N° Requerido: 1
Equipo: Tanque de Almacenamiento	Fecha: 2014-04-09
Función: Almacenamiento de hexano	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	5,17
Dimensiones (m)	Diámetro: 1,87 Altura: 2,12 Espesor: 0,003
Numero de patas: Di: 1" y 0,5 m de altura	4
Material: Acero inoxidable 304	

Tabla AX. 12. Tanque de almacenamiento de condensado TK-113

Tanque de Almacenamiento	
Identificación:	
Fabricante: N/A	N° Requerido: 1
Equipo: Tanque de Almacenamiento	Fecha: 2014-04-09
Función: Almacenamiento de condensado	
Datos de diseño:	
Capacidad (m ³)	3,41
Dimensiones (m)	Diámetro: 1,58 Altura: 1,74 Espesor: 0,003
Numero de patas: Di: 1" y 0,5 m de altura	3
Material: Acero al Carbón	

ANEXO XI

MEMORIAS DE CÁLCULOS DE DISEÑO DE LA PLANTA

Balance de masa

Para el diseño de la planta de extracción de aceite a partir de microalgas *Chlorella* sp cuya capacidad será de 100 L diarios, se tomaron las mejores condiciones obtenidas experimentalmente. Los datos de las condiciones del proceso tal como se explicó en el acápite 3.2 corresponden a una concentración de cloruro de sodio del 10% por un tiempo de agitación de 8 horas.

Se estima una operación de 300 días

Cantidad de aceite a producir diariamente

$$100 \text{ L} \times 925 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} = 92,5 \text{ kg aceite}$$

Eficiencia del proceso de producción: 35,06%

Los 92,5 kg de aceite corresponden a una eficiencia del 35,06%

Cantidad de aceite extraída suponiendo una eficiencia del 100%

$$\frac{100 \times 92,5 \text{ kg de aceite}}{35,06} = 263,83 \text{ kg de aceite}$$

Microalgas secas que se necesitan para el proceso:

El contenido de aceite de microalgas del 40,07% por facilidad de cálculos se pasa a trabajar con un rendimiento de 40%.

Contenido de aceite en las microalgas en peso seco: 40%

$$\frac{100 \times 263,83}{40} = 659,58 \text{ kg de microalgas secas}$$

Biomasa húmeda de microalgas que se requiere:

Contenido de humedad presente en las microalgas: 90,13%

$$\frac{100 \times 659,8}{(100 - 90,13)} = 6682,71 \text{ kg de biomasa húmeda}$$

Cantidad de solventes a utilizar

Relación solvente algas: 2 a 1 en volumen

$$2 \times 6,68 \text{ m}^3 = 13,35 \text{ m}^3 \text{ de solvente}$$

El solvente está compuesto por hexano y metanol en una relación de 7:3 en volumen

Hexano: 9,35 m³

Propiedades del hexano a temperatura media T_m

$$T_m = \frac{40 + 20}{2} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\rho = 0,65 \text{ g/cm}^3$$

$$m_{\text{hex}} = \frac{0,65 \text{ g}}{\text{cm}^3} \times 9,35 \text{ m}^3 = 6077,5 \text{ kg}$$

Donde:

m_{hex}: Masa de hexano, en kg.

ρ: Densidad del fluido, en kg/m³

Metanol: 4 m³

La cantidad de metanol se encuentra al 30 % v/v

Metanol: 1,198 m³

Las propiedades del metanol se encuentran a 30 °C

$$\rho = 0,78 \text{ g/cm}^3$$

$$m_{\text{met}} = \frac{0,78 \text{ g}}{\text{cm}^3} \times 1,2 \text{ m}^3 = 934,44 \text{ kg}$$

Donde:

m_{met} : Masa del metanol, en kg.

ρ : Densidad del fluido, en kg/m³.

Agua: 2,8 m³

Las propiedades del agua se encuentran a 30 °C

$$\rho = 995,1 \text{ kg/m}^3$$

$$m_{\text{agua}} = \frac{995,1 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times 2,8 \text{ m}^3 = 7128,09 \text{ kg}$$

Donde:

m_{agua} : Masa de agua, en kg.

ρ : Densidad del fluido, en kg/m³

Dimensionamiento del reactor

Para el escalamiento se debe tomar en cuenta las siguientes similitudes

- Similitud Geométrica: El reactor a ser diseñado debe tener las mismas proporciones que el empleado en la parte experimental
- Cinética y dinámica. Debe tener las iguales condiciones hidráulicas, patrones de flujo, número de potencia, número de Reynolds, entre otros.

Consideraciones:

Factor de diseño: 10 % (Megyesy, E, 1992, p.15)

Volúmenes aditivos

Altura sobre el nivel del líquido para todos los tanques y el reactor: 16 pulgadas

Parámetros de diseño

Presión de trabajo= 206,8 kPa

Presión de diseño= 1,2 × Presión de trabajo

Relación $\frac{H}{D} = 1,4$

Donde:

H: Altura del reactor, en m.

D: Diámetro del reactor, en m.

Datos del equipo utilizado en la experimentación

Se utilizó un Erlenmeyer de dimensiones:

D_p (Diámetro del Erlenmeyer)= 0,08 m

H_p (Altura del Erlenmeyer)= 0,11 m

El reactor a diseñar debe tener similitud geométrica con el reactor experimental por lo tanto se calcula un nuevo diámetro y altura experimental considerando que el reactor será cilíndrico.

El recipiente usado en la experimentación se lo considera de forma cónica (Erlenmeyer) por lo tanto su volumen es:

$$V_p = \frac{\pi \times D_p^2 \times H_p}{12} \quad [\text{AXI.1}]$$

Donde:

V_p: Volumen experimental real del Erlenmeyer, en m

D_p: Diámetro experimental real del Erlenmeyer, en m

H_p: Altura experimental real del Erlenmeyer, en m.

El nuevo volumen experimental considerando una figura geométrica corresponde a un cilindro ya que es de la misma forma geométrica del reactor TR-102

$$V_p' = \frac{\pi \times D_p'^2 \times H_p'}{4} \quad [\text{AXI.2}]$$

Donde:

V_p' : Volumen experimental teórico del cilindro, en m.

H_p' : Altura experimental teórico del cilindro, en m.

D_p' : Diámetro experimental teórico del cilindro, en m.

$$\frac{\pi \times D_p^2 \times H_p}{12} = \frac{\pi \times D_p'^2 \times H_p'}{4}$$

$$\frac{H_p'}{D_p'} = 1,4$$

$$\frac{\pi \times 0,08^2 \times 0,11}{12} = \frac{\pi \times D_p'^3 \times 1,4'}{4}$$

$$D_p' = 0,055 \text{ m}$$

$$H_p' = 0,077 \text{ m}$$

Con el nuevo diámetro y altura experimental se puede realizar el diseño del reactor TR-102 y se debe cumplir la siguiente relación:

$$\frac{H_e}{H_p} = \frac{D_e}{D_p} \quad [\text{AXI.3}]$$

Donde:

H_e : Altura real del reactor a ser diseñado, en m.

D_e : Diámetro real del reactor a ser diseñado, en m.

El volumen real a procesar es de 20,1 m³, considerando un factor de diseño del 10% el volumen de diseño corresponde a 22,1 m³

$$V_e = \frac{\pi}{4} D_e^2 \times H_e \quad [\text{AXI.4}]$$

$$\frac{H_p}{D_p} = \frac{H_e}{D_e} \Rightarrow H_e = \frac{0,08}{0,06} \times D_e$$

$$V_e = \frac{\pi}{4} D_e^2 \times \frac{0,08}{0,06} \times D_e$$

$$D_e = \sqrt[3]{\frac{0,06}{0,08} \times \frac{4}{\pi} \times 22,1} = 2,76 \text{ m} = 108,66 \text{ in}$$

$$H_e = \frac{H_p \times D_e}{D_p}$$

$$H_e = \frac{0,08}{0,06} \times 2,71 = 3,68 \text{ m}$$

Considerando un factor de seguridad de 10 in (0,25 m) como longitud libre desde la superficie del fluido se tiene que la altura total es finalmente:

$$H_e = 3,93 \text{ m}$$

El reactor será de acero inoxidable 304, debido a que se trabaja con cloruro de sodio. Se considera que el reactor presenta tapas elipsoidales 2:1

Cálculo del espesor del reactor

Para el cálculo del espesor se toma en cuenta la máxima presión que debe aguantar el reactor que en este caso es la presión de operación del vapor que corresponde al 10% de la presión de diseño (227,5 kPa)

$$\frac{D_e}{e} = 236 \quad [\text{AXI.5}]$$

Donde:

D_e : Diámetro del reactor, en in.

e: Espesor del reactor, en in.

$$e = \frac{108,66 \text{ in}}{236} = 0,46 \text{ in}$$

Se seleccionan planchas de ½ in para la construcción del reactor.

Dimensionamiento del orificio para descarga

Se espera tener un tiempo de vaciado de 15 minutos. Se asume que el coeficiente de descarga para boquilla es 0,51.

Altura llena= 3,48 m=11,41 ft

$D_e = 2,76 \text{ m}$

La ecuación que se presenta a continuación se emplea para calcular el tiempo requerido para el vaciado de un recipiente (Thomas C. Fester), esta ecuación hace referencia a un recipiente cilíndrico vertical como es el caso del reactor que se propone. La ecuación AXI.6 se usa con las dimensiones expresadas en pies.

$$A_n = \frac{\pi \times D_e^2 \times \sqrt{H_{\text{efluente}}}}{\sqrt{8} \times C_d \times t_d \times \sqrt{g}} \quad [\text{AXI.6}]$$

Donde:

A_n : Área del orificio de descarga, en ft².

C_d : Coeficiente de descarga

t_d : Tiempo de descarga, en min.

g : Gravedad, en ft/s^2 .

$$A_n = \frac{\pi \times 2,76^2 \times \sqrt{11,41}}{\sqrt{8} \times 0,51 \times 15 \times 60 \times \sqrt{32,2}} = 0,12 \text{ft}^2$$

$$A_n = \frac{\pi \times D_d^2}{4} = 0,12 \text{ft}^2$$

$$D_d = \sqrt{\frac{4 \times 0,12 \text{ft}^2}{\pi}} = 0,39 \text{ft} = 11,89 \text{cm}$$

Donde:

D_d : Diámetro del orificio, en ft.

