

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL
QUIMICO

**PROPUESTA DE PROCESAMIENTO DE
ALGAS PARA LA PRODUCCIÓN DE HARINA**

Felipe Vargas García

Profesor Guía:

Carlos Carlesi

2014

Agradecimientos

Hoy finalmente termina un ciclo increíble de mi vida, y cuando esto ocurre es fundamental dar vuelta la mirada y recordar que nunca estuve solo, increíbles personas formaron parte de este proceso y es importante recordarles que los quiero y que siempre estaré para ellos.

En primer lugar a Teresa García Bernal mi Madre, Gracias por tu cariño incondicional y por sacrificar tanto de tu vida para que no nos faltara nada a mí, ni a mis hermanos. Nunca olvidaré cuando me subías al quinto piso por nuestra escalera en placeres, conmigo en un brazo y el otro cargado con las bolsas, para luego volver a bajar a buscar más bolsas conmigo nuevamente en tus brazos...solo para que no estuviera solo en ningún momento. En este día quiero que sepas, que me faltará vida para poder entregarte tanto como tú lo has hecho, soy un hombre feliz y estoy orgulloso de que mantengas nuestra familia unida. Eres increíble y eres perfecta tal como eres. Te prometo que no perderé el norte, porque tengo la brújula del Tata, siempre te apoyaré y siempre estaremos juntos, como ha sido toda la vida.

A mi Padre por sacrificar tantos años de su vida navegando lejos de casa con todo lo que eso implica para que no nos faltará nada. Así fue Papá, nunca nos ha faltado nada gracias a tu incesante esfuerzo y profesionalismo que te ha permitido llegar tan lejos.

A Paula Castex y Familia, por reír conmigo en todos los momentos felices y por mantenerme de pie en todos los momentos difíciles, eres mi fuerza y mi cable a tierra. Ya has dejado una huella en mi vida y te lo agradezco infinitamente.

Agradecer a mis colegas, compañeros, y por sobre todo amigos Jacqueline Henríquez con la cual compartimos momentos únicos de bromas y risas. Gracias por retarme cuando era irresponsable y por felicitarme cuando hacia las cosas bien, eres increíble y serás un excelente profesional. A Alexandra Lagos, por tantos trabajos juntos, tantas risas y golpes (de tu parte). Fuiste la única que me logro controlar, lo pase increíble en los laboratorios contigo aunque todavía no olvido que fue tu culpa el incendio en el laboratorio y todos me culparon a mi por ser el desordenado del grupo. Y a mi fiel amigo Felipe Rodríguez imposible agradecer en tan pocas líneas lo buen amigo que eres, gracias por explicarme tantas materias, por apoyarme en tantos problemas, por escucharme en los momentos que necesitaba ser escuchado. Eres para mí un ejemplo de profesional y de persona. Gracias a los 3 por hacer mi vida universitaria simplemente increíble y por estudiar codo a codo durante tantas noches sin dormir.

Agradecer al Profesor Daniel Undurraga, por dedicar tanto tiempo desinteresadamente al desarrollo de mi memoria, sus lecciones, consejos y correcciones simplemente fueron fundamentales. Y finalmente también agradecer a mi profesor guía Carlos Carlesi, el cual siempre estuvo dispuesto a ayudar en cualquier minuto y con una eficiencia extraordinaria aclarando y corrigiendo en tiempos increíblemente cortos.

El ciclo que se cierra hoy, es merito únicamente de ustedes. Muchas Gracias.

1. Resumen

Actualmente en Chile la gran demanda de suplementos nutricionales para deportistas ha generado una gran competencia dentro de este mercado debido a que los diferentes productos actualmente presentes tienen concentraciones semejantes de nutrientes sin generar gran diferenciación entre ellos. En el trabajo de título se propone el desarrollo de un proceso para crear un nuevo producto al mercado a partir de algas, el cual entregaría una mayor y más completa gama de nutrientes, generando así un producto diferente en el mercado.

Este proceso se realizó a través de diferentes etapas, las cuales incluyeron un análisis selectivo de la concentración de nutrientes según las diferentes especies de algas, selección de especie de alga, estudio de procesos existentes, selección de proceso para la posterior modelación de los equipos, determinación de métodos de operación y análisis de rentabilidad considerando las operaciones de procesamiento para las algas ya cosechadas.

La propuesta realizada consta de 59 reactores, 2 sopladores, 6 bombas, 1 filtro prensa, 3 estanques y 1 secador. Con estos equipos se logró diseñar un sistema continuo para obtener un producto de alta calidad y que cumple con las concentraciones de nutrientes según normativas para el mercado alimenticio.

El proceso es factible económicamente bajo la producción estimada de 100 [kg/mes] de espirulina seca a partir de luz natural considerando todos los gastos operacionales que el proceso requiere y comercializándola a 31.566 [Pesos Chilenos/kg]. El proyecto no resulta rentable bajo ningún escenario cuando se utiliza luz artificial.

Este proceso requiere de un capital total de inversión de 219.057.058 [Pesos Chilenos] el cual se considera rentable asumiendo una tasa de mínima atractiva de retorno de dinero del 10% evaluado en 10 años de productividad.

Índice

Presentación	7
1. Introducción.....	7
2. Justificación del estudio para la Escuela de Ingeniería Química.....	8
3. Objetivos	9
4. Metodología de Trabajo.....	9
Capítulo I: ESTUDIO DE CONSUMO Y REQUERIMIENTOS DE NUTRIENTES.	12
1.1 Determinación de los nutrientes para dieta humana e índice de ingesta.	12
1.2 Determinación concentración de nutrientes en productos del mercado.	15
1.3 Selección orden de composición.	17
Capítulo II: ANÁLISIS Y SELECCIÓN DE ESPECIE DE ALGA A TRABAJAR.	19
2.1 Estudio Variedad de algas en Chile.	19
2.1.1 Características generales algas rojas más representativas.	20
2.1.2 Características generales algas Pardas más representativas.	21
2.1.3 Características generales algas Verdes más representativas.	22
2.2 Determinación nutrientes exceso en las algas.....	23
2.3 Determinación componentes nutricionales de las algas y selección de especie de alga.	23
2.4 Estudios sobre el alga seleccionada.....	27
Capítulo III: ANÁLISIS Y SELECCIÓN DEL PROCESO PARA EL ALGA.	29
3.1 Formas de cultivo existentes.	29
3.2 Estudio Proceso existentes.	30
3.2.1 Procesos Abiertos.....	30
3.2.2 Procesos Cerrados	31
3.3 Parámetros de selección de proceso industrial.....	34
3.3.1 Suministro de luz	35
3.3.2 Provisión y transferencia de masa CO ₂	35
3.3.3 Eficiencia de Mezcla.	36
3.3.4 Daño a la célula por transporte	36
3.3.5 Previsiones generales para escalamiento.	36
3.3.6 Estrés de cizallamiento.	37
3.4 Selección del proceso a desarrollar.....	37

Capítulo IV: MODELACIÓN DE CRECIMIENTO DE ALGAS Y DISEÑO DE EQUIPO. .	40
4.1 Variables de modelación y Funcionamiento Básico.....	40
4.2 Conceptos para modelación del crecimiento del alga.....	42
4.2.1 Ecuación de Monod	42
4.2.2 Ley de Lambert-Beer.....	44
4.3 Modelación cinética de crecimiento del alga.....	45
4.4 Selección de las variables de Operación.....	49
4.5 Requerimiento volumétrico para el sistema.....	51
4.6 Determinación composición medio Salino.....	54
4.7 Diagrama y método de operación.....	55
4.8 Equipos para el sistema según requerimientos y métodos de operación.....	58
Capítulo V: OPERACIONES DE PROCESAMIENTO ALGAS YA COSECHADAS.	61
5.1 Descripción y cuantificación de los sistemas de filtrado y secado.....	61
5.1.1 Filtro de Prensa.....	62
5.1.2 Secado espirulina.....	64
5.2 Recirculación del medio	68
5.2.1 Acondicionamiento flujo recirculado para operación	68
5.3 Envasado y Distribución del producto final.....	74
Capítulo VI: EVALUACIÓN FINANCIERA DEL PROYECTO.....	75
6.1 Valor del producto.....	75
6.2 Costo de equipos.....	76
6.3 Costo de Operación.....	79
6.3.1 Consumo de agua.....	79
6.3.2 Consumo de sales minerales.....	80
6.3.3 Consumo energético de los equipos.....	81
6.4 Análisis de sensibilidad luz natural.....	82
6.5 Análisis de sensibilidad disminución costos de operación.....	86
6.6 Análisis de sensibilidad variación valor del producto.....	87
Capítulo VII: CONCLUSIÓN	90
Bibliografía.....	92
Anexos.....	97

Índice de Tablas

Tabla 1 Información nutricional Whey Protein GNC.	15
Tabla 2 Información nutricional Whey Protein Twinlab.	16
Tabla 3 Información nutricional Carnivor Muscluemeds.	16
Tabla 4 Información nutricional Whey Protein ON.	17
Tabla 5 Información nutricional Promedio.	18
Tabla 6 Ingesta máxima admisible [2].	23
Tabla 7 Composición exponentes algas rojas [8].	24
Tabla 8 Composición exponentes algas Pardas [8].	24
Tabla 9 Composición exponentes algas verdes [8].	25
Tabla 10 Composición porción ideal.	26
Tabla 11 Calificación cantidad.	37
Tabla 12 Calificación según dificultad.	38
Tabla 13 Matriz decisión equipos [26].	38
Tabla 14 Matriz decisión valor numérico equipos.	38
Tabla 15 Constantes cinéticas de la Espirulina [29].	45
Tabla 16 Constantes Luz Led Blanca [30].	46
Tabla 17 Valores evaluados para rango de concentración.	47
Tabla 18 Selección caudal operación.	50
Tabla 19 Productos reacción.	54
Tabla 20 Reactivos reacción.	54
Tabla 21 Reactivos en Exceso.	54
Tabla 22 Equipos para la operación del sistema.	60
Tabla 23 Masa producto prensa.	64
Tabla 24 Masa de sales en trazas.	65
Tabla 25 Resumen cantidad sales totales.	65
Tabla 26 Cantidad total Sales en porción producto.	65
Tabla 27 Concentración recirculación.	69
Tabla 28 Sales a agregar en E2.	71
Tabla 29 Sales a agregar en E1.	73
Tabla 30 Sales a adicionar en forma continua.	73
Tabla 31 Costo de los equipos.	77
Tabla 32 Costo instalación Equipos.	77