Se establece que el orificio de descarga para el reactor es de 0,11 m.

Diseño del agitador tipo disco turbina con 4 paletas planas

El agitador tipo turbina trabaja a velocidad entre 20- 200 rpm además es útil para sólidos en suspensión ya que las corrientes fluyen hacia abajo y luego se levantan los sólidos depositados, los rangos de viscosidades del fluido para este tipo de agitador están por debajo de los 100 Pa.s (Geankoplis, 1998, p, 162-163). Se escoge este tipo de agitador ya que se está trabajando con sólidos en suspensión y la viscosidad de la mezcla tiene un valor de 255 ctp cuyos análisis se muestran en el Anexo XVI. Las revoluciones en la parte experimental fueron de 250 rpm. La ecuación AXII.7 se obtuvo de (Geankoplis, p, 168)

$$\frac{N_e}{N_p} = \left(\frac{D_p}{D_e} \right)^n$$

[AXI.7]

Donde:

N_e = número de revoluciones del reactor, en rpm.

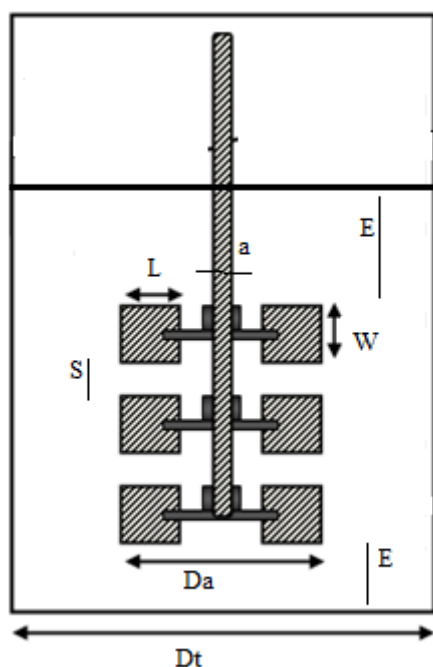
N_p = número de revoluciones del equipo utilizado en laboratorio, en rpm.

n = corresponde al tipo de transferencia que se tiene en el proceso, en este caso se tiene transferencia de masa y tiene un valor de $2/3$

$$N_e = 250 \times \left(\frac{0,055}{2,76} \right)^{2/3} = 18 \text{ rpm}$$

El número de revoluciones más bajo con la que trabajan los agitadores industriales es de 20 rpm (McCabe, Smith, Harriott, 1991, p. 245) por lo tanto el valor obtenido se redondea a este valor.

No se pone deflectores a los lados de las paredes del reactor ya que la velocidad es baja y por la altura del reactor se disponen de tres agitadores, las ecuaciones para dimensionar el agitador quedan de la siguiente manera:



$$Da/Dt = 1/3$$

$$E/Da = 1$$

$$L/Da = 1/4$$

$$W/Da = 1/5$$

Figura AXI. 1 Relaciones de similitud geométrica estándar para un tanque agitado (McCabe, 1991)

Donde:

L= ancho de la pared del agitador, en m.

W= alto de la paleta del agitador, en m.

A= diámetro del eje del agitador, en m.

Da= diámetro del agitador, en m.

S= espacio entre agitadores, en m.

E= distancia entre el fondo del tanque y el agitador y distancia del nivel del líquido al agitador, en m.

Dt= diámetro del tanque (2,76 m)

Las dimensiones del agitador quedan de la siguiente manera:

Da= 0,92 m

L=0,23 m

W=018 m

E=0,92 m

Para el cálculo del S se toma en cuenta la altura del nivel de líquido que corresponde a 3,48 m

S= 0,98 m

Cálculo de la potencia del agitador

Las ecuación AXI.8 fue obtenida de (Chermisinoff, 2000, p. 473)

$$NRe = D_a^2 \times n \times \frac{\rho}{\mu} \quad [AXI.8]$$

Donde:

NRe: Número de Reynolds

Da: Diámetro del agitador, en m.

n: Número de revoluciones, en rev/s.

ρ : Densidad de mezcla, en kg/m³.

μ : Viscosidad de mezcla, en Pa s.

Para el número de potencia se utilizó la ecuación AXI.9 (Geankoplis, 1988)

$$Np = \frac{P}{\rho \times (n)^3 \times D_a^5} \quad [\text{AXI.9}]$$

Donde:

μ = viscosidad de la mezcla, en Pa s.

ρ = densidad de la mezcla, en kg/m³.

Np = número de potencia

P = potencia del agitador, en HP.

n : Numero de revoluciones, en rev/s.

$$NRe = 0,92^2 \times 0,33 \frac{\text{rev}}{\text{s}} \times \frac{842,597 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,25 \text{ Pa s}} = 941,39$$

Con el gráfico del número de potencia vs NRe que se encuentra en (Chermisinoff, 2000, p. 473) se determina que Np es 4

$$P = Np \times \rho \times (n)^3 \times D_a^5$$

$$P = 4 \times 842,597 \text{ kg/m}^3 \times (0,33 \text{ rev/s})^3 \times 0,92 \text{ m}^5$$

$$P = 79,83 \frac{\text{J}}{\text{s}} \sim \frac{1}{8} \text{ HP}$$

La potencia sacada representa para un solo agitador, entonces para los tres agitadores se tiene una potencia de 3/8 HP

Diseño de la chaqueta

$$\dot{m}_v \times \lambda = U \times A_T \times \Delta T \quad [\text{AXI.10}]$$

Donde:

\dot{m}_v : Flujo de vapor, en kg/h

λ : Calor latente del vapor, en J/kg

U : Coeficiente global de transferencia de calor, en W/m²°C

A_T : Área de transferencia de calor, en m²

ΔT : Diferencia de temperaturas

$$A_T = \pi \times D_e \times H_{llena} + S_o \quad [AXI.11]$$

Donde:

D_e : Diámetro del reactor, en m

H_{llena} : Altura total del reactor, en m

S_o : Área de la tapa inferior, en m^2

$$A_T = \pi \times 2,76 \times 3,48 + 6,60 = 36,77 \text{ m}^2$$

Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor U

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{e}{k_{\text{acero}}} + \frac{1}{h_{\text{ext}}} \quad [AXI.12]$$

Donde:

h_i : Coeficiente de convección en el reactor

h_{ext} : Coeficiente de convección en la chaqueta

k_{acero} : Conductividad térmica del acero

e : Espesor del reactor TR.102

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{K} \quad [AXI.13]$$

Donde:

Pr: Número adimensional de Prandtl

C_p : Calor específico de mezcla, en $J/g \text{ } ^\circ C$

μ : Viscosidad de la mezcla, en ctp.

K: Conductividad térmica de la mezcla. En $W/m \text{ } ^\circ K$

Para la conductividad de la mezcla (k) se calculó la conductividad térmica del hexano, metanol al 30% que fueron obtenidas del manual del Perry (2008), para la conductividad de la biomasa húmeda se asume que es la del agua ya que tiene

un porcentaje de humedad del 90,13%. Las propiedades de la mezcla fueron calculadas a temperatura media \bar{T} .

$$\bar{T} = \frac{40+20}{2} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$k_{\text{hexano}}=0,12 \text{ W/m } ^\circ\text{K}$$

$$k_{\text{metanol } 30\%}=0,48 \text{ W/m } ^\circ\text{K}$$

$$k_{\text{biomasa}}=0,61 \text{ W/m } ^\circ\text{K}$$

Para el cálculo de la conductividad de mezcla se multiplica la fracción molar para cada conductividad de los componentes presentes en la mezcla.

$$\text{Hexano}= 60,77 \text{ kg}=70,52 \text{ kmol}$$

$$\text{Metanol al } 30\%=3730,64 \text{ kg}=180,02 \text{ kmol}$$

$$\text{Concentrado de algas}= 7128,90 \text{ kg}= 356 \text{ kmol}$$

$$k_{\text{mezcla}}=0,11 \times (0,12)+0,3 \times (0,48)+0,59 \times (0,61)=0,52 \text{ W/m } ^\circ\text{K}$$

$$C_{p \text{ mezcla}}=0,11 \times 2,515 \frac{\text{J}}{\text{g } ^\circ\text{C}} +0,3 \times 3,82 \frac{\text{J}}{\text{g } ^\circ\text{C}} +0,59 \times 3,87 \frac{\text{J}}{\text{g } ^\circ\text{C}} =3,72 \frac{\text{J}}{\text{g } ^\circ\text{C}}$$

$$\text{Pr}=3,72 \frac{\text{J}}{\text{g } ^\circ\text{C}} \times \frac{255 \text{ ctp}}{0,52 \text{ W/m } ^\circ\text{K}} =1824,33$$

$$\text{Nu}=0,74 \times \text{NRe}^{0,67} \times \text{Pr}^{0,3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0,14} \quad [\text{AXI.14}]$$

Donde:

Nu: Número adimensional de Nusselt

NRe: Número adimensional de Reynolds

μ_p : Viscosidad en la pared, en ctp.

μ : Viscosidad de la mezcla, en ctp.

Se considera que el h_{ext} (Coeficiente de convección en la chaqueta) es 1000 BTU/hft²°F y la conductividad del acero comercial es 304 es 9,42 BTU/hft°°F.

$$Nu = 0,74 \times 941,39^{0,67} \times 1824,33^{0,33} = 866,61$$

$$Nu = \frac{h_i \times D_{\text{tanque}}}{K}$$

[AXI.15]

Donde:

h_i : Coeficiente de convección en el reactor, en $W/m^2 \text{ } ^\circ K$.

D_{tanque} : Diámetro del reactor, en m.

K : Conductividad térmica de la mezcla, en $W/m \text{ } ^\circ K$.

$$h_i = \frac{866,61 \times 0,52 \text{ W/m } ^\circ K}{2,76 \text{ m}} = 182,11 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ K = 32,07 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2 \text{ } ^\circ F}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{32,07 \text{ BTU/hft}^2 \text{ } ^\circ F} + \frac{0,038 \text{ ft}}{9,42 \text{ BTU/hft}^2 \text{ } ^\circ F} + \frac{1}{1000 \text{ BTU/hft}^2 \text{ } ^\circ F}$$

$$U = 27,59 \text{ BTU/hft}^2 \text{ } ^\circ F = 157,14 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ C$$

Propiedades del vapor a 206,7 kPa

$$\lambda \text{ (Calor latente del vapor)} = 2,199 \times 10^6 \text{ J/kg} = 525,22 \text{ kcal/kg}$$

$$T_{\text{sat}} \text{ (Temperatura de saturación)} = 120,8 \text{ } ^\circ C$$

$$\dot{m}_v \times \lambda = U \times A_T \times \Delta T$$

Donde:

\dot{m}_v : Flujo másico del vapor, en kg/h.

λ : Calor latente del vapor, en J/kg.

U : Coeficiente global de transferencia de calor, en $W/m^2 \text{ } ^\circ C$.

A_T : Área de transferencia de calor, en m^2 .

$$\dot{m}_v = \frac{157,14 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ C \times 36,77 \text{ m}^2 \times (120,8 - 40) \text{ } ^\circ C}{2,199 \times 10^6 \text{ J/kg}} = 764,31 \text{ kg/h}$$

El flujo de vapor calculado anteriormente corresponde a la cantidad de vapor que se necesita para calentar la mezcla a 40 °C.

Tiempo que se demora en calentarse la mezcla

$$\ln\left(\frac{T-t_1}{T-t_2}\right) = \left(\frac{U \times A}{m \times C_p}\right) \theta \quad [\text{AXI.16}]$$

Donde:

T: temperatura de saturación del vapor, en °C.

t1: temperatura inicial en el reactor, en °C.

t2: temperatura final alcanzada en el reactor, en °C.

U: Coeficiente global de transferencia de calor, en W/m² °C.

m: Masa total contenida en el reactor, en kg.

Cp: Calor específico de mezcla, en J/kg °C.

θ: Tiempo que tarda en calentarse la mezcla, en min.

$$\theta = \frac{\ln\left(\frac{120,8-20}{120,8-40}\right)}{\left(\frac{157,14 \text{ W/m}^2\text{°C} \times 36,77 \text{ m}^2}{16936,2 \text{ kg} \times 3720 \text{ J/kg °C}}\right)} \sim 41 \text{ min}$$

Cantidad del hexano evaporado en el reactor por hora

Propiedades del hexano a 40 °C

$$\lambda_{\text{hexano}} = 83 \text{ kcal/kg}$$

$$m_{\text{hexano}} \times \lambda_{\text{hexano}} = \dot{m}_v \times \lambda_v$$

Donde:

m_{hexano} : Flujo másico de hexano evaporado

λ_{hexano} : Calor latente de hexano a 40 °C

\dot{m}_v : Flujo másico del vapor, en kg/s

λ_v : Calor latente del vapor a 120,8 °C

$$m_{\text{hexano}} = \frac{762,31 \text{ kg/kcal} \times 526,5 \text{ kcal/kg}}{83 \text{ kcal/kg}} = 4848,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 1,34 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Diseño del condensador vertical

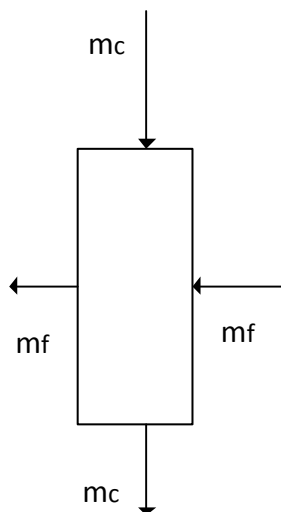


Figura AXI. 2. Diagrama de corrientes para el condensador vertical

Consideraciones

- Se asume que el único fluido que se evapora es el hexano
- Se asume que la temperatura de entrada del agua es a temperatura ambiente (20 °C)
- Se asume que la temperatura de salida del agua es 30 °C
- El cambio de estado se dan a presión y temperatura constantes
- Se asume que no existen pérdidas de evaporado
- Resistencia al ensuciamiento R_E 0,003

Tabla AXI. 1 Especificaciones del condensador vertical

Tipo de intercambiador	1-6 P, arreglo triangular
Diámetro externo de los tubos	¾ in
Diámetro interno de los tubos	0,62 in
Espaciamiento entre los tubos (Pt)	1 in
Largo de los tubos	12 ft
Coefficiente de transferencia de calor (U)	70 BTU/h ft ² °F

(Kern, 1976, p. 945-947)

Tubos: Fluido frio mf (Agua)

Coraza : fluido caliente mc (hexano)

Tfe= 20 °C

Tce= 40 °C

Tfs= 30 °C

Tcs= 40 °C

 $\dot{m}_f = 34108,8 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$ Calor latente de condensación =346,94
kJ/kg $\dot{m}_c = 4848,3 \text{ kg/h} = 10688,5 \text{ lb/h}$

Donde:

Tfe: temperatura de entrada del agua de enfriamiento, en °C.

Tfs: temperatura de salida del agua de enfriamiento, en °C.

 \dot{m}_f : flujo másico del agua de enfriamiento, en kg/h.

Tce: temperatura de entrada del hexano, en °C.

Tcs: temperatura de salida del hexano, en °C.

 \dot{m}_c : flujo másico del condensado, en kg/h

$$Q = 4848,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 364,94 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q = 491483 \frac{\text{J}}{\text{s}}$$

$$Q = U \times A \times \Delta T_{ml}$$

Donde:

ΔT_{ml} : Temperatura logarítmica media, en °C.

A: Área de transferencia del calor, en m².

U: Coeficiente global de transferencia de calor, en W/m² °C

Q: flujo de calor, en J/s

$$LMTD = \frac{(40-30)-(40-20)}{\ln\left(\frac{40-30}{40-20}\right)}$$

$$LMTD = 14,43 \text{ °C}$$

$$Q = U \times A \times \Delta T_{ml}$$

$$491483 \frac{J}{s} = 397,5 \frac{W}{m^2 \text{ °C}} \times 14,43 \text{ °C} \times A$$

$$A = 86,34 \text{ m}^2$$

$$\# \text{ tubos} = \frac{A}{\pi \times \phi_{inTubos} \times L} \quad [AXI.17]$$

Donde:

$\phi_{inTubos}$: Diámetro interno de los tubos, en m.

L: longitud de los tubos, en m.

tubos: número de tubos

A: Área de transferencia de calor, en m²

$$\# \text{ tubos} = \frac{86,34 \text{ m}^2}{\pi \times 0,016 \text{ m} \times 3,66 \text{ m}} = 471$$

Los tubos más cercanos según la configuración impuesta en la tabla AXI.1 es de 474 tubos y el diámetro de la coraza es DI= 27 in (Kern, 1976, p. 945)

$$A = \pi \times 0,016 \text{ m} \times 3,66 \text{ m} \times 382$$

$$A = 87,2 \text{ m}^2$$

$$U_D = \frac{491483 \text{ J/s}}{87,2 \text{ m}^2 \times 14,43 \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$U_D = 390,59 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{ }^\circ\text{C}} = 68,74 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2\text{ }^\circ\text{F}}$$

Donde:

U_D : Coeficiente global de transferencia de calor de diseño

- **Calculo del flujo másico del fluido frio (Agua)**

$$4848,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 346,94 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \dot{m}_f \times 4,19 \frac{\text{kJ}}{\text{kg }^\circ\text{C}} (30-20)^\circ\text{C}$$

$$\dot{m}_f = 40144,8 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

- **Calculo del coeficiente de convección por el lado de los tubos (h_i)**

Propiedades del agua a temperatura media= 25 °C

$$\mu_f \text{ (Viscosidad)} = 1,97 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}}$$

$$\rho_f \text{ (densidad)} = 62,12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$a't \text{ (Área de flujo por tubo)} = 0,302 \text{ in}^2$$

$$a_t = \frac{\# \text{ tubos} \times a't}{n}$$

[AXI.18]

Donde:

n: número de pasos

a_t : área transversal

$$a_t = \frac{474 \times 0,302 \text{ in}^2}{144 \times 6} = 0,13 \text{ ft}^2$$

$$Gt = \frac{\dot{m}_f}{at} \quad [\text{AXI.19}]$$

Donde:

Gt: Velocidad másica por el lado de los tubos, en lb/hft².

\dot{m}_f : Flujo másico del agua, en lb/h.

$$Gt = \frac{88504 \text{ lb/h}}{0,13 \text{ ft}^2} = 680800 \frac{\text{lb}}{\text{hft}^2}$$

Velocidad por los tubos (3-6) ft/s (Kern, 1976, p.958)

$$v = \frac{Gt}{\rho_f} \quad [\text{AXI.20}]$$

Donde:

v: Velocidad por el lado de los tubos, ft/s

ρ_f : Densidad del agua a 25 °C, en lb/ft³.

Gt: Velocidad másica por el lado de los tubos

$$v = \frac{680800 \frac{\text{lb}}{\text{hft}^2}}{62,12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 3,04 \text{ ft/s}$$

Por tanto si cumple con la condición de que la velocidad por los tubos debe estar entre 3 a 6 ft/s

Para el cálculo del h_i (Coeficiente de convección por el lado de los tubos) se necesita la velocidad por los tubos y la temperatura media del agua (25 °C), con esos datos se va a la figura 25 que se encuentra en (Kern, 1976, p. 940)

Por lo tanto:

$$h_i = 763,64 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$h_{ic} = h_i \frac{\phi_{inTubos}}{\phi_{extTubos}} \quad [\text{AXI.21}]$$

Donde:

h_{ic} : Coeficiente de convección corregido por el lado de los tubos, en BTU/hft² °F.

h_i : Coeficiente de convección por el lado de los tubos, en BTU/hft² °F.

$\emptyset_{extTubos}$: Diámetro externo de los tubos, en in.

$\emptyset_{inTubos}$: Diámetro interno de los tubos, en in.

$$h_{ic} = 763,64 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times \left(\frac{0,62}{0,75} \right) = 5245,64 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

- **Calculo de la temperatura de pared (Tp)**

$$T_p = \bar{T}_f + \frac{h_{ext}}{h_{ic} + h_{ext}} (T_c - \bar{T}_f) \quad [\text{AXII.22}]$$

Donde:

\bar{T}_f : Temperatura media del agua, en °C.

h_{ext} : Coeficiente de condensación, en BTU/hft²°F

h_{ic} : Coeficiente de convección corregido por el lado de los tubos, en BTU/hft²°F

T_c : Temperatura que alcanza el reactor, en °C.

$$T_p = 25 + \frac{567,86}{5245,64 + 567,86} (40 - 25) = 26,45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- **Calculo del coeficiente de condensación**

$$T_{film} = \frac{T_c + T_p}{2}$$

Donde:

T_{film} : Temperatura film, en °C.