Tabla 33 Costos directos.	78
Tabla 34 Costos indirectos	78
Tabla 35 Total capital inversión.	79
Tabla 36 Costo del Agua para la operación.	80
Tabla 37 Cantidad sales consumidas.	80
Tabla 38 Costo de sales de operación.	81
Tabla 39 Costo consumo equipos de la planta.....	81
Tabla 40 Utilidad neta proceso con Luz Led	82
Tabla 41 Capital total inversión sin luz led.	83
Tabla 42 Flujo de caja parte 1.....	84
Tabla 43 Flujo de caja parte 2.....	85

Índice de Figuras

Figura 1 Esquema de la metodología de trabajo.....	10
Figura 2 FBR vertical.....	31
Figura 3 FBR tubular horizontal.....	32
Figura 4 FBR tubular horizontal.....	33
Figura 5 FBR Superficie Plana.....	33
Figura 6 Tanque Agitado.....	34
Figura 7 Crecimiento cinético celular.....	43
Figura 8 Lambert-Beer.....	44
Figura 9 Velocidad de reproducción vs concentración.....	47
Figura 10 Productividad volumétrica de espirulina.....	48
Figura 11 Selección caudal operación.....	49
Figura 12 Selección concentración operación.....	50
Figura 13 Distribución de volumen del FBR.....	53
Figura 14 Diagrama del proceso.....	57
Figura 15 Velocidad de aireación según tipo de FBR.....	59
Figura 16 Filtro prensa.....	62
Figura 17 Desarrollo tabla Psicométrica.....	66
Figura 18 Funcionamiento inicial recicló.....	70
Figura 19 Funcionamiento final recicló continuo.....	72
Figura 20 Valor promedio suplementos.....	75
Figura 21 Valor presente considerando disminución costos operacionales.....	86
Figura 22 TIR considerando disminución costos operacionales.....	87
Figura 23 Valor presente considerando aumento valor del producto.....	88
Figura 24 TIR considerando aumento del valor del producto.....	88

Presentación

1. Introducción

Actualmente en el mundo deportivo se consumen diferentes tipos de productos para la nutrición dentro de los cuales destacan los suplementos proteicos, creatina, energizantes, vitaminas y minerales, todos básicamente usados con la misma finalidad; mejorar el rendimiento físico.

Según estudios [1] realizados por los investigadores Sánchez Oliver y Miranda León en el año 2008, el consumo de suplementos nutricionales se encuentra al alza entre jóvenes que realizan ejercicios de fuerza debido a que generan mejoras físicas a corto plazo, tanto en términos de fuerza como en resistencia. Esta alza se pudo confirmar al revisar las cifras de ingresos generados por dichos productos en Estados Unidos las cuales mostraron un ingreso actual de 120 mil millones de dólares anuales, en contraste con los 33 mil millones anuales generados hace una década. Estos valores dan a conocer que el consumo se encuentra al alza y que existe un gran mercado para generar un producto con los mismos fines, debido a que existe claramente un interés por este. Además del mismo estudio se pudo desprender que el consumo de suplementos prevalece en el sexo masculino con un 62% frente al sexo femenino que tiene el 38% de consumo. Generando la descomposición sobre cuáles suplementos deportivos son consumidos por cada sexo, destacó que para hombres lo más demandado son los suplementos proteicos y en el caso de mujeres son los productos diuréticos los que tienen el mayor porcentaje de consumo.

Es en base a las afirmaciones anteriores que se pretende generar un nuevo producto para el mercado, el cual tendrá como público objetivo el sexo masculino debido a que es el mayor consumidor de suplementos. Este nuevo producto se pretende generar a partir de un recurso natural renovable como son las algas, debido a su alta concentración de proteínas en algunas especies y a la posibilidad de generar un sistema de cultivo y reproducción con bajo impacto ambiental,

entregándole un mayor valor agregado en el mercado tanto al producto final del proceso como a la materia prima (algas).

Para generar este nuevo producto se debieron realizar estudios en torno a diferentes suplementos deportivos del mercado, especies de algas, y las necesidades nutricionales para el cuerpo humano objetivo. Esto nos permitió posteriormente realizar y diseñar un proceso que generará un producto con estándares definidos a lo largo de la investigación para finalmente obtener nuestro producto final, competitivo en el mercado.

2. Justificación del estudio para la Escuela de Ingeniería Química.

Este trabajo de investigación da cuenta de la esencia del proceso de formación que brinda la Escuela de Ingeniería Química, en el sentido de formar personas útiles a la sociedad y con un afán de búsqueda para mejorar los productos existentes.

También se utilizarán las destrezas entregadas por la presente Universidad para encontrar un problema, buscar soluciones, aplicar conceptos técnicos como selección de alternativas, análisis de beneficios, selección de equipos, modelación técnica y factibilidad económica entre otras herramientas entregadas.

Además el proyecto entregará la oportunidad de generar un nuevo producto al mercado, que intentaría suplir o dar una alternativa competitiva a los suplementos deportivos comercializados actualmente, dándole un valor agregado a una materia prima natural.

Las metas del proyecto, considerando bien ambiental y económico son preocupaciones que tienen que estar presentes en el perfil de alumno que entrega la Escuela de Ingeniería Química.

3. Objetivos

La memoria tiene como objetivos:

1. Determinar componentes nutricionales y cantidades óptimas para el cuerpo humano.
2. Determinar estándares de nutrientes objetivo para el producto.
3. Selección de una especie de alga a procesar.
4. Definir los procesos a los cuales se puede exponer el alga.
5. Generar una propuesta de proceso de extracción y concentración de proteínas desde una alga seleccionada.
6. Evaluar económicamente la propuesta.

4. Metodología de Trabajo.

La presente investigación utiliza un diseño metodológico de tipo analítico y selectivo, ya que el tema en estudio representa una nueva oportunidad de proceso. Se presenta la *figura 1* que describe la metodología de este trabajo, en el cual se explica el comportamiento selectivo en términos de variables que tendrá éste.



Figura 1. Esquema de la metodología de trabajo.

Así la investigación se estructura en siete capítulos, cada uno enfocado en un punto específico integrados temáticamente entre ellos. El primer capítulo se concentra en el estudio de los nutrientes que son beneficiosos para el cuerpo humano y de la cantidad que se requiere según la actividad de la persona. Además ese capítulo pretende determinar cuáles son las cantidades máximas de ingesta admisible de dichos nutrientes. Por otro lado se generará un estudio de la composición de ciertos suplementos alimenticios con el fin de determinar en qué orden de composición se tiene que mover el producto para que sea competitivo en

el mercado logrando así generar una composición objetiva para la selección del alga.

El segundo capítulo trata sobre el estudio de las algas más distintivas en Chile, ya sea por sus características nutricionales o por algún otro beneficio que las haga destacar. Luego de tener claras las concentraciones se pretende determinar, a través de algún método comparativo, cual sería la mejor opción en relación a diferentes factores como facilidad de cultivo, concentraciones objetivo, costo de materiales, etc.

El tercer capítulo es el estudio sobre los procesos existentes para algas considerando las características propias del alga seleccionada. Este análisis permitirá determinar en forma teórica que proceso sería el más conveniente y eficiente para la producción del alga de manera continua.

El cuarto capítulo tratará el esquema técnico. Éste estará basado en la previa selección de la especie del alga, sus características y el proceso al cual se va a someter. Además se generará la modelación de crecimiento del alga, obteniendo a partir de ésta los caudales, concentraciones y factores que puedan generar limitaciones dentro del proceso, permitiendo encontrar el punto de máxima eficiencia para la producción.

En el quinto capítulo se determinará la operación luego de la cosecha, considerando el empaque, el tamaño de la partícula de venta y otras variables.

En el sexto capítulo determinará la factibilidad económica del proceso, considerando los costos de operación, inversión y margen de ganancia. Además se hará un análisis de sensibilidad con el objetivo de analizar el comportamiento de la rentabilidad luego de generar una variación o un cambio en el valor de una o más de las variables de costo o de ingreso que inciden en el proyecto.

Finalmente el séptimo capítulo presenta una propuesta que incluye recomendaciones técnicas posibles de ser aplicadas, comportamientos esperados y consideraciones finales respecto a las proyecciones que se esperaban en un inicio del proyecto.

Capítulo I: ESTUDIO DE CONSUMO Y REQUERIMIENTOS DE NUTRIENTES.

En este capítulo se realiza un análisis bibliográfico el cual pretende exponer las necesidades nutricionales complementarias que requiere el sexo masculino. Para esto se indagó en los conceptos y estudios que avalen una concentración óptima de nutrientes suplementarios. Además se realiza una búsqueda de los índices de ingesta máxima para determinar en qué cantidad, un nutriente se convierte en un elemento nocivo para la salud. Junto a esto, se realizó un estudio de los productos actuales en el mercado en términos nutricionales con el objeto de obtener las cantidades óptimas de nutrientes suplementarios en términos de salud y de competitividad en el mercado.

1.1 Determinación de los nutrientes para dieta humana e índice de ingesta.

Los requerimientos de nutrientes en las diferentes etapas de la vida están marcados en forma preponderante por las variables fisiológicas que deben ser consideradas para un estado nutricional normal en un individuo.

El requerimiento de un nutriente se define como la cantidad necesaria para preservar o mantener las funciones corporales del organismo humano, manteniendo un buen rendimiento y un buen estado de salud [2]. Para determinar la cantidad de nutrientes que se deben ingerir, se considera el gasto basal del cuerpo humano y además se considera el gasto por actividades adicionales como lo es el crecimiento, gestación, lactancia o actividad física. Es por éste motivo que es fundamental definir bajo qué punto de vista se quiere determinar la composición, ya que según el objetivo que se tenga, se podrá calcular según diferentes índices que composición será la óptima para el cuerpo.

Existen factores individuales que pueden modificar o definir los requerimientos, entre los cuales tenemos la edad, el sexo, estado fisiológico, actividad física, salud y enfermedad.

El presente proyecto se enfocará en requerimientos para la nutrición deportiva por el interés que representa éste dentro de una vida sana y de calidad. Bajo este punto de vista es clave definir los nutrientes existentes entre los cuales destacan:

Proteínas: Definidas como cadenas lineales de aminoácidos. En relación a éstas cabe destacar que existen 22 aminoácidos fisiológicamente importantes, de éstos, 14 pueden ser sintetizados por el cuerpo humano mientras que los 8 restantes son considerados como esenciales, ya que no pueden ser sintetizados a la velocidad y en la cantidad requerida por el organismo. Por esta razón deben ser proporcionados en la dieta.

La función principal de las proteínas desde el punto de vista de la nutrición deportiva, tiene relación con la regeneración del tejido roto durante la actividad física, es por esto que su requerimiento está basado en la cantidad que se debe consumir para la formación de tejidos necesarios para crecer y regenerar adecuadamente, compensar las pérdidas de sustancias nitrogenadas y mantener un buen estado de salud. [2]

Hidratos de Carbono: Éstos tienen la función de prestar energía de forma inmediata al cuerpo humano esencial para su estructura y pueden ser consumidos al instante o también pueden ser almacenados para un uso posterior como glucógeno en el hígado. Es importante tener en cuenta que el consumo en exceso de los hidratos de carbono genera la producción triglicéridos los cuales son un tipo de grasa perjudicial en el organismo.

En relación a la nutrición deportiva se considera que la principal característica de su adición suplementaria es la proteína y se debe tener baja concentración de hidratos de carbono, puesto que no se quiere incitar a la generación de grasas que pueden tener un rol perjudicial dentro del cuerpo de un deportista debido al aumento del riesgo cardiovascular al que se expone el ser humano con un consumo de grasa alto [2].

Grasas: Las grasas son la mayor fuente de energía para el organismo y su función es fundamental para la absorción de las vitaminas liposolubles. Existen las grasas con un rol perjudicial para el organismo como lo son los ácidos grasos libres, triglicéridos y colesterol, entre otros. También existen en su contraparte los ácidos grasos que tienen un rol positivo en el organismo como lo son los ácidos grasos saturados, mono insaturados y poliinsaturados.

Desde el punto de vista de la nutrición deportiva son clave las grasas beneficiosas para el organismo porque disminuyen el riesgo de enfermedades cardiovasculares, entre otras características [2].

Vitaminas: Son compuestos orgánicos esenciales para el funcionamiento del cuerpo humano y sus funciones varían según el tipo de vitamina. Para la nutrición deportiva las vitaminas más importantes son la vitamina B12 y B9 debido a que participan en la síntesis de ADN que favorece a la médula ósea, la cual es la encargada de producir glóbulos rojos, que son los responsables de transportar el oxígeno en el cuerpo, lo cual es fundamental durante la actividad física [2].

Minerales: Los minerales son los encargados de mantener el equilibrio de concentraciones a nivel celular, además se encargan de ser el medio salino para llevar a cabo las diferentes reacciones químicas dentro del cuerpo humano.

Luego de tener determinados los componentes nutricionales en forma general, de la bibliografía se selecciona el Índice de nivel máximo de Ingestión diaria Tolerable (tolerable upper intake level, UL). Este es el nivel máximo de ingesta diaria promedio de un nutriente, el consumo dentro de este índice no significa riesgos ni efectos adversos para la salud en la mayoría de la población. Cuando la ingestión sobrepasa este límite se aumenta la probabilidad de producir daño al organismo. Para poder determinar el índice de ingesta de nutrientes en el producto a desarrollar, se estudiarán los nutrientes de algunos de los suplementos para deportistas que se encuentran actualmente en el mercado, luego se llevará a cabo un análisis comparativo con el índice UL con el objeto de crear un producto dentro de la norma y que pueda ser competitivo con los productos del mercado. El

índice UL también será utilizado como medio de descarte cuando se desarrolle el estudio de las diferentes especies de algas [2].

1.2 Determinación concentración de nutrientes en productos del mercado.

En la siguiente sección se realizó un estudio de algunos de los diferentes productos suplementarios para deportistas en el mercado con el fin de determinar en el orden en que se mueve la composición de sus nutrientes, entre los cuales tenemos;

Whey Protein GNC [3]: Concentrado de proteína desarrollado a partir de suero de Leche.

Tabla 1. Información nutricional Whey Protein GNC.

Información nutricional	
Porción	31 g
Calorías por porción	130 kcal
Grasas totales	2.5 g
Saturada	1.5 g
Trans	0 g
Sodio	90 mg
Potasio	240 mg
Carbohidratos totales	5 g
Fibra dietaria	1 g
Azúcar	2 g
Proteína	20 g
Vitamina A	--
Calcio	--
Vitamina C	--
Hierro	--

Whey Protein Twinlab [4]: Concentrado de proteína desarrollado a partir de suero de Leche.

Tabla 2. Información nutricional Whey Protein Twinlab.

Información nutricional	
Porción	35 g
Calorías por porción	140 kcal
Proteína	25 g
Grasa total	2 g
H. de carbono disponibles	5 g
Azucar	1 g
Sodio	60 mg
Potasio	310 mg
Vitamina A	--
Calcio	--
Fosforo	--
Magnesio	--

Carnivor Musclemed [5]: Concentrado de proteínas desarrollado a partir de vacuno.

Tabla 3. Información nutricional Carnivor Muscluemed.

Información nutricional	
Porción	33 g
Calorías por porción	124 kcal
Proteína	23 g
Grasa total	0 g
H. de carbono disponibles	6 g
Azúcar	1 g
Fibra dietaria	0 g
Sodio	44 mg
Potasio	6mg
Vitamina A	80 IU
Vitamina C	25 mg
Calcio	23 mg
Fosforo	20 mg
Magnesio	2 mg

Whey Protein ON [6]: Concentrado de proteína desarrollado a partir de Soja.

Tabla 4. Información nutricional Whey Protein ON.

Información nutricional	
Porción	24 g
Calorías por porción	120 kcal
Grasas totales	1 g
Saturada	0,6 g
Trans	0 g
Sodio	60 mg
Potasio	0 mg
Carbohidratos totales	3 g
Fibra dietaria	0 g
Azúcar	1 g
Proteína	24 g
Vitamina A	--
Calcio	--
Vitamina C	--
Hierro	--

1.3 Selección orden de composición.

En la *tabla 5* se estableció el promedio entre los componentes anteriormente dados. Éste se considerará para establecer el orden en el cual se deben mover los nutrientes de nuestro producto, que no debe pasar en ningún caso el índice UL. No se consideró un universo comparativo mayor ya que solamente éste cumplirá la función de dar un orden estimativo, la selección del alga dependerá de sus características físicas, de crecimiento, facilidad de acceso, componentes nutricionales, etc.

Cabe destacar que los productos del mercado tienen una ingesta máxima diaria de 3 porciones, es por esto que la composición promedio se llevará a un análisis comparativo de 100 g con el fin de estimar los nutrientes poniéndonos en

el punto de vista del consumo máximo, ya que si bajo este consumo no se superan los límites de ingesta, no se estará causando daño al cuerpo humano. También es fundamental recalcar que todos los suplementos nutricionales estudiados tenían un contenido de 70 porciones por embase, es debido a esto que se considerará que el producto también deberá contener esta cantidad de porciones en su masa total.

Tabla 5. Información nutricional Promedio.

Información nutricional		
Porción (g)	31	100
Proteína (g)	24	77,41
Grasa total (g)	1,3	4,19
H. de carbono disponibles (g)	6	19,35
Sodio (mg)	65	209,67
Potasio (mg)	185	596,77
Vitamina A (µg)	-	-
Vitamina C (mg)	-	-
Calcio (mg)	-	-
Fosforo (mg)	-	-
Magnesio (mg)	-	-

La disponibilidad de vitaminas en los suplementos nutricionales son escasas, en cambio dentro del producto esperado se pretende que (según disponibilidad dentro de las algas) contengan vitaminas y minerales importantes. Para su evaluación se desarrollará una comparación entre el índice UL y el índice de ingesta diaria recomendada (Recommended Dietary Allowed, RDA), éste representa el promedio de ingesta diaria de un nutriente, suficiente para cubrir los requisitos del 97,5% de los individuos sanos [2].

Capítulo II: ANÁLISIS Y SELECCIÓN DE ESPECIE DE ALGA A TRABAJAR.

Desarrollar una selección del alga a procesar es determinante para el cálculo del proceso, debido a que dependiendo con qué alga se trabaje se calculará el comportamiento de crecimiento de ésta. Lo explicado anteriormente es el punto bajo el cual se tratará el siguiente capítulo, en el que se expondrán a partir de la bibliografía distintos tipos de algas, se mostraran sus características nutricionales y en base a los factores, índices y composición objetivo, explicados anteriormente, se seleccionara un alga en específico.

2.1 Estudio Variedad de algas en Chile.

Hay tres grandes grupos de algas comestibles: Las rojas, las pardas y las algas verdes [7].

- Las algas rojas son de color morado o rojizo por su alta concentración de carotenos (pigmento de color rojo).
- Las algas pardas son de color verde marrón, por la alta concentración del pigmento fucoxantina (pigmento de color marrón o pardo).
- Las algas verdes son en su mayoría del mismo color, por la alta concentración de clorofilas (pigmento de color verde), pero se denominan así por su parecido con las plantas terrestres.

La localidad de las algas estudiadas varía de manera rotunda según su especie y se expanden a lo largo de todo Chile, ya sea en mar como también en agua dulce. El factor de la localidad no será considerado ya que el cultivo se formará en un medio y parámetros determinados para la reproducción constante del alga, es por esto que lo importante será determinar la especie del alga para así

estudiar como cultivarla. A continuación se expondrán las características de las especies más representativas en Chile de estos 3 grupos de algas.

2.1.1 Características generales algas rojas más representativas.

- Nori: Conocida comúnmente por su utilización en la elaboración de sushi, el Nori tiene un alto contenido de yodo, es por éste motivo que personas con hipertiroidismo o posibilidad hereditaria de obtenerla deben tener un consumo esporádico o no continuo. Otra de sus características importantes es que tiene un alto contenido de sodio, por lo cual no se recomienda para personas con retención de líquidos, hipertensión y trastornos renales o cardíacos. En relación a sus características físicas, éstas varían dependiendo su estado, debido a que cuando se cocina adquiere un color verde, en cambio cuando se seca toma un color negro [8].
- Espagueti de mar: El espagueti de mar es conocido por sus características beneficiosas para los deportistas por su contenido de potasio, el cual ayuda a la eliminación de líquidos y a enfrentar la hipertensión. También es destacado por su aporte en calcio, previniendo la osteoporosis. Dentro de sus características físicas ésta es alargada y estrecha con un color amarillo verdoso, por su similitud al espagueti adquiere su nombre distintivo. Su textura es gruesa y carnosa y tiene un sabor poco intenso lo cual facilita su uso en diferentes alimentos [8].
- Dulse: Esta alga es destacada por contener todos los minerales necesarios para el ser humano y destaca por su contenido de yodo, por lo que no se aconseja para personas con hipertiroidismo. Por otro lado es el alga que contiene mayor cantidad de hierro por lo que se recomienda en casos de anemia. En relación a sus características físicas estas algas crecen adheridas a las superficies a su alcance (normalmente rocas), su color es

variable de rosa fuerte al rojo oscuro y su textura soporta estiramientos o pliegues sin que ésta se rompa [8].