T_c : temperatura que alcanza el rector, en °C.

T_p : temperatura pared, en °C.

$$T_{film} = \frac{40 + 26,45}{2} = 33,23 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Gravedad específica del hexano (S)= 0,65 (Kern, 1976, p. 913)

Propiedades del condensado (hexano) a T_{film}

K (conductividad térmica)= 0,12 W/m⁰K

μ (viscosidad)= 0,28 ctp

Con la conductividad térmica del condensado y la viscosidad se va a la página del libro (Kern, 1976, p. 318)

Y se obtiene $h_{\text{ext}} = 300 \text{ BTU/hft}^{20}\text{F}$

Donde:

h_{ext} : Coeficiente de condensación del hexano, en BTU/hft²⁰F

No es necesario calcular un nuevo T_{film} porque las propiedades del condensado no cambian radicalmente.

- **Caída de presión por el lado de la coraza (Kern, 1976, p. 182)**

$$\Delta P_s = \frac{0,5 f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} D_{\text{eq}} S} \quad [\text{AXI.23}]$$

Donde:

ΔP_s : Caída de presión por el lado de la coraza, lb/in².

D_s : Diámetro de la coraza, en in.

G_s : Velocidad másica por el lado de la coraza, en lb/ft²

D_{eq} : Diámetro equivalente, en in.

S: Gravedad específica

(N+1): número de cruces

f: factor de fricción

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{P_t} \quad [\text{AXI.24}]$$

Donde:

as: área transversal, en ft².

ID: diámetro interno de la coraza, en in

B. Espacio entre deflectores, en in.

Pt: espaciado entre los tubos, en in.

C': Sección libre entre tubos, en in.

$$C' = Pt - \varnothing_{\text{extTubos}}$$

[AXI.25]

Donde:

$\varnothing_{\text{extTubos}}$: Diámetro externo de los tubos

$$C' = 1 \text{ in} - 0,75 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

$$B = \varnothing_{\text{in coraza}}$$

Donde:

$\varnothing_{\text{in coraza}}$: Diámetro interno de la coraza

$$as = \frac{27 \text{ in} \times 0,25 \text{ in} \times 27 \text{ in}}{1 \text{ in}} = 1,26 \text{ ft}^2$$

$$Gs = \frac{m_c}{as}$$

Donde:

Gs: Velocidad másica por el lado de coraza, en lb/ft².

mc: Masa de condensado, en lb/h.

as: Área transversal, en ft²

$$Gs = \frac{10688,5 \text{ lb/h}}{1,26 \text{ ft}^2} = 8482,94 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}$$

$$R_{es} = \frac{D_{eq} \times G_s}{\mu_c} \quad [AXI.26]$$

Donde:

D_{eq} : Diámetro equivalente de la coraza, en in.

G_s : Velocidad másica por el lado de la coraza, en lb/ft²

μ_c : Viscosidad del condensado (hexano), en lb/hft

R_{es} : Número adimensional de Reynolds

Propiedades del Hexano vapor a 40 °C

$\mu_c = 0,0007 \text{ ctp} = 0,017 \text{ lb/hft}$

S (Gravedad específica) = 0,0012

Para el cálculo del diámetro equivalente para la coraza en un arreglo triangular está dado por: (Kern, 1976, p. 172)

$$D_{eq} = \left(\frac{4 \times (0,5) \times Pt \times 0,186 \times Pt - \left(0,5 \times \pi \times \frac{\phi_{extTubos}^2}{4} \right)}{0,5 \times \pi \times \phi_{extTubos}} \right) \text{ in} \quad [AXI.27]$$

Donde:

D_{eq} : Diámetro equivalente, en in.

Pt : Espacio entre los tubos, en in.

$\phi_{extTubos}$: Diámetro externo de los tubos, en in

$$D_{eq} = \frac{0,5 (1 \text{ in}) \times 0,186 \times (1 \text{ in}) - 0,5 \times \pi \times (0,75^2)/4}{0,5 \times \pi \times 0,75 \text{ in}} = 0,71 \text{ in}$$

$$R_{es} = \frac{5,92 \times 10^{-2} \text{ ft} \times 8482,94 \text{ lb/hft}^2}{0,017 \text{ lb/hft}} = 29 \ 541$$

El factor de fricción por el lado de la coraza se obtiene con (Kern, 1976, p. 944)

$$f = 0,0013$$

$$\Delta P_s = \frac{0,5 \times 0,0013 \times (8482,94 \text{ lb/hft}^2)^2 \times 2,25 \text{ ft} \times 7}{5,22 \times 10^{10} \times (5,92 \times 10^{-2} \text{ ft}) \times (0,0012)} = 0,20 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

La caída permisible por el lado de la coraza cuando se trata de condensación es de 2 lb/in² por lo tanto la caída de presión calculada no excede la permisible.

- **Caída de presión por el lado de los tubos** (Kern, 1976, p. 183)

La caída de presión permisible por el lado de los tubos es de 10 lb/in²

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad [\text{AXI.28}]$$

Donde:

ΔP_T : Caída de presión total por el lado de los tubos, en lb/in².

ΔP_t : Caída de presión por el lado de los tubos, en lb/in²

ΔP_r : Caída de presión por los accesorios, en lb/in².

$$\Delta P_t = \frac{f \times L \times n \times G^2}{5,22 \times 10^{10} \phi_{\text{inTubos}} \times S \times \phi^{0,14}} \quad [\text{AXI.29}]$$

Donde:

n: Número de pasos

L: longitud de los tubos, en ft.

ϕ_{inTubos} : Diámetro interno de los tubos

ϕ : Razón de viscosidad ($\mu_{\text{mezcla}}/\mu_{\text{pared}}$)

S: gravedad específica

f: factor de fricción

$$\Delta P_t = \frac{0,00024 \times \left(680800 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \text{ft}\right)^2 \cdot 12 \text{ ft} \times 6}{5,22 \times 10^{10} \times 0,052 \text{ ft} \times 1} = 2,95 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$\Delta P_r = 4 \times n \times \frac{V^2}{S \times 2g}$$

$$Gt = 680800 \frac{V^2}{2g} = 0,07$$

Donde:

Gt: Velocidad másica por el lado de los tubos

V: Velocidad de flujo por el lado de los tubos

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 6}{1} \times 0,07 = 1,68 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$\Delta P_T = 2,95 + 1,68 = 4,63 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

- **Cálculo del factor de obstrucción**

$$U_{\text{limpio}} = \frac{1}{\frac{1}{h_{ic}} + \frac{1}{h_{\text{ext}}}} \quad [\text{AXI.30}]$$

Donde:

U_{limpio} : Coeficiente de transferencia de calor total limpio, en BTU/HFT² °F

h_{ic} : Coeficiente de convección corregido por el lado de los tubos, en BTU/HFT² °F

h_{ext} : Coeficiente de condensación, en BTU/HFT² °F

$$U_{\text{limpio}} = \frac{1}{\frac{1}{923,76} + \frac{1}{300}} = 226,46 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2 \text{°F}}$$

$$R_d = \frac{1}{U_{\text{sucio}}} - \frac{1}{U_{\text{limpio}}} \quad [\text{AXI.31}]$$

Donde:

R_d : Resistencia de obstrucción

U_{sucio} : Coeficiente de transferencia de calor total sucio, en $\text{BTU}/\text{HFT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

R_E : Resistencia al ensuciamiento

$$R_d = \frac{1}{68,74} - \frac{1}{226,46} = 0,01$$

$R_d > R_E$ entonces el intercambiador está sobredimensionado

Balance de masa en la centrifuga trifásica

El tiempo de funcionamiento de la centrifugadora es 5 horas

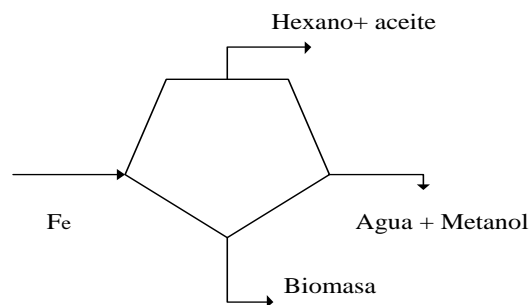


Figura AXI. 3 Diagrama de corrientes para la centrifugadora trifásica

$$F_e = (\text{hexano+aceite}) + (\text{agua+metanol}) + \text{biomasa sólida}$$

$$F_e = (6077,5 \text{ kg} + 92,5 \text{ kg}) + (2796,2 \text{ kg} + 934,44 \text{ kg}) + 7035,59 \text{ kg}$$

$$F_e = 16936,2 \text{ kg}$$

Diseño del evaporador EV-105

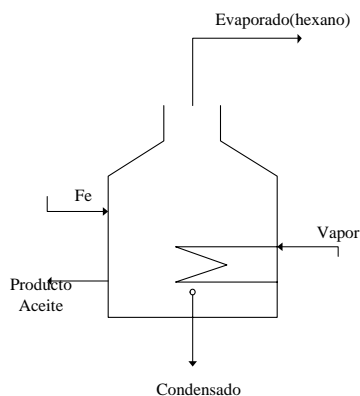


Figura AXI. 4. Diagrama de corrientes para el evaporador

Consideraciones

- Se asume que todo el vapor que entra se condensa
- La temperatura del Flujo de entrada (Fe) es la ambiental (20 °C)
- Como la composición del hexano con respecto a la del aceite es más alta se asume que el Cp es la del hexano.
- Propiedades termodinámicas para la mezcla son a temperatura media \bar{T}
- El coeficiente de transferencia de calor se asume que es para un tubo vertical corto con circulación natural (Geankoplis, C, 1998, p. 552)
- Las propiedades del vapor a 206,7 kPa y calor de vaporización del hexano fueron sacadas del manual de Perry.

Tabla AXI. 2. Datos de diseño para el evaporador

Dato de diseño	valor	unidad
Coficiente de transferencia de calor (U)	1100	W/m ² K
Presión de vapor	206,7	kPa
Temperatura de vapor	120,8	°C

Tabla AXI. 2. Datos de diseño para el evaporador
(continuación...)

Dato de diseño	valor	unidad
Temperatura de ebullición del hexano en Quito	58	°C
Relación H/D	1	-
Calor de vaporización del hexano a 58 °C (λ_{hex})	343,17	J/g
Flujo de entrada de hexano	1196,8	kg/h
Flujo de entrada de aceite	18,5	kg/h
Calor específico del hexano	2,52	J/g °C
Calor específico del aceite	2000	J/ g °C
Entalpía del aceite h_A	682	kJ/kg
Temperatura media	39	°C
Entalpía de vapor saturado del (H_G) a 206,7 kPa	2708,1	kJ/kg
Entalpía del líquido saturado(hf) a 206,7 kPa	508,38	kJ/kg
Calor latente del vapor (λ_{vapor}) a 206,7 kPa	2199,72	kJ/kg

$$h_{fe} = C_p \times (20 - 0)^\circ\text{C}$$

Donde:

h_{fe} : Entalpía del líquido de entrada, en J/g.

C_p : Calor específico de mezcla, en J/g °C.

El calor específico de mezcla se asume que es la del hexano ya que con respecto a la cantidad de aceite presente en la mezcla el hexano se encuentra en mayor cantidad.

$$h_{fe} = 2,52 \frac{\text{J}}{^\circ\text{C g}} \times (20 - 0)^\circ\text{C}$$

$$h_{fe} = 50,4 \frac{\text{J}}{\text{g}}$$

Balance de energía

$$F_e \times h_{fe} + W \times \lambda_{\text{vapor}} = C \times h_f + E \times H_E + A \times h_A$$

Donde:

F_e : flujo másico de entrada al evaporador, en kg/h.

W : Flujo másico del vapor, en kg/h.

C : Flujo másico de condensado, en kg/h.

E : Flujo másico del evaporado, en kg/h.

A : flujo másico del aceite (producto), en kg/h.

h_A : Entalpía del aceite, en kJ/kg.

λ_{vapor} = Calor latente del vapor, en kJ/kg.

$$H_E = h_{fe} + \lambda_{\text{hex}}$$

Donde:

H_E : Entalpía de vapor del hexano

λ_{hex} : Calor latente del hexano a 58 °C

$$H_E = 2,52 \frac{\text{J}}{\text{°C g}} \times (58-0)^\circ\text{C} + 343,17 \frac{\text{J}}{\text{g}} = 489,33 \frac{\text{J}}{\text{g}}$$

$$1234 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 50,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + W \times 2199,72 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = C \times 508,38 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 1215,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 489,33 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 18,5$$

$$\frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 682 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$W = C$$

$$W = 322,35 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{Q} = \dot{m} \times \lambda_{\text{vapor}}$$

Donde:

λ_{vapor} : Calor latente del vapor, en kJ/kg.

\dot{Q} : Flujo de calor, en en kJ/kg.

$$\dot{Q} = 322,35 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times (2708,1 - 508,38) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$\dot{Q} = 709080 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$Q = U \times A \times \Delta T$$

Donde:

Q: Flujo de calor, en kJ/kg.

U: Coeficiente global de transferencia de calor, en $\text{W}/\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$.

A: Área de transferencia de calor, en m^2 .

$$7,09 \times 10^8 \frac{\text{J}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 1100 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}} \times A \times (120,8 - 58) ^\circ\text{C}$$

$$A = 2,85 \text{ m}^2$$

Como el área que se necesita es pequeña se opta por diseñar un evaporador tipo marmita

$$V = \frac{\pi}{4} D_m^2 \times H_m$$

V: Volumen del evaporador, en m^3 .

D_m : Diámetro del evaporador, en m.

H_m : Altura del evaporador, en m.

$$1,89 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} D_m^2 \times D_m$$

$$D_m = 1,34 \text{ m}$$

$$H_m = 1,34 \text{ m}$$

$$H_{mt} = 1,84 \text{ m}$$

Donde:

H_{mt} : Altura total del evaporador

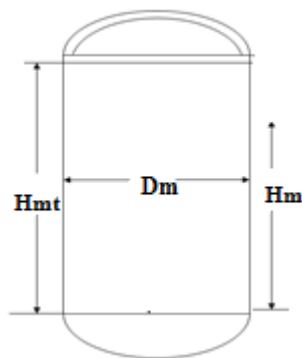


Figura AXI.5. Esquema del evaporador tipo marmita

Cálculo del espesor del evaporador tipo marmita

Para el cálculo del espesor se toma en cuenta la máxima presión que debe aguantar el evaporador tipo marmita que en este caso es la presión de operación del vapor que corresponde al 10% de la presión de diseño (227,37 kPa)

$$\frac{D_m}{e} = 236$$

Donde:

D_m : Diámetro de la marmita, en in.

e : Espesor de la marmita, en in.

$$e = \frac{52,76 \text{ in}}{236} = 0,22 \text{ in}$$

Se seleccionan planchas de $\frac{1}{4}$ in para la construcción del evaporador tipo marmita

Área de transferencia de calor en la chaqueta

$$A = \pi \times R^2 + 2 \times \pi \times R \times H$$

$$A = \frac{\pi}{4} \times D^2 \pi \times D \times H$$

$$A = 7,05 \text{ m}^2$$

Diseño del condensador horizontal C-107

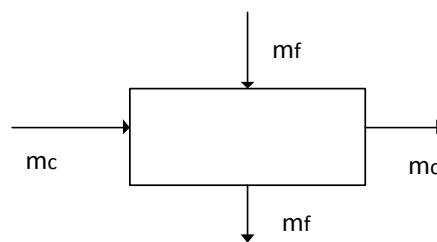


Figura AXI. 6. Diagrama de corrientes del condensador horizontal

Consideraciones

- Se asume que la temperatura de entrada del agua es a temperatura ambiente (20 °C)
- Se asume que la temperatura de salida del agua es 30 °C
- El cambio de estado se dan a presión y temperatura constantes
- Se asume que la eficiencia del condensador es del 90%.
- La caída de presión por el lado de los tubos permisible es 10 lb/ in²
- La caída de presión por el lado de la coraza es de 2 lb/ in²
- La resistencia al ensuciamiento R_E debe ser mayor a 0,003

Tubos: Fluido frio \dot{m}_f (Agua) Coraza : fluido caliente \dot{m}_c
(hexano)

Tfe= 20 °C

Tce= 58 °C

Tfs= 30 °C

Tcs= 58 °C

$\dot{m}_f = 8956 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

Calor latente de condensación =
346,94 kJ/kg

Donde:

Tfe: Temperatura de entrada del fluido frio, en °C.

Tfs: Temperatura de salida del fluido frio, en °C.

Tce: Temperatura de entrada del fluido caliente, en °C.

Tcs: Temperatura de salida del fluido caliente, en °C.

\dot{m}_f : Flujo másico del fluido frio, kg/h.

\dot{m}_c : Flujo másico del fluido caliente, kg/h.

Tabla AXI. 3.Tabla de especificaciones para el condensador horizontal

Tipo de intercambiador	1-4 P, arreglo cuadrado
Diámetro externo de los tubos	¾ in
Diámetro interno de los tubos	0,62 in
Espaciamiento entre los tubos (Pt)	1 in
Largo de los tubos	8 ft
Coefficiente de transferencia de calor (U)	100 BTU/h ft ² °F

(Kern, D, 1976, p. 945- 946)

Para el diseño del condensador horizontal se sigue el mismo procedimiento que se siguió para el diseño del condensador vertical con el único cambio que el diámetro equivalente Deq para un arreglo cuadrado la fórmula es la que se presenta a continuación y el espacio entre deflectores es de 10 in (Kern, 1976, p. 172- 271)

$$D_{eq} = \frac{4(Pt^2 - \pi \times \phi_{extTubos}^2 / 4)}{\pi \times \phi_{extTubos}} \quad [AXI.32]$$

Donde:

D_{eq} : Diámetro de la coraza cuando el arreglo es cuadrado, en in.

$\phi_{extTubos}$: Diámetro externo de los tubos, en in.

Pt: Espacio entre los tubos, en in.

B= 10 in

Donde

B: espacio entre los deflectores, en in.

El Diseño del condensador queda de la siguiente manera:

Condensador 1-4 P arreglo cuadrado $H_{ic}=760,53 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

tubos= 40 $H_{ext}=520 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

$\phi_{extTubos} = 3/4 \text{ in}$ $V_{tubos} = 4,2 \text{ ft/s}$

$\phi_{inTubos} = 0,62 \text{ in}$ $R_d = 0,007$

Pt= 1 in $\Delta P_s = 1,93 \text{ lb/in}^2$

Longitud tubos= 8 ft $\Delta P_T = 4,67 \text{ lb/in}^2$

$U_D = 93,24 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ $R_d > R_E$

Donde:

H_{ic} : Coeficiente de convección corregido por el lado de los tubos, en $\text{BTU/hft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$.

H_{ext} : Coeficiente de condensación por el lado de la coraza, en $\text{BTU/hft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$.

Pt: espaciado entre los tubos, en in.

R_d : Resistencia de obstrucción

R_E : Resistencia al ensuciamiento

U_D : Coeficiente de transferencia de calor de diseño, en $\text{BTU/hft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$.

$\phi_{extTubos}$: Diámetro externo de los tubos, en in.

$\emptyset_{inTubos}$: Diámetro interno de los tubos, en in

V_{tubos} : Velocidad del fluido por los tubos, en ft/s.

ΔP_T : Caída de presión total por el lado de los tubos, en lb/in².

ΔP_s : Caída de presión por el lado de la coraza, en lb/in².

tubos: Número de tubos

Diseño del tanque del tanque de almacenamiento del aceite TK-108

Consideraciones

La capacidad de almacenamiento será de 5 días para todos los tanques

Relación $\frac{H}{D}=1,5$

Para los demás tanques de almacenamiento se tiene una relación de:

Relación $\frac{H}{D} = 1$

Donde:

H: Altura del tanque

D: Diámetro del tanque

$V = 500 \text{ L}$

$V_D = 500 \times 10\% = 550 \text{ L}$

$$V_D = \frac{\pi}{4} D_D^2 \times H_D$$

Donde:

V_D : Volumen de diseño del tanque, en m.

H_D : Altura de diseño del tanque, en m.