- Gracilaria: El nombre popular del derivado de esta alga tiene un origen malayo (agar-agar), el cual significa jalea. Éste nombre se le entrega porque luego de disuelto en agua y enfriado su textura se convierte en gelatinosa. En usos comunes se encuentran los laboratorios para el cultivo de bacterias y hongos. Por otro lado, también destaca como complemento alimenticio, por su concentración de proteínas y minerales entre los que destacan el potasio, calcio y el hierro [8].

2.1.2 Características generales algas Pardas más representativas.

- Huiro negro: Esta especie de alga físicamente se caracteriza por su adhesivo en la base de hasta 50 cm de diámetro del cual surgen un número variable de estirpes (ramas). Estas estirpes se dividen para transformarse en láminas de ancho variable. Dentro de sus características nutricionales se destaca su alta concentración de calcio y sodio [8].
- Huiro: Una de sus características físicas más destacables en esta especie de alga es que alcanza las longitudes más grandes, las cuales pueden ser cercanas a los 30 metros, y su disco basal del cual se desprenden todas sus estirpes puede llegar a medir un metro de diámetro. Considerando sus aspectos más relevantes desde un punto de vista nutricional, esta especie se caracteriza por tener una alta concentración de yodo y una baja concentración de calcio [8].
- Cochayuyo: Esta es una especie de alga de la cual en Chile se puede encontrar en la mayoría de sus costas. Se desprenden a través de la fuerza de las olas y puede alcanzar los 15 metros de longitud. Esta especie se usa comúnmente para el consumo humano por su alta concentración de proteína vegetal [8].

2.1.3 Características generales algas Verdes más representativas.

- Lechuga de mar: Esta alga se caracteriza por su forma parecida a la lechuga común y puede alcanzar hasta un metro de diámetro. Desde el punto de vista nutricional aporta al organismo antioxidantes, ácidos grasos Omega 3, proteínas y diferentes vitaminas como la B12, la cual destaca por su alta concentración [8].
- Chlorella: Desde el punto de vista nutricional es menos rica en proteínas que las demás algas, pero su función más importante es que a sus paredes se adhieren los metales pesados, los pesticidas y los agentes cancerígenos, por lo que resulta beneficiosa para el cuerpo para la eliminación de toxinas fortaleciendo el sistema inmunológico [8].
- Espirulina: Esta especie de alga es unicelular, destaca por su forma de espiral y color azul verdoso debido a su contenido de clorofila. Dentro de sus características nutricionales destaca su alto contenido de proteínas y su variedad de vitaminas, minerales y ácidos grasos [8].

2.2 Determinación nutrientes exceso en las algas.

Para seleccionar el alga, se desarrollará un descarte comparativo de micronutrientes a través de la ingesta máxima admisible, el alga que tenga una composición que supere la ingesta diaria admisible no será considerada como opción de materia prima.

Tabla 6. Ingesta máxima admisible [2]

Especie de alga	IMA
Porción (g)	100
Calcio (mg)	1000
Hierro (mg)	8
Magnesio	420
Fosforo (mg)	700
Yodo (μ g)	150
Potasio (mg)	4700
Sodio (mg)	1500
Vitamina A (mg)	900
Vitamina B12(mg)	2,4
Vitamina B2(mg)	1,3
Vitamina C (mg)	90

2.3 Determinación componentes nutricionales de las algas y selección de especie de alga.

Junto con exponer las diferentes composiciones de las especies más relevantes de cada tipo de alga, se desarrollará una selección de las más idóneas a través de un proceso comparativo con los índices de ingesta máxima admisible (IMA) y con la composición de orden objetivo planteado según la composición de algunos productos en el mercado actual.

Los datos entregados en; *tabla 7*, *tabla 8* y *tabla 9* presentadas a continuación, están determinados por cada 100 g de alga seca según la especie.

Tabla 7. Composición exponentes algas rojas [8].

Especie de alga	Nori	Dulse	Gracilaria	Espagueti de mar	IMA
Porción (g)	100	100	100	100	100
Proteínas (g)	35	18	0,6	8,4	-
Grasas (g)	0,7	2	0,1	1,12	-
Calcio (mg)	430	560	325	720	1000
Hierro (mg)	23	50*	2,2	59*	45
Magnesio	85	610*	159	435*	420
Fosforo (mg)	510	235	20,7	240	700
Yodo (µg)	15,9	55	0	14,7	150
Potasio (mg)	N.D.	7310*	41,6	8250*	4700
Sodio (mg)	600	1595*	640	4100*	1500
Vitamina A (mg)	11000*	1,59	0	0,07	900
Vitamina B12(mg)	29*	9*	0	0,02	2,4
Vitamina B2(mg)	1,24	0,51	0	0	1,3
Vitamina C (mg)	20	34,5	0	28,5	90

Los datos marcados con asterisco (*) superan el IMA.

Tabla 8. Composición exponentes algas Pardas [8].

Especie de alga	Huiro negro	Huiro	Cochayuyo	IMA
Porción (g)	100	100	100	100
Proteínas (g)	12	15	11,26	-
Grasas (g)	0,3	0,25	0,27	-
Calcio (mg)	11500*	720	1160*	1000
Hierro (mg)	23	27	30,59*	45
Magnesio	990*	475*	1010*	420
Fosforo (mg)	235	205	142	700
Yodo (µg)	0,5	14,7	0,490	150
Potasio (mg)	1300	1754	1250	4700
Sodio (mg)	3550*	1567*	3460*	1500
Vitamina A (mg)	0	0	0	900
Vitamina B12(mg)	0	0	0	2,4
Vitamina B2(mg)	0	0	0	1,3
Vitamina C (mg)	0	0	0	90

Los datos marcados con asterisco (*) superan el IMA.

Tabla 9. Composición exponentes algas verdes [8].

Especie de alga	Nori	Chlorella	Espirulina	IMA
Porción (g)	100	100	100	100
Proteínas (g)	29	60	57,47	-
Grasas (g)	0,3	11	5,38	-
Calcio (mg)	330	341	120	1000
Hierro (mg)	23	225*	28,5	45
Magnesio	370	373	195	420
Fosforo (mg)	235	0	118	700
Yodo (µg)	17,3	0	0	150
Potasio (mg)	2030	885	1363	4700
Sodio (mg)	940	0	1048	1500
Vitamina A (mg)	3,6	0	0,029	900
Vitamina B12(mg)	29*	0,6	0,31	2,4
Vitamina B2(mg)	0,36	4,6*	1,3	1,3
Vitamina C (mg)	4,2	59	2,3	90

Los datos marcados con asterisco (*) superan el IMA.

Según la comparación de las composiciones, la especie de alga más idónea corresponde a la espirulina, debido a que para cumplir la composición apta de nutrientes para el consumo humano no debe ser expuesta a un proceso posterior.

Luego de definida la especie del alga, se tomará el valor de la composición promedio de productos en el mercado y se definirá una porción adecuada para igualar a la cantidad de proteína existente en 1 porción promedio del mercado (lo que se observa en la *tabla 10*).

Tabla 10. Composición porción ideal.

Especie de alga	Espirulina	Valor Promedio	Espirulina porción ideal
Porción (g)	100	31	41,70
Proteínas (g)	57,47	24	24
Grasas (g)	5,38	4,19	2,24
Calcio (mg)	120	-	50,05
Hierro (mg)	28,5	-	11,80
Magnesio	195	-	83,25
Fosforo (mg)	118	-	49,20
Yodo (µg)	0	-	0
Potasio (mg)	1363	185	568,37
Sodio (mg)	1048	65	437,01
Vitamina A (mg)	0,029	-	0,01
Vitamina B12(mg)	0,31	-	0,13
Vitamina B2(mg)	1,3	-	0,54
Vitamina C (mg)	2,3	-	0,96

Posterior a la determinación de la porción ideal para mantener una cantidad competitiva de proteínas en el producto, se logró concluir que la harina de alga generará un producto mucho más completo en términos nutricionales, ya que añade al existente una mayor gama de componentes que generaran más interés en este suplemento por sobre los presentes.

2.4 Estudios sobre el alga seleccionada

Estudios del investigador Barros en el año 1999 [9] indican que desde tiempos antiguos, los ancestros de los habitantes de la ciudad de México (habitantes de Tenochtitlán) lograron mantener una buena salud a través de una ingesta nutricional balanceada con altos contenidos de maíz, frijoles, chile, cebolla y otros productos de su tierra, los cuales se condimentaban con “el alga Espirulina” que se originaba naturalmente en el valle de México.

En épocas del año los aztecas juntaban el barro azul que flotaba en sus lagunas con la ayuda de redes (finas) diseñadas especialmente para la operación, luego la “torta de barro azul” se dejaba cuajar y secar al sol, para utilizarla como agregado a las comidas en vez de utilizar sal, además era muy común que fuese cocinada como tortillas.

Otros estudios [10] relatan que en la región del lago Chad en África, los pueblos autóctonos recogen un alga en forma de puré y la venden como galletas en los mercados. Luego de un análisis se determinó que contenían un alga cianofita denominada *Espirulina platensis* que era la misma alga observada en México. Lamentablemente luego de la conquista de los españoles esta alga pasó al olvido, por lo que hasta algunos años no se tenía conocimiento de sus virtudes.

La *Espirulina* crece en forma natural en distintos lugares del mundo, donde destaca principalmente África específicamente el lago Kenia, Etiopía, Egipto, Sudán, Argelia, Congo, Zaire y Zambia. También crece en lugares de Asia como la India, Myanmar, Pakistán, Sri Lanka, China, Tailandia, Rusia, en América se desarrolla en Perú, Uruguay, California y finalmente en Europa, específicamente en España, Francia, Hungría y Azerbaiyán. Todos los lugares expuestos anteriormente tienen algo en común; tienen aguas de poca profundidad situados en depósitos de bicarbonato de sodio, lo cual genera un pH alcalino y alta salinidad [11].

La primera empresa que se destacó por estudios sobre la Espirulina fue la industria Sosa Texcoco que en 1967 [12] generó una planta de procesamiento con una capacidad de producir 500 toneladas métricas seca al año, la cual no pudo continuar produciendo luego que la empresa principal de la misma compañía cerrara en 1991.