D_D : Diámetro de diseño del tanque, en m.

$$0,55\text{m}^3 = \frac{\pi}{4} D_D^2 \times 1,5 \times D_D$$

$D_D = 0,78 \text{ m}$

$D_D = 1,17 \text{ m}$

$$H_T = 1,17 + 0,41$$

$$H_T = 1,58 \text{ m}$$

$$V_T = 0,75 \text{ m}^3$$

Donde:

H_T : Altura total del tanque, en m.

V_T : Volumen total del tanque, en m^3

Dimensionamiento de las patas para el reactor TR-102

Se toma una longitud de la pata de 0,50 m. Para la fabricación de los tubos, se utilizan tubos de cédula 80, con las siguientes especificaciones:

Tabla AXI. 4. Especificaciones del tubo 3in IPS cedula 40

Cédula	Diámetro interno (in-m)	Diámetro externo (m)
40	3,06-0,077	0,088

Las patas del reactor deben estar en la capacidad de soportar el peso que aporta el fluido presente durante la reacción y también el peso del tanque con las dimensiones ya establecidas.

$$P. \text{ total recip.} = P. \text{ fluido} + P. \text{ recip.} \quad [\text{AXI.33}]$$

Donde:

P. total recip: Peso total del recipiente

P. fluido: Masa total del fluido contenido en el tanque

P. recip: Peso del tanque

$$\text{Peso recipiente} = \text{Peso tapas} + \text{Peso cilindro} \quad [\text{AXI.34}]$$

Para el material de construcción del acero inoxidable, la densidad es de alrededor de 7850 kg/m^3 .

$$\text{Peso fluido} = \text{Volumen de fluido por parada} \times \rho_{\text{fluido}} \quad [\text{AXI.35}]$$

Donde:

ρ_{fluido} : Densidad del fluido

$$\text{Peso fluido} = 20,1 \text{ m}^3 \times 842,597 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 16936,1 \text{ kg}$$

$$\text{Peso cilindro} = \rho_{\text{acero}} \times 2\pi \times \frac{D_e}{2} \times H_e \times e$$

Donde:

Peso del cilindro: peso del cilindro del tanque

D_e : Diámetro del tanque, en m.

H_e : Altura de la parte cilíndrica del tanque, en m

e: Espesor del tanque, en m.

$$\text{Peso cilindro} = 7850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2\pi \times \frac{2,76 \text{ m}}{2} \times 3,93 \text{ m} \times \left(0,46 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} \right) = 3149,23 \text{ kg}$$

A continuación se presenta como se calcula el volumen de las tapas el mismo que permitirá la determinación del volumen de estas y con ello el peso total del recipiente, es de gran importancia establecer el número de patas que debe tener el recipiente ya que esto proporciona estabilidad al mismo y por tanto seguridad durante el proceso.

La superficie de las tapa queda expresada por

$$S_o = \frac{\pi \times D_{\text{eq}}^2}{4} \quad [\text{XI.35}]$$

Donde:

S_o : Superficie de la tapa, en m^2 .

D_{eq} : Diámetro equivalente del tanque, en m.

$$R_K = 0.06 \times D_e \quad [\text{AXI.36}]$$

Donde:

R_K es un parámetro que se define como 0,06 veces el diámetro del reactor, su valor se compara con el triple del espesor del recipiente y con esto se establece la fórmula que se debe usar para el cálculo del diámetro equivalente, valor que se usa en la fórmula para el cálculo de la superficie de las tapas como se muestra en la anterior ecuación.

De: Diámetro del tanque

$$R_K = 0.06 \times 2,76 \text{ m} = 0,16 \text{ m}$$

Se establece el valor de tres veces el espesor ya determinado que es de:

$$3e = 3 \times \left(0,46 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} \right) = 0,034 \text{ m}$$

$$R_K = 0,16 \text{ m} > 3e = 0,034 \text{ m}$$

Como se ha llegado a esa relación para el cálculo del diámetro equivalente se emplea la siguiente relación:

$$D_{eq} = \frac{25}{24} \times D_e + 2e \quad \text{[AXI.37]}$$

Donde:

D_{eq} : Diámetro equivalente, en m.

D_e : Diámetro del tanque, en m.

e: Espesor del tanque, en m.

$$D_{eq} = \frac{25}{24} \times 2,76 \text{ m} + 2 \times \left(0,46 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} \right) = 2,90 \text{ m}$$

$$S_o = \frac{\pi \times (2,90 \text{ m})^2}{4} = 6,60 \text{ m}^2$$

$$\text{Peso tapas} = 2 \times S_o \times e \times \rho_{\text{acero}} \quad [\text{AXI.38}]$$

Donde:

S_o : Superficie de la tapa, en m^2 .

e : Espesor del tanque, en m.

ρ_{acero} : Densidad del acero inoxidable 304, en kg/m^3 .

$$\text{Peso tapas} = 2 \times 6,60 \text{ m}^2 \times \left(0,46 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} \right) \times 7850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1210,44 \text{ kg}$$

$$\text{Peso total del recipiente} = 16936,10 + 3149,23 + 1210,44 = 21295,8 \text{ kg}$$

De acuerdo a las especificaciones, se tiene que la resistencia de la pata de acero es:

$$R = \frac{600 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{1,55 + 0,0005 \left(\frac{L_{\text{pata}}}{D_{\text{pata}}} \right)} \quad [\text{AXI.39}]$$

Donde:

R : resistencia de la pata de acero, en kg/cm^2 .

L_{pata} : Longitud de la pata, en m.

D_{pata} : Diámetro de la pata, en m.

$$R = \frac{600 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}}{1,55 + 0,0005 \left(\frac{0,5 \text{ m}}{0,088 \text{ m}} \right)} = 386,40 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

La resistencia de la pata se calcula en función, del diámetro interno y externo del tubo con el que se realiza la pata, el tubo escogido es acero de cédula 80 cuyas dimensiones se especifican en la tabla anterior.

$$\text{Superficie llena de la pata} = \frac{\pi \times D_{\text{ext}}^2}{4} - \frac{\pi \times D_{\text{int}}^2}{4} \quad [\text{AXI.40}]$$

Donde:

D_{ext} : Diámetro externo de la pata, en m².

D_{int} : Diámetro interno de la pata, en m²..

$$\text{Superficie llena de la pata} = \frac{\pi}{4} \times (0,088 - 0,077^2) \text{m}^2 = 14,62 \text{ cm}^2$$

$$\text{Peso que soporta cada pata} = R \times \text{Superficie llena de la pata} \quad [\text{AXI.41}]$$

Donde:

R: Resistencia de la pata

$$\text{Peso que soporta cada pata} = 386,40 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 14,62 \text{ cm}^2 = 5649,17 \text{ kg}$$

$$\# \text{ patas} = \frac{21295,8 \text{ kg}}{5649,17 \frac{\text{kg}}{\text{pata}}} \approx 4 \text{ Patas}$$

Entonces para el reactor se requieren de 4 patas

Cálculo de número de patas para los tanques de almacenamiento

El cálculo del número de patas para los tanques de almacenamiento es igual al cálculo para el número de patas del reactor con la variación de que para los tanque de almacenamiento del metanol se usan tubos de cedula 40 de ½ in y para el tanque de almacenamiento del aceite se usa tubos de cedula 80 de 1/8 in, las especificaciones se muestran en la tabla AXI.5

Tabla AXI. 5. Especificaciones de los tubos para las patas de los tanques

Cédula	Diámetro interno (in-m)	Diámetro externo (m)
80	0,957-0,024	0,033
40	0,269-0,0068	0,010

El número de patas para cada tanque de almacenamiento se muestra en la tabla AXI.6.

Tabla AXI. 6. Cálculos obtenidos del número de patas de los tanques

Tanque de almacenamiento	Tamaño nominal del tubo(in)	# de patas
Tanque de metanol TK-110	1	4
Tanque de aceite TK-108	1/8	3
Tanque para hexano recuperado TK-112	4	4
Tanque después del reactor TK-113	4	3
Tanque de almacenamiento para hexano TK-109	1	4
Tanque para biomasa TK101	1	4
Tanque de desechos TK-111	4	3

Cálculo del espesor para el tanque de hexano 2 recuperado TK-111

Al utilizar la ecuación API-ASME, se tiene:

$$e = \frac{P_{\text{diseño}} \times D_m}{2 \times K \times E} + C \quad [\text{AXI.43}]$$

Donde:

e: Espesor del tanque, en in.

$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño, en kPa.

D_m : Diámetro medio, en in.

C: Factor de tolerancia a la corrosión, en in.

K: Resistencia de trabajo del material del tanque

E: Eficiencia de soldadura

$K = 17500 \text{ lbf/in}^2 = 120\,658 \text{ kPa}$

$E = 0.7$

$C = 3/32 \text{ in}$

$$P_{\text{hidrostática}} = \rho_{\text{mezcla}} \times g \times (H_T - L_{LC}) \quad [\text{AXI.44}]$$

Donde:

P hidrostática: Presión hidrostática

ρ_{mezcla} : Densidad del fluido contenida en el tanque

g: Aceleración gravitacional

H_T : Altura total del tanque

Lcc: Espacio libre de cabeza

$$P \text{ hidrostática} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (2,12 - 0,25) \text{ m}$$

$$P \text{ hidrostática} = 18\,326 \text{ Pa}$$

$$P \text{ diseño} = 1,2 \times P \text{ hidrostática}$$

$$P \text{ diseño} = 21,99 \text{ kPa}$$

$$e = \frac{21,99 \times \frac{73,62 \text{ in} + (73,62 \text{ in} + 2e)}{2}}{2 \times 120658 \times 0,7} + \frac{3}{32} \text{ in}$$

$$e = 0,12 \text{ in}$$

Para el cálculo de los espesores de los tanques TK-101, TK-108, TK-109, TK-110, TK-112, TK-113 se sigue el mismo procedimiento de cálculo para el tanque TK-111, el resumen de los resultados obtenidos se presentan en la tabla AXI.7.