La Espirulina tiene gran valor debido a su alta concentración de nutrientes, algunos de los cuales no pueden ser sintetizados por el organismo humano. Al ser rica en proteínas, aminoácidos, ácidos grasos omega, vitaminas, carbohidratos, minerales y otros nutrientes, su uso complementario es muy importante ya sea en polvo, encapsulado, en tabletas, pastas para sopas, salsas, barras de cereales, etc.

Sus propiedades principales se deben al contenido de micronutrientes como los ácidos grasos omega 3 y omega 6, el beta-caroteno, y el últimamente descubierto CA-Spirulan que es un antiviral [13]. La mitad de los lípidos que contienen (entre el 6% al 13%) son ácidos grasos entre los cuales destaca el g-linoleico (GLA), el cual es un ácido graso saturado esencial que rara vez se encuentra presente en la dieta humana. El GLA reduce la cantidad de colesterol en la sangre por lo que presenta una nueva vía al manejo de enfermedades cardiovasculares [14].

Otro de los beneficios que posee se debe a que su cultivo presenta pocas dificultades, debido a que la Espirulina crece en medios altamente alcalinos y es éste motivo lo que produce que la contaminación con otros microorganismos sea muy difícil. Por último, se desarrollaron estudios que determinaron que la Espirulina tiene efecto inmuno-regulador, actúa como antioxidante, anticancerígeno, antiviral, antitóxico, contra la hiperlipidemia y la hiperglicemia [15].

Hasta hoy, no se han encontrado crecimientos de Espirulina en aguas saladas o de mar, pero con el adecuado suplemento de nutrientes y su ajuste del pH en la salinidad puede ser altamente producida en agua de mar [16].

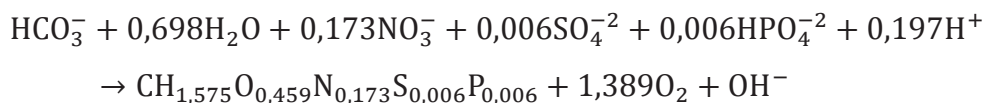
Capítulo III: ANÁLISIS Y SELECCIÓN DEL PROCESO PARA EL ALGA.

En el presente capítulo se desarrolló un estudio de las diferentes maneras de procesar un alga, generando una búsqueda en la bibliografía de los diferentes métodos, abarcando así procesos manuales y automatizados con el fin de poder determinar cuál será el más apto (por experiencias anteriores) para desarrollar el proyecto.

3.1 Formas de cultivo existentes.

Antes de exponer las formas de cultivos existentes es clave determinar qué es lo que será procesado. La Espirulina es una micro-alga cuya principal característica es que forma parte del mundo de las cianobacterias, conocidas por su color verde azulado característico. Estos organismos obtienen su energía mediante la exposición a fotones solares, para luego desarrollar una fotosíntesis oxigénica, la cual es una forma de fotosíntesis en que los electrones son entregados en forma principal por el agua y a su vez libera el oxígeno como subproducto.

Ecuación 1. Reacción de fotosíntesis para Espirulina [17].



Por este motivo es clave que para el proceso las algas estén expuestas en todo momento a la luz, además de estar en un medio de cultivo con los nutrientes necesarios para que se desarrolle la reacción.

Actualmente existen 2 grandes formas para cultivar micro-algas [18], los sistemas abiertos y los sistemas cerrados. En ambos el alga está expuesta de manera continua a la luz, por lo tanto se permite el crecimiento del alga.

Las características distintivas de los sistemas abiertos es que no tienen medio de protección o separación con el ambiente, dejando al sistema expuesto al ingreso de partículas contaminantes o factores climatológicos como el polvo, aves, lluvias, insectos, etc.

Por otra parte están los sistemas cerrados, los cuales tienen barreras o aisladores que cumplen la función de mantener separado el cultivo del medio ambiente, evitando la contaminación y permitiendo un mejor control de la temperatura. Estos sistemas alrededor del mundo son conocidos como Fotobioreactores (FBR).

3.2 Estudio Procesos existentes.

3.2.1 Procesos Abiertos

Como se explicó anteriormente este tipo de proceso tiene relación con los sistemas que están expuestos al medio ambiente, es por este motivo que dentro de éstos se encuentran los raceways, los estanques naturales y los lagos. Estos últimos (estanques naturales y lagos) han sido procesados de manera natural desde hace miles de años por cientos de pueblos antiguos hasta los años 80 con la empresa Sosa Texcoco en México en el lago Caracol.

Los raceways son sistemas con una superficie ovalada y poca altura en la cual se conserva el movimiento con aspas, manteniendo un movimiento dentro de la superficie. Estos sistemas se pueden construir en cualquier material que tenga la resistencia suficiente para contener el volumen interno por lo que su principal beneficio es el bajo costo económico que genera construirlo y operarlo. La principal desventaja que tienen estos sistemas es que no deben ser operados con una altura de agua de más de 15 cm, ya que este flujo o superior disminuiría el flujo y la turbulencia del sistema aumentando el gasto operacional. El uso de estos

sistemas al ser abiertos tiene una alta tasa de evaporación, un alta perdida de CO_2 , además de un difícil control de la temperatura [19].

3.2.2 Procesos Cerrados

Los sistemas cerrados o Fotobioreactores son un proceso de cultivo que al contrario del sistema abierto, no tiene contacto directo con el medio ambiente. Dentro de los tipos de Fotobioreactores que existen tenemos los sistemas; tubular, superficie plana, tanque agitado, sistema airlift y columna de burbujeo.

3.2.2.1 FBR Tubular

Los FBR tubulares tienen como característica principal su facilidad de escalamiento, incrementando su longitud de tubos o el número de éstos. Este tipo de FBR se subdivide en 3 tipos:

1. FBR tubular vertical [20]: Este equipo está formado por tubos verticales que permiten el paso de la luz, es por este motivo que generalmente se construyen con polietileno o vidrio. En el fondo hay un rociador que esparce pequeñas burbujas que generan una buena mezcla homogénea dentro del sistema considerando el suministro de CO_2 y la remoción del O_2 . Dentro de esta categoría se encuentran los Airlift y la columna de burbujeo. En la figura 2 se muestra el FBR vertical.

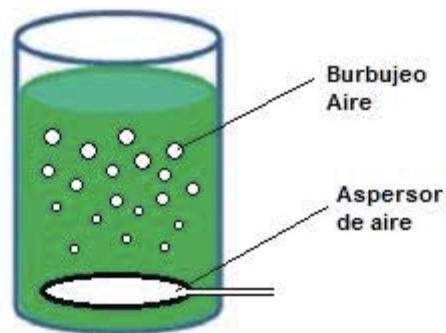


Figura 2. FBR vertical.

2. FBR tubular horizontal [21]: La característica que tiene este equipo como se muestra en la *figura 3* es que su forma permite orientar el sistema hacia el sol agregándole inclinación al plano, lo que genera una alta y eficiente conversión de la luz. Estos reactores tienen conexiones entre los tubos o en un sector especial donde se genera la transferencia de gas. También se caracterizan por capacidad para manejar grandes volúmenes ya que son menos susceptibles a la contaminación, pero es por esta misma razón que es más difícil controlar y regular su temperatura.

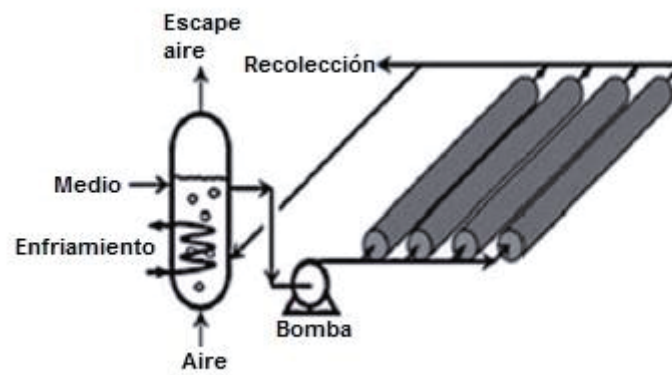


Figura 3. FBR tubular horizontal.

3. FBR tubular helicoidal [22]: Este equipo, como se puede observar en la *figura 4*, tiene como principal distinción su forma que consiste en un set de tubos enrollados en un sistema con armazón circular abierto, el cual está unido a un sistema de intercambiador de gases y a un intercambiador de calor. El medio de cultivo llega al sistema gracias a una bomba y éste con el flujo de gas convierte a este sistema en uno de los que tiene mayor eficiencia en el intercambio de gas. Su forma al mismo tiempo de ayudar al intercambio de calor, entrega una conversión de luz razonable al sistema.

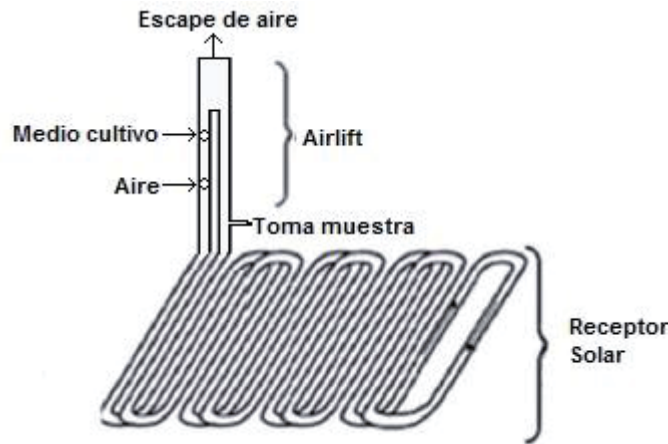


Figura 4. FBR tubular horizontal.

3.2.2.2 FBR Superficie Plana [23].

Estos sistemas como muestra la *figura 5* están diseñados para alcanzar una alta conversión de la luz debido a su relación Superficie/Volumen la cual entrega valores elevados. Esto se genera por su forma geométrica rectangular entregando una gran superficie y a su vez un espesor pequeño el cual generalmente es construido con materiales como Vidrio, Plexiglass, Policarbonato. Otro factor importante que destaca dentro de sus características es que se puede inclinar en dirección al sol para aumentar la energía absorbida. La agitación del sistema se produce por burbujeo de aire por la parte inferior de este a través de tubos perforados.

En términos de escalamiento, el sistema común es organizar varias placas para ganar área, pero no se puede considerar el alargamiento de la placa para desarrollar el aumento de producción, es mejor aumentar el espesor o generar más placas.

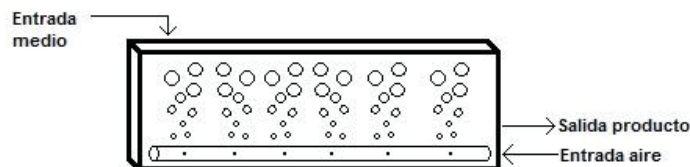


Figura 5. FBR Superficie Plana.