Tabla AXI. 7. Resumen de resultados de los espesores para los tanques de almacenamiento

Tanque de almacenamiento	Espesor(in)
TK-101	1/10
TK-108	1/10
TK-109	1/8
TK-110	1/8
TK-111	1/8
TK-112	1/8
TK-113	1/8

Dimensionamiento de las bombas de distribución

Para el dimensionamiento de las bombas se hicieron las siguientes consideraciones:

- Se empleó la ecuación del balance de energía de Bernoulli considerando que todos los equipos están expuestos a la presión atmosférica y que los fluidos están estáticos en los puntos en los que se realizan los balances.
- Todas las bombas deben vencer un valor de pérdidas friccionales, localizadas y por accesorios.
- El nivel de referencia es el piso y se considera únicamente las alturas que ocupan los líquidos en cada uno de los equipos.

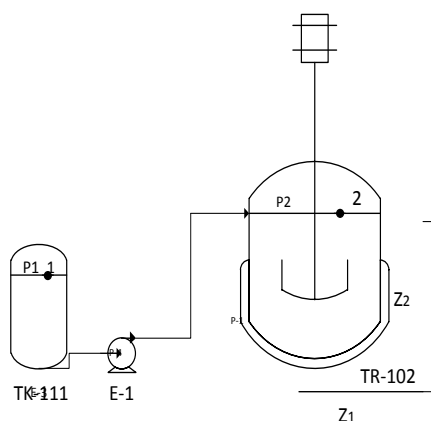


Figura AXI. 7. Esquema del transporte de fluido mediante una bomba centrífuga

$$\frac{P_1}{\gamma_1} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + H_B = \frac{P_2}{\gamma_2} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + \text{pérdidas} \quad [\text{AXI.45}]$$

Donde:

P_1 : Presión en el punto 1

γ_1 : Peso específico en 1

z_1 : Altura en el punto 1, en m.

H_B : Altura de bomba, en m.

g : Gravedad

P_2 : Presión en el punto 2

z_2 : Altura en el punto 2, en m.

v_2 : Velocidad de flujo en el punto 1

v_1 : Velocidad de flujo en el punto 1

$$H_B = z_2 - z_1 + \text{pérdidas} \quad [\text{AXI.46}]$$

Para el cálculo de las pérdidas totales se considera las pérdidas friccionales, pérdidas por accesorios, el diámetro de la tubería, la velocidad de flujo a través de la tubería, considerando todos estos factores se determina que las pérdidas totales para el cálculo de la bomba B-04 es de aproximadamente un metro.

$$H_B = 3,67 \text{ m} - 0,50 \text{ m} + 1 \text{ m} = 4,17 \text{ m}$$

$$\text{Potencia hidráulica} = \dot{Q} \times H_B \times \gamma \quad [\text{AXI.47}]$$

Donde:

\dot{Q} : Caudal, en m^3/s .

H_B : Altura de bomba, en m.

γ_1 : Peso específico en 1

El caudal buscado es el necesario para llenar $9,35 \text{ m}^3$ de hexano en 1 hora

$$\dot{Q} = \frac{9,35 \text{ m}^3}{60 \text{ min} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}} = 0,0026 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$\text{Potencia hidráulica} = 0,0026 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 4,17 \text{ m} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 660 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 70,12 \text{ W}$$

Considerando una eficiencia de la bomba $\eta = 60\%$

$$\eta = \frac{\text{Potencia hidráulica}}{\text{Potencia del motor}} \quad [\text{AXI.48}]$$

$$\text{Potencia del motor} = \frac{70,12 \text{ W}}{0,6} = 116,87 \text{ W} = 0,16 \text{ HP}$$

Las otras bombas de distribución se dimensionan siguiendo el mismo procedimiento de cálculo que se realizó para la bomba B-04, las pérdidas friccionales cambiarán ya que las bombas manejan distintos flujos según el requerimiento. En tabla AXI.8 se muestran la potencia del motor requerida para cada una de las bombas.

Tabla AXI. 8. Potencia del motor para las bombas requeridas en planta

Bombas	Potencia del motor (HP)
B-01	0,001
B-02	0,001
B-03	0,02
B-05	0,02
B-06	1,2
B-07	1,2
B-09	0,02
B-10	0,01
B-11	0,03
B-12	0,02
B-13	0,001
B-14	0,07
B-15	0,07
B-16	0,02

Calculo del número de planchas que se necesitan para la construcción del reactor.

TR-102

$$\# \text{ planchas} = \frac{\text{Superficie total}}{\text{Área de la plancha}} \quad [\text{AXI.49}]$$

$$\text{Superficie total} = \text{área de las tapas} + \text{área del cilindro} \quad [\text{AXI.50}]$$

La superficie de las tapa se calculó con la ecuación AXII.38

$$\text{Área de las tapa (So)} = 6,60 \text{ m}^2$$

$$\text{Área del cilindro} = \pi \times D \times H \quad [\text{AXI.51}]$$

Donde:

D: Diámetro del reactor, en m.

H: Altura total del reactor, en m.

$$\text{Área del cilindro} = \pi \times 2,76 \times 3,93 = 34,07 \text{ m}^2$$

Las planchas en el mercado se encuentran tienen dimensiones de 8 x 4 ft dando como área 32 ft²

$$\# \text{ planchas} = \frac{46,91 \text{ m}^2}{32 \text{ ft}^2} = 15,78 \text{ planchas} \sim 16 \text{ planchas}$$

Para el cálculo del número de planchas que se requiere para la construcción de la chaqueta del reactor TR-102 se considera el área de una de las tapas y el área cilíndrica se calcula con la ecuación AXII.51 considerando que la altura es el nivel del líquido y no la altura total del tanque.

$$\text{Área del cilindro} = \pi \times 2,76 \text{ m} \times 3,48 \text{ m} = 30,17 \text{ m}^2$$

$$\# \text{ planchas} = \frac{30,17 \text{ m}^2}{32 \text{ ft}^2} = 12,30 \text{ planchas} \sim 13 \text{ planchas}$$

Entonces el número total de planchas que se requiere para la construcción del reactor junto con su chaqueta es de 29 planchas de acero inoxidable 304.

Para el cálculo de número de planchas de los tanques TK-101, TK-108, TK-109, TK-110, TK-111, TK-112, TK-113 y EV-105 se sigue el mismo procedimiento con

el que se calculó el número de planchas para el reactor TR-102, el número de planchas calculadas se presentan en la tabla AXI.9.

Tabla AXI. 9. Número de planchas empleadas para el diseño de los tanques de almacenamiento

Tanque	Número de planchas
TK-101	8
TK-108	2
TK-109	8
TK-110	8
TK-111	10
TK-112	27
TK-113	17
EV-105	6

ANEXO XII

RESULTADOS DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN DE LA MICROALGA *Chlorella sp*

Para determinar la velocidad de sedimentación de las microalgas *Chlorella sp* se tomó un litro de cultivo previamente homogenizado, la muestra se puso en una probeta graduada de 1 L y se anotó la altura de sedimentación cada 15 y 30 min, después se registró la altura a un intervalo de 1 h hasta la sexta hora, de aquí en adelante se anotó la altura de sedimentación cada 2 horas hasta que la altura de sedimentación se mantenga constante. En la figura AXII.1 se muestra la curva de sedimentación experimental obtenida.

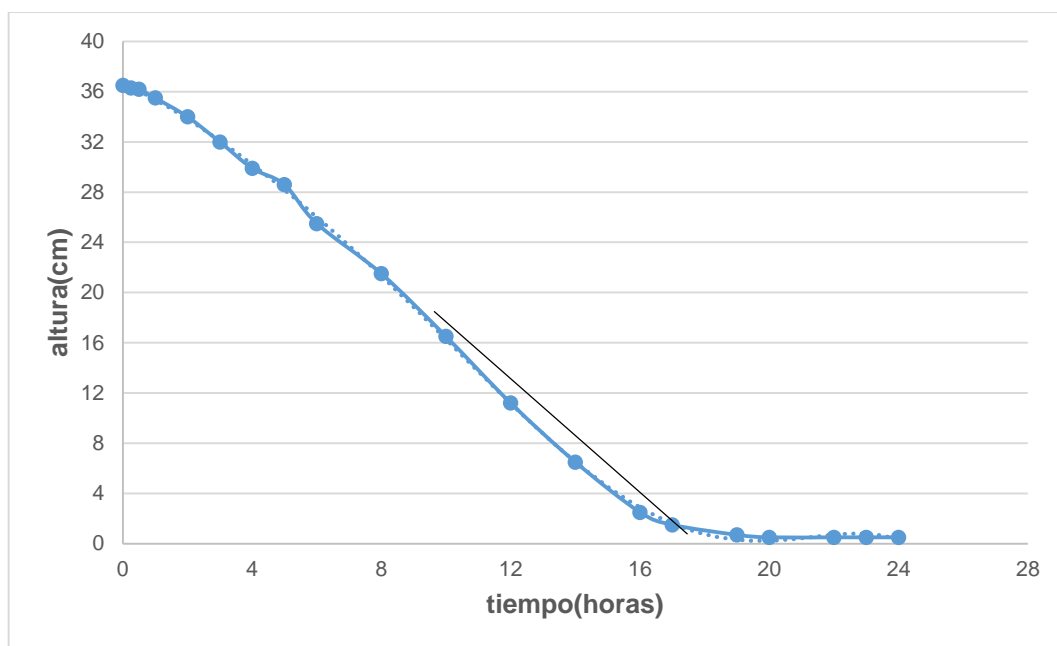


Figura AXII. 1. Curva de sedimentación

Para calcular la velocidad de sedimentación se traza una tangente en la curva para obtener un punto como corte, la altura inicial se lo divide para el corte en el eje de las abscisas y se obtiene la velocidad de sedimentación. Entonces se tiene el siguiente resultado:

$$v = \frac{36 \text{ cm}}{17 \text{ h}} = 2,12 \times 10^{-2} \text{ m/h}$$

Donde:

v: Velocidad de sedimentación, en m/h.

La cantidad de sólidos suspendidos que quedaron después del proceso de sedimentación por gravedad se midió mediante el equipo Hach y se obtuvo como resultado 170 mg/L.

De un bioreactor se puede tener una producción de 5 g/L de biomasa por lo tanto la eficiencia de la sedimentación por gravedad corresponde al 96,6%, entonces el volumen de agua a tratar para obtener los 6682 kg de biomasa que se necesita para producir 100 L diarios de aceite es de 1383,44 m³ por día.

Con la velocidad de sedimentación y el caudal a tratar se procede a calcular las dimensiones de un sedimentador gravitacional que a continuación se presentan:

$$A_s = \frac{Q}{v} \quad [\text{AXII.1}]$$

Donde:

A_s: Área superficial del sedimentador gravitacional, en m².