3.2.2.3 FBR Tanque Agitado [24].

Este tipo de FBR es el más común actualmente, la agitación se produce en forma mecánica realizada por un impulsor con aspas que tienen diferentes tamaños y formas como se observa en la *figura 6*, para evitar el movimiento de torbellino que generan las aspas el sistema tiene deflectores internos, la fuente de carbono se inyecta en la parte inferior del FBR como CO₂ y el aire, con el objeto de nutrir a las cianobacterias. En términos de temperatura, este sistema es difícil de controlar y en términos de luz el sistema debe contar con iluminación interna que permita la homogenización de está dentro del tanque.

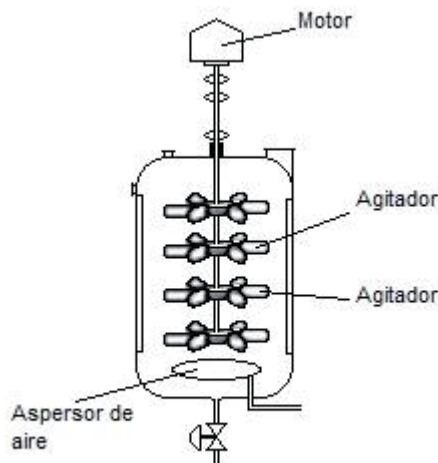


Figura 6. Tanque Agitado.

3.3 Parámetros de selección de proceso industrial.

Para poder realizar una selección del proceso a ocupar primero se deben establecer bajo que parámetros se desarrollará la comparación, con el objeto de generar una matriz de decisión. A pesar de la existencia de diferentes tipos de fotobiorreactores, pocos utilizan la luz en forma eficiente, esto debido a que la exposición a la luz no se puede asumir constante para diseños demasiado

gruesos debido a que las mismas células generarán sombra contra otras a lo largo del sistema. También se tiene que considerar la relación Superficie/Volumen, el espacio que ocupe menos espacio terrestre, transferencia de masa, y otros factores que serán detallados a continuación [25].

3.3.1 Suministro de luz

En cualquier proceso para cultivar cianobacterias, la cantidad de energía aportada por la intensidad de luz afecta directamente a su desarrollo y crecimiento. Este suministro de luz puede verse afectado por factores como la longitud existente entre la fuente lumínica y el FBR, la geometría del FBR, las constantes de la intensidad de la luz o el aumento de la concentración celular (entre más concentración exista, más sombra se generará para las células en el mismo sistema).

Si el suministro de luz es óptimo se generará la fotosíntesis y el crecimiento celular, por el contrario, si la cantidad de luz es deficiente disminuirá considerablemente la velocidad de crecimiento del alga. También se considera como antagonista a la reacción un exceso de suministro de luz debido a que genera un proceso llamado fotoinhibición en el cual la reacción se inactiva o desacelera.

3.3.2 Provisión y transferencia de masa CO₂

Existen 2 fuentes comunes para entregar el carbono necesario para la reacción en el cultivo de cianobacterias; disuelta en bicarbonato (HCO₃) o en su forma gaseosa como CO₂. Para ambas fuentes es clave el sistema de homogenización, para que el carbono pueda estar en todo el sistema. Cada FBR tiene una propia característica respecto a la transferencia de masa, según la cantidad de movimiento que se pueda entregar al sistema, la cantidad de puntos en los fittings que puedan generar un estancamiento del flujo de carbono, o también la misma velocidad del proceso.

3.3.3 Eficiencia de Mezcla.

Cuando el FBR logra alcanzar las proporciones necesarias para el crecimiento del alga en relación al medio de cultivo y a los parámetros fisicoquímicos, el mezclado de estos se convierte en fundamental, ya que si este no se realiza de manera correcta no se llevará a una reacción completa y homogénea en todo el sistema. En términos específicos la importancia de la eficiencia de mezcla radica en la factibilidad de mantener condiciones homogéneas, ayudar a la transferencia de nutrientes, aportar en la dispersión o separación uniforme de las cianobacterias en las zonas oscuras y las zonas iluminadas, transferencia de energía, romper los gradientes de concentración y por último retirar el oxígeno fotosintético que se genera de la reacción.

3.3.4 Daño a la célula por transporte

En los FBR el movimiento dentro del sistema se puede desarrollar de 3 maneras; bombas, agitaciones mecánicas o ambas. Según la manera de agitación que se utilice y según la forma geométrica del sistema, puede tender a dañar la célula. Las bombas tienden a dañar debido a su corriente de recirculación, por el contrario, los sistemas que se alimentan pequeñas burbujas tienen a mantener la célula en buenas condiciones. Además de lo anterior, un sistema con curvas o cambios de dirección de flujos repentinos tienden a dañar más a la célula que los sistemas en los cuales no varía la dirección del flujo, esto se debe al choque del micro algas con las paredes internas del sistema.

3.3.5 Previsiones generales para escalamiento.

Este parámetro se relaciona con la capacidad de generar un escalamiento sin tener que cambiar variables del sistema. Si a un sistema se le pretende aplicar un escalamiento, implica que se tendría que generar un aumento proporcional de sus dimensiones, este factor puede ser muy perjudicial debido a que en los FBR un aumento de los diámetros y espesores pueden provocar que en el momento del

crecimiento del micro alga, se genere una concentración tal que produzca sombra a las otras micro algas de manera que no permita el paso de la luz en este sistema, aunque la intensidad de la luz se escale en las mismas proporciones.

3.3.6 Estrés de cizallamiento.

El estrés de cizallamiento es la fuerza a la que se someten las paredes del sistema según el volumen que contenga este, según la ley de acción y reacción ésta tendrá una respuesta a dicha fuerza de igual magnitud en forma opuesta a esta, cuando el sistema no logra generar una fuerza de cizallamiento para contener el volumen interior del sistema, este puede ceder y fracturarse.

3.4 Selección del proceso a desarrollar.

Para poder seleccionar el tipo de equipo más óptimo para producir Espirulina se generó una matriz de decisión, considerando los parámetros anteriormente expuestos, cada tipo de FBR fue evaluado con letras las cuales posteriormente fueron llevadas a números los cuales calificaron al equipo con más ventajas para el proceso.

Las letras con las que se evaluó el sistema tienen 2 tipos de calificaciones con sus respectivos valores numéricos (*Tabla 11* y *tabla 12*).

Tabla 11. Calificación cantidad.

Calificación	Puntuación
Alto (A)	10
Medio (M)	5
Bajo (B)	1

Tabla 12. Calificación según dificultad

Calificación	Puntuación
Razonable (R)	10
Difícil (D)	5

Las calificaciones entregadas en la matriz de decisión (*tabla 13 y tabla 14*) fueron obtenidas de bibliografía, considerando las características técnicas de cada uno de los métodos para procesar. En el caso de notas mixtas (con 2 calificaciones) se consideró el promedio entre el valor numérico de las 2 calificaciones entregadas.

Tabla 13. Matriz decisión equipos [26].

Tipo de reactor	Tanque Agitado	Sistema Airlift	Columna de burbujeo	Superficie Plana	Tubular
Eficiencia de mezcla	A	A-M	M	A	A
Uso eficiente de la luz	B-M	M	M	A	A
Transferencia de masa	B-A	A	M	A	B-A
Estrés de cizallamiento	A	B	B	B-M	B-A
Escalamiento	D	R	R	D	R
Resistencia al daño de la célula	M	A	A	A	B
Simplicidad de materiales	B	B	A	A	M

Tabla 14. Matriz decisión valor numérico equipos.

Tipo de reactor	Tanque Agitado	Sistema Airlift	Columna de burbujeo	Superficie Plana	Tubular
Eficiencia de mezcla	10	7,5	5	10	10
Uso eficiente de la luz	3	5	5	10	10
Transferencia de masa	5,5	10	5	10	5,5
Estrés de cizallamiento	10	1	1	3	5,5
Escalamiento	5	10	10	5	10
Resistencia al daño de la célula	5	10	10	10	1
Simplicidad de materiales	1	1	10	10	5
Sumatoria	39,5	44,5	46	58	47

Según las calificaciones, el equipo seleccionado para el proceso es el FBR de superficie plana el cual obtuvo 58 puntos. En base a este sistema se generará una modelación de crecimiento de la Espirulina, considerando y determinando las diferentes características físicas del sistema para poder finalmente determinar las dimensiones de los equipos con los cuales se debe procesar.

Capítulo IV: MODELACIÓN DE CRECIMIENTO DE ALGAS Y DISEÑO DE EQUIPO.

En este capítulo se desarrollaron los cálculos para el dimensionamiento del equipo. Con el fin de poder llevar a cabo este objetivo, se determinaron los conceptos relacionados al crecimiento del alga, se estudiaron sus variables y posteriormente se modeló su comportamiento.

4.1 Variables de modelación y Funcionamiento Básico.

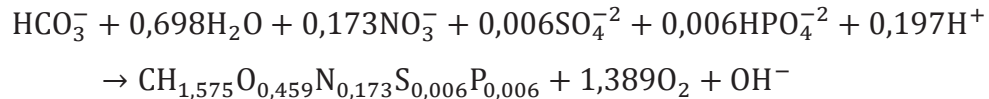
Como se determinó anteriormente las cianobacterias como la *Espirulina*, son algas que crecen en función de los nutrientes suministrados y a la cantidad de luz que estas reciban. Los parámetros claves de diseño son las áreas del reactor, la concentración de la masa, el volumen del reactor, la intensidad de la luz incidente, y la productividad volumétrica, ya que en base a estos se podrá determinar la dimensión de los equipos que formarán parte del proceso. Para poder determinar estos factores se debe modelar el comportamiento de crecimiento del alga ya que esto influirá directamente en los parámetros que debe tener el equipo.

El funcionamiento de FBR básicamente será de la siguiente manera, la cepa se suspende dentro del sistema con los nutrientes disueltos en el medio bombeados desde un estanque, al sistema se le burbujea aire en la parte inferior del equipo para evitar que las algas se adhieran a las paredes de este. La luz se administrará al sistema de manera artificial y continua, esto con el fin de aumentar la producción y mantener un flujo continuo sin tener que detener el proceso por las noches, o en momentos que no haya luz natural. Con la modelación de crecimiento se espera determinar la cantidad de concentración de alga y el flujo de nutrientes en estado estacionario, además de la cantidad necesaria de luz para que el sistema se mantenga continuo extrayendo solamente la cantidad de alga

producida y dejando dentro del sistema la cepa necesaria para mantener la producción.

Como se expuso anteriormente la reacción con la que se desarrolla el crecimiento del alga es la siguiente:

Ecuación 1. Reacción de fotosíntesis para Espirulina.



Esta reacción se lleva a cabo cuando se alcanza la energía de activación necesaria, esta energía es obtenida de los fotones que entrega la luz, es debido a esto que la luz pasa a ser un factor determinante para el crecimiento, ya que sin esta no se desarrollara la reacción de manera completa. De este modo se define que hay 2 variables iniciales claves para el desarrollo del modelo, la cantidad de nutrientes que pueden actuar como limitantes de la reacción, y también la cantidad de fotones o de luz absorbida que pueda actuar como limitante.

Para bajar las variables que influyan en el sistema se asumirá que los reactivos limitantes de la reacción (nutrientes) estarán en exceso, estos reactivos se encuentran en el medio salino donde también se suspende el alga. Es con el objetivo de generar dicho exceso que su cantidad fue sobreestimada con un factor que aumentó la cantidad de sales a partir del valor estequiométrico. Con esta variable considerada se deja determinado al factor luz como variable limitante única.

4.2 Conceptos para modelación del crecimiento del alga.

Para poder desarrollar el modelo es importante definir las funciones que determinaron el crecimiento del alga, estas básicamente serán la Ecuación de Monod la cual determinó el comportamiento según el reactivo limitante en la reacción. Para poder calcular dicha ecuación se debe trabajar con una intensidad lumínica la cual es entregada por la luz (intensidad de luz), y ésta a su vez fue determinada en función de la ley de Lambert-Beer.

4.2.1 Ecuación de Monod

El crecimiento de las algas en términos celulares se obtiene luego de diferentes y variadas interacciones bioquímicas, junto con fenómenos de transporte con variadas fases y sistemas con múltiples componentes. Durante este proceso, células jóvenes y antiguas se mezclan en forma homogénea mientras se adaptan a diferentes condiciones físicas y químicas que varían permanentemente. Estos fenómenos hacen que sea imposible modelar exactamente la cinética de crecimiento, y se deben hacer suposiciones con el objetivo de obtener un modelo sin análisis micro y así lograr desarrollar el diseño y operación del FBR junto con la predicción de su comportamiento.

Dentro de estas suposiciones debemos considerar:

- Las células pueden ser representadas por un componente sencillo, tal como masa celular, concentración y/o número de células.
- La distribución celular será uniforme dentro del sistema, la suspensión de células será homogénea y su naturalidad heterogénea será ignorada para expresar su concentración como masa de células secas por unidad de volumen.
- El medio se obtiene de manera que sólo un elemento sea el factor limitante de la velocidad de reacción, los otros elementos se considerarán en concentraciones que sobrepasen las necesarias, con esto se pretende

eliminar el efecto de cambios menores en la velocidad de reacción (Éste es el caso de los nutrientes en exceso).

- El FBR se controla para garantizar un nivel constante para mantener el pH, la temperatura y la concentración de oxígeno fotosintético constante.

Considerando dichas suposiciones se utilizó la ecuación de Monod que modela y explica el crecimiento del microorganismo según el cultivo. Este modelo es expresado por la siguiente ecuación:

Ecuación 2. Relación de Monod [27].

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{k_s + S}$$

Donde:

μ_{\max} = Velocidad específica máxima de crecimiento [día^{-1}].

k_s = Constante de saturación, dada de la cinética de la Espirulina [$\frac{\mu\text{mol}^{-1}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$]

S = Concentración del sustrato limitante.

El diseño de este modelo entrega una gráfica que muestra cómo se comporta el crecimiento del alga hasta alcanzar su fase estacionaria de operación, que se representa en la *figura 7*.

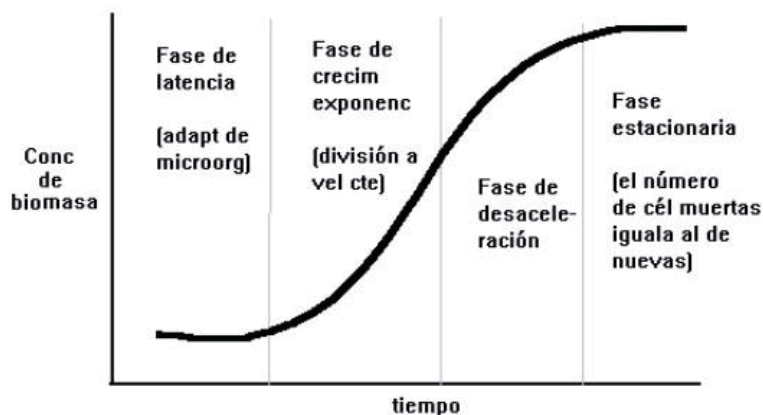


Figura 7. Crecimiento cinético celular.

4.2.2 Ley de Lambert-Beer.

Como se expresó anteriormente, el componente limitante (S) en la reacción presentada será la luz, específicamente la intensidad de la luz (I) absorbida por el sistema, la cual fue descrita por la ecuación de Lambert-Beer [28] (que se representa en la *figura 8*). La expresión intensidad de luz absorbida en forma promedio es (su desarrollo matemático se puede ver en el Anexo 1):

Ecuación 3 Lambert-Beer

$$\bar{I} = \frac{I_0 \cdot (e^{k_a \cdot L \cdot X} - 1) e^{-k_a \cdot L \cdot X}}{k_a \cdot L \cdot X}$$

Donde:

I_0 = Intensidad inicial según luz $\left[\frac{\mu E}{m^2 \cdot s} \right]$

K_a = Constante de longitud de onda usada. $\left[\frac{m^2}{kg} \right]$

L = Longitud de grosor del FBR. [cm]

X = Concentración de algas en el sistema. $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

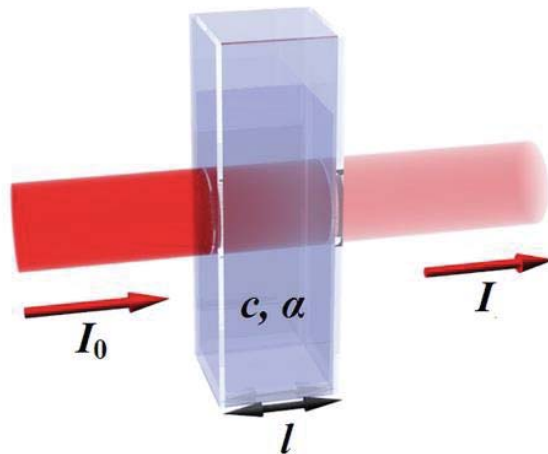


Figura 8. Lambert-Beer.

En la *figura 9* se muestra la influencia del ángulo de incidencia y la concentración sobre la cantidad de luz que absorba el FBR, además se determinó que el grosor del sistema también influye en la absorción de la luz, ya que a mayor grosor menor cantidad de luz atravesará el FBR debido a la cantidad de algas presentes en dicha longitud. Es por esto que se definen la concentración, el ángulo y la longitud como variables sobre la función de luz absorbida.

4.3 Modelación cinética de crecimiento del alga.

Para generar la modelación de crecimiento del alga se deben obtener las constantes cinéticas de la *Espirulina* para ser utilizados en la ecuación de Monod, valores que fueron encontrados en estudios previos. Por otra parte tenemos que el crecimiento del alga depende de la Intensidad de luz absorbida y, a su vez, la luz absorbida depende del grosor del sistema, la concentración del alga y el ángulo de incidencia. Con estas dos funciones se obtiene una función compuesta, la cual relaciona todas las variables obteniendo la velocidad de reacción (se puede revisar su desarrollo en el Anexo 2).

Tabla 15. Constantes cinéticas de la *Espirulina* [29].

Constante	Valor	Unidad
μ_{max}	0,32	dia ⁻¹
k_s	773,5	$\frac{\mu\text{mol}^{-1}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$

Para iniciar la modelación, se supuso para el FBR 2,5 [cm] de grosor con el objetivo de desarrollar la ecuación de Lambert-Beer. Además se determinó que la luz a utilizar será artificial, decisión que se tomó para evitar las variaciones de ángulos de incidencia y discontinuidad del proceso por la noche, lo que

posteriormente podría generar complicaciones en los métodos de operación. Es por este motivo que se seleccionó el tipo de luz, el cual será led blanca. De bibliografía se obtuvo que para esta luz los valores para las constantes I_0 y K_a :

Tabla 16. Constantes Luz Led Blanca [30].

Constante	Valor	Unidad
I_0	398,5	$\frac{\mu E}{m^2 \cdot s}$
K_a	240	$\frac{m^2}{kg}$

La luz Led blanca es seleccionada porque su I_0 tiene un valor semejante a la intensidad entregada de manera natural por el sol en promedio mes, valor que permitirá generar aproximaciones económicas al momento de comparar la iluminación artificial con la natural.

Con las constantes determinadas se procedió a realizar la modelación para el estado estacionario, en el cual se cumple que:

Ecuación 4 estado estacionario.

$$\mu = \vartheta$$

Del balance de masa obtenemos:

Ecuación 5 Balance de masa.

$$\frac{dx}{dt} = \mu x - \vartheta x$$

Luego se determinó el orden de la concentración de cepa inicial para formar la curva. El orden para iniciar la curva fue recomendado por los encargados del laboratorio de fotobiorreactores de la escuela de bioquímica y el valor fue de [0-20] [g/l]. Luego de analizar la curva generada, se concluyó que se obtienen rangos aceptables entre las cepas de [0-3,6] [g/l] lo cual se expone en la *figura 9*.

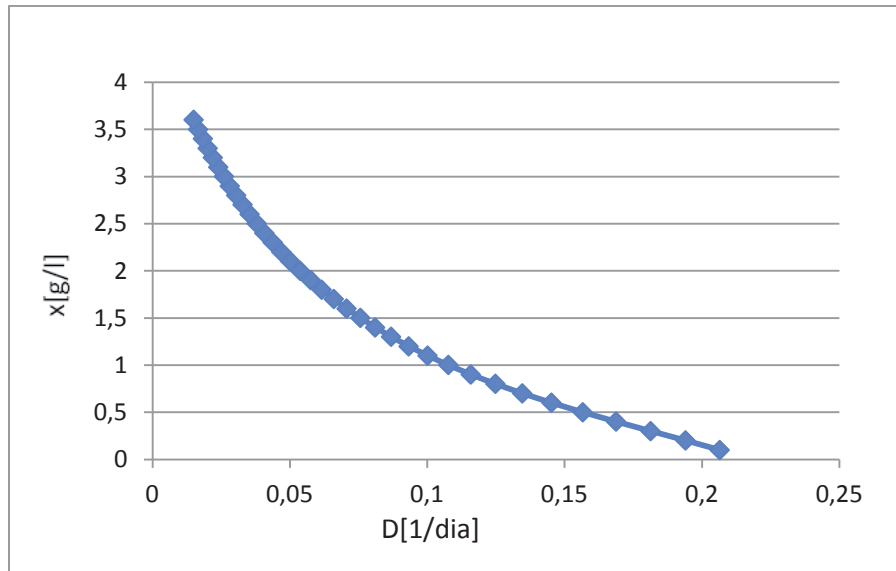


Figura 9. Velocidad de reproducción vs concentración.