Q: Caudal a procesar, en m³/día

v: Velocidad de sedimentación, en m/h.

$$A_s = \frac{1383,44 \text{ m}^3/\text{día}}{2,12 \times 10^{-2} \text{ m/h}} = 2719,03 \text{ m}^2$$

El área superficial obtenida es muy grande por lo que diseñar un sedimentador de esta área implica grandes extensiones de terreno, por lo tanto la cosecha de microalgas se la hace mediante el método de sistema de floculación química e hidráulica explicado en el acápite 1.2.3.2

ANEXO XIII

COSTO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR

Para calcular el costo de los intercambiadores de calor se siguió el método descrito en Jiménez, (2003)

Costo del condensador C-106

Los factores de ajuste para este intercambiador de calor fueron sacados de (Jiménez, 2003, p.45)

$$F_d=1$$

$$F_p=1$$

$$F_m=1$$

$$\text{Factor de modulo desnudo} = 3,39$$

El costo base para este tipo de intercambiador se obtiene de (Jiménez, 2003, p.45) por tanto se tiene que el costo base= \$7 000

El costo ajustado se calcula mediante la ecuación [3.1] obtenida de (Jiménez, 2003, p.42)

$$C_{fob}=7\ 000 \times (1+1) \times 1=14\ 000$$

El costo de una unidad en base acero al carbón a presión moderada en 1968 es

$$C_{md}=7\ 000 \times 3,39=23\ 730$$

El costo de unidad base se calculó mediante la ecuación [3.3] obtenida de (Jiménez, 2003, p.42)

$$C_{mda}=23\ 730+(14\ 000-7\ 000)=$\ 30\ 730$$

Este costo representa el precio del intercambiador en el año 1968 para ajustarlo al año actual (2014), el valor obtenido se multiplica por el índice de costos de Chemical Engineering para el año 2014 que corresponde a 580 y se divide para el índice de costos del año 1968 que corresponde a 113,7. Este costo se calculó mediante la ecuación [3.4] obtenida de (Jiménez, 2003, p.42)

Por lo tanto:

$$C_{\text{mda actual}} = 30\,730 \times \frac{580}{113,7} = \$ 156\,758,13$$

A este costo se le añade el 15 % de contingencias obteniéndose el precio deseado

$$\text{Costo} = \$ 180\,271,85$$

Costo del intercambiador C-107

Para el calcular el costo de este intercambiador se sigue el mismo procedimiento descrito anteriormente, por lo tanto se tiene:

$$\text{Costo base} = \$ 400$$

$$C_{\text{fob}} = 400 \times (1+1) \times 1 = 800$$

$$C_{\text{md}} = 800 \times 3,39 = 1\,356$$

$$C_{\text{mda}} = 1\,356 + (800 - 400) = \$ 1\,756$$

$$C_{\text{mda actual}} = 1756 \times \frac{580}{113,7} = \$ 8\,957,61$$

A este costo se le añade el 15 % de contingencias obteniéndose el precio deseado al año 2014

$$\text{Costo} = \$ 10\,301,25$$

ANEXO XIV**COSTO DE LOS TANQUES****Costo del Reactor TR-102**

El precio total incluye instalación y mano de obra.

Para calcular el precio de los demás tanques de acero inoxidable 304 se sigue la misma metodología utilizada para obtener el precio del reactor TR-102, por lo tanto se obtiene:

TK-101	\$ 2 844, 80
:	
TK-110	\$ 2 844, 80
:	
TK-108	\$ 711,20
:	
TK-109	\$ 3 556,0
:	
TK-111	\$ 2 133,60
:	
TK-112	\$ 9 601,20
:	
TK-113	\$ 24 942,40
:	
EV-105	\$ 4 460,40
:	

ANEXO XV

COSTO DE PRODUCCIÓN

Costo de materias primas

Como materia prima se considera el concentrado de microalgas, en este costo está incluido el costo de cultivo y el costo de cosecha, también se considera como materia prima el hexano, metanol y cloruro de sodio.

El costo de cultivo de las microalgas tiene un valor aproximado de \$0,47 por kg de cultivo, el costo de cosecha tiene un valor aproximado de \$0,06 por m³ de cultivo.

El costo del hexano tiene un valor de \$2,50 por litro y el costo del metanol tiene un valor aproximado de \$1,19 por litro.

$$C_{Q1} = 1,2 \frac{\text{m}^3 \text{ de metanol}}{\text{día}} \times \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3} \times 300 \text{ días} \times 1,19 \frac{\$}{\text{L de metanol}} = 428\,400 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$C_{Q2} = 710 \frac{\text{kg de cloruro de sodio}}{\text{día}} \times 300 \text{ días} \times 0,40 \frac{\$}{\text{kg de cloruro de sodio}} = 85\,200 \frac{\$}{\text{año}}$$

Para calcular el costo del hexano se toma en cuenta la cantidad inicial de 9,35 m³ y como el hexano se recupera hay que adquirir solo lo que se pierde que en este caso corresponde a 0,94 m³, considerando que el precio del hexano es \$2,50 el litro, el costo de esta materia prima es:

$$C_{Q3} = (2,50 \times (9,35 \text{ m}^3) + \$ 2,50 \times (0,94 \text{ m}^3)) \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3} \times 299 = 726\,025 \frac{\$}{\text{año}}$$

Para determinar el costo de obtención de concentrado de microalgas se toma en cuenta que el precio de cultivo está en \$0,47 por kilogramo de cultivo y el cultivo tiene un valor de \$ 0,06 por m³, con estos precios se determina que para la

obtención diaria de 6682,71 kg pero hay que considerar que en el proceso de cosecha el rendimiento es del 90% por lo tanto se debería cultivar diariamente 7425,23 kg.

$$7425,23 \text{ kg de microalgas} \times 300 \text{ días} \times 0,47 \frac{\$}{\text{kg microalgas}} = 1\ 046\ 957,43 \frac{\$}{\text{año}}$$

Para la cosecha de microalgas se trata 7425,23 kg, se puede asumir que la densidad del cultivo es 1000 kg/m³ por lo tanto se debería tratar 7,42 m³

$$7,42 \text{ m}^3 \times 300 \text{ días} \times 0,06 \frac{\$}{\text{m}^3} = 133,56 \frac{\$}{\text{año}}$$

Los costos de materias primas en los que se incluye respectivamente el costo anual del hexano, metanol, cloruro de sodio, cultivo y cosecha de microalgas son:

$$\$726\ 025 + \$428\ 400 + \$85\ 200 + \$1\ 046\ 957,43 + \$133,56 = \$2\ 286\ 715,99$$

$C_Q = \$2\ 286\ 715,99$ por año de operación

Costo de Fuerza Laboral

$$C_{L_1} = 350 \frac{\$}{\text{obrero al mes}} \times 3 \text{ obreros} \times 12 \frac{\text{meses}}{\text{año}} = \$12\ 600 \text{ por año}$$

Costo de servicios industriales

$$C_{L_2} = 0,279 \frac{\text{kW}}{\text{agitador}} \times 8 \frac{\text{h}}{\text{día}} \times 300 \text{ días} \times 0,10 \frac{\$}{\text{kWh}} = 66,96 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$C_{L_3} = 7,5 \frac{\text{kW}}{\text{centrifugadora}} \times 5 \frac{\text{h}}{\text{día}} \times 300 \text{ días} \times 0,10 \frac{\$}{\text{kWh}} = 1\ 125 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$C_{L_4} = 10,5 \frac{\text{kW/h}}{\text{caldero}} \times 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} \times 300 \text{ días} \times 0,10 \frac{\$}{\text{kWh}} = 720 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$C_{L_5} = 576 \frac{\text{gal}}{\text{h}} \times 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} \times 300 \text{ días} \times 1,03 \frac{\$}{\text{gal}} = 177\ 984 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$C_{L_6}' = 111\,987\,414 \text{ m}^3 \text{ agua} \times 0,72 \frac{\$}{\text{m}^3} = 80\,630,94 \frac{\$}{\text{año}}$$

El costo por energía eléctrica que consumen las 16 bombas es de \$115,20

Se suma C_{L1} , C_{L2}' , C_{L3}' , C_{L4}' , C_{L5}' C_{L6}'' y se obtiene el costo de producción por servicios industriales y mano de obra C_L .

$$C_L = \$273\,242,10 \text{ por año de operación}$$

Entonces el valor total de producción anual es:

$$\$273\,242,10 + \$2\,286\,715,99 = \$2\,559\,958,09$$

Por lo tanto el precio por litro de aceite extraído es el valor total de producción anual dividido para la producción anual de aceite

$$\frac{\$2\,559\,958,09}{30000} = \$85,33$$

Para determinar la inversión fija requerida para este proceso se suma los costos directos e indirectos, por lo tanto la inversión fija es:

$$\text{Costos directos} = \$2,4 \times \$527\,881,10 = \$1\,266\,914,64$$

$$\text{Costos indirectos} = 1,41 \times \$527\,881,10 = \$744\,312,35$$

$$\$1\,266\,914,65 + \$744\,312,36 = \$2\,011\,226,99$$

ANEXO XVI

RESULTADOS DE VISCOSIDAD DE LA MEZCLA DE MICROALGAS, CLORURO DE SODIO Y SOLVENTES

No. muestra	Muestra	Servicio/Analito	Laboratorio
1	Concentrado de algas Con 60% sal, hexano y metanol al 30%	Viscosidad	Bromatología

RESULTADOS:

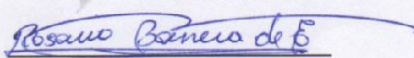
MUESTRA	ANALITO-RESULTADOS		UNIDADES	METODO
	VISCOSIDAD , a 20°C, con Spindle 02			
	20 rpm	50 rpm		
Concentrado de algas. Con 60% sal, hexano y metanol al 30% (a)	300	210	c.p.s*	-Manual de operación del Equipo.**

(a) La muestra es una mezcla de solventes que tienden a separarse rápidamente, difícil obtener datos paralelos en las lecturas.

*c.p.s centipoise

**Viscosímetro de torque, BROOKFIELD DIGITAL VISCOMETER . Model DV II. RV SPINDLE.

PROFESIONAL RESPONSABLE
DEL ANÁLISIS


Dra. Rosario Barrera