Con los mismos valores utilizados para la *figura 9* se procede a determinar la productividad volumétrica de células, la cual está representada por la masa de producto por unidad de volumen en un tiempo determinado.

Ecuación 6 Productividad Volumétrica.

$$Q_x = \vartheta \cdot X$$

Tabla 17. Valores evaluados para rango de concentración.

x[g/l]	$\bar{I}[\mu E/(sm^2)]$	μ [1/día]	U[1/día]	Qx[g/(ldía)]
0,4	150,789	0,169	0,169	0,068
0,6	107,535	0,145	0,145	0,087
0,8	82,234	0,125	0,125	0,100
1	66,169	0,108	0,108	0,108
1,2	55,237	0,093	0,093	0,112
1,4	47,370	0,081	0,081	0,114
1,6	41,456	0,071	0,071	0,113
1,8	36,851	0,062	0,062	0,111
2	33,166	0,054	0,054	0,108
2,2	30,151	0,047	0,047	0,103
2,4	27,639	0,041	0,041	0,098
2,6	25,513	0,035	0,035	0,092
2,8	23,690	0,031	0,031	0,086
3	22,111	0,026	0,026	0,079
3,2	20,729	0,022	0,022	0,071
3,4	19,510	0,019	0,019	0,063
3,6	18,426	0,015	0,015	0,055

Con los datos calculados para la productividad volumétrica se determinó la curva de comportamiento. Ésta se representó con la *figura 10*, la que muestra la velocidad de reproducción en comparación con la cantidad de concentración en el sistema.

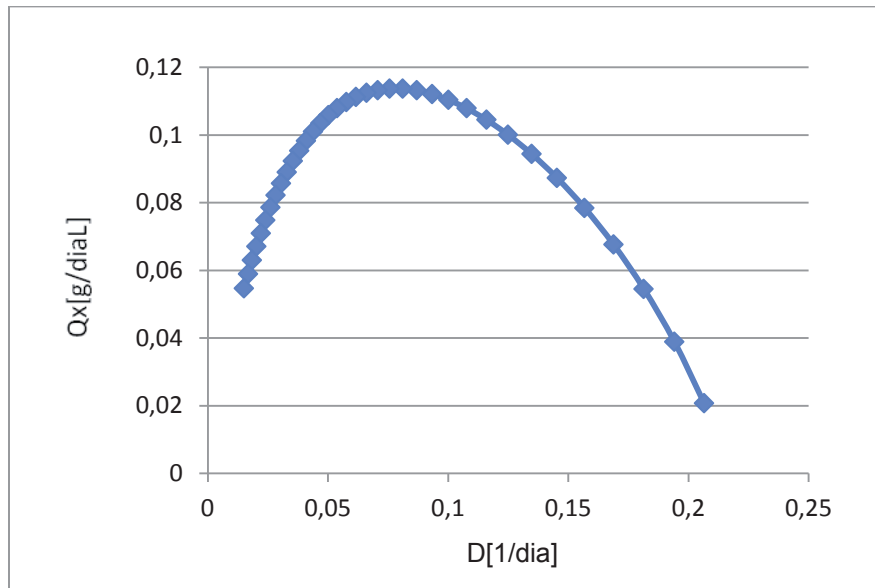


Figura 10. Productividad volumétrica de espirulina.

Del gráfico de productividad volumétrica (*figura 10*) se pueden distinguir diferentes tramos que fueron analizados. El primero en el cual la pendiente de cada punto es positiva se considera un punto ineficiente, debido a que es más el alga que se reproduce que la que puede retirar el caudal, provocando que el aumento de concentración disminuya la capacidad de absorción lumínica del sistema, disminuyendo la capacidad de reproducción del alga. Por otro lado, tenemos los puntos de operación en los cuales la pendiente es negativa, a esos puntos se les conoce como puntos de lavado, debido a que se considera que el caudal está retirando más cepa de alga de la que se está reproduciendo, provocando un vaciado del estanque que finalizaría con el proceso ya que en un tiempo eliminará toda alga. La utilidad de este gráfico es determinar el punto de operación en el cual la pendiente tome un valor cercano a cero. Éste punto representa al caudal que logra mantener en equilibrio la cantidad de alga

reproducida con la cantidad de alga que se retira del sistema, logrando mantener constante el flujo con una producción continua de manera que el proceso se mantenga invariable en el tiempo.

4.4 Selección de las variables de Operación.

Para encontrar el punto de operación se amplió el intervalo de datos de la *figura 11* en los cuales se aproxima la pendiente cero, y se determinó un punto en forma estimativa con el cual se seleccionará la velocidad de reproducción del sistema. Esta elección tiene como objetivo poder generar una comparación con la *figura 9* de velocidad de reproducción versus concentración, para poder obtener finalmente la concentración de alga que se debe mantener en el sistema junto con el caudal ideal para que éste no varíe en el tiempo.

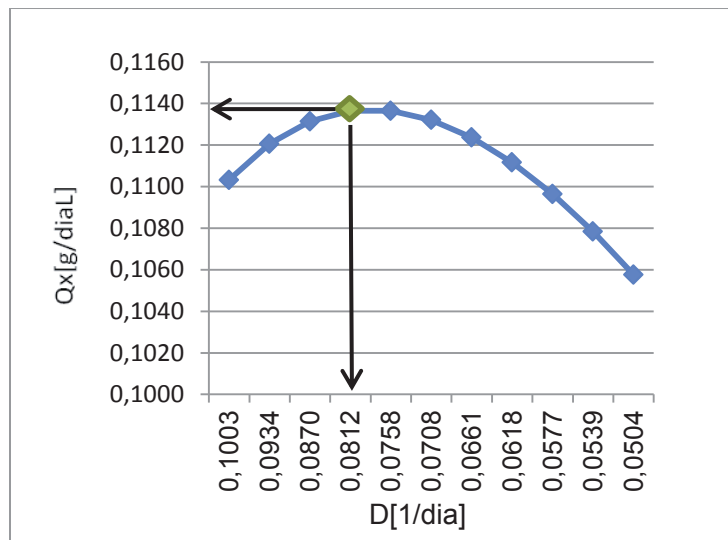


Figura 11. Selección caudal operación.

Con la selección del caudal de operación se logró determinar la velocidad de reproducción de operación, es este valor el que permite posteriormente encontrar la concentración de operación. La última también se encontró de manera gráfica a partir del *figura 12* la cual representa la ampliación de la *figura 9*, que simboliza la velocidad de reproducción versus concentración.

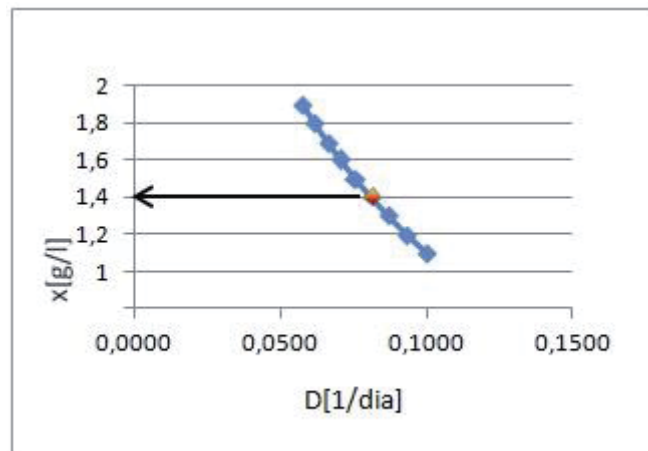


Figura 12 Selección concentración operación.

En la *Tabla 18* se pueden observar todos los valores de las variables correspondientes para el punto de operación, las cuales se utilizarán como datos para calcular el volumen necesario para el sistema.

Tabla 18. Selección caudal operación.

$x[0-20]$	$\bar{I} [\mu E/(sm^2)]$	$\mu [1/día]$	$U[1/día]$	$Qx[g/(ldía)]$
1,0	66,1689	0,1078	0,1078	0,1078
1,1	60,2210	0,1003	0,1003	0,1103
1,2	55,2365	0,0934	0,0934	0,1121
1,3	51,0047	0,0870	0,0870	0,1131
1,4	47,3703	0,0812	0,0812	0,1137
1,5	44,2168	0,0758	0,0758	0,1137
1,6	41,4555	0,0708	0,0708	0,1132
1,7	39,0182	0,0661	0,0661	0,1124
1,8	36,8511	0,0618	0,0618	0,1112
1,9	34,9119	0,0577	0,0577	0,1096
2,0	33,1665	0,0539	0,0539	0,1078

4.5 Requerimiento volumétrico para el sistema.

Para determinar el requerimiento de los equipos primero que todo se debe determinar un valor objetivo de producción mensual de harina seca, y en base a este valor se obtendrán los requerimientos para los equipos necesarios.

El valor objetivo es de 100 [kg/mes] lo que equivale a 3333 [g/día]. Este valor fue seleccionado asumiendo que el proceso se puede escalar por un factor de seguridad hasta completar la cantidad importada a Chile, por lo que es en este caso que deberán recalcular las siguientes variables debido a que no crecen de manera proporcional con el aumento de flujo; grosor FBR, largo FBR, ancho FBR y la intensidad lumínica. Considerando el valor de concentración de operación determinado de 1,4 [g/l] se procedió a calcular el flujo necesario a partir de las ecuaciones 7 y 8:

Ecuación 7 Caudal.

$$F = \frac{F_{\text{masico}}}{X_{\text{op}}}$$

Ecuación 8 Volumen del reactor.

$$V = \frac{F}{\vartheta}$$

Donde:

F = Flujo Volumétrico

F_{masico} = Flujo Másico

X_{op} = Concentración en el punto de operación

V = Volumen del FBR

ϑ = Velocidad de crecimiento

$$F = \frac{3.333 \frac{\text{g}}{\text{día}}}{1,4 \frac{\text{g}}{\text{l}}}$$

$$F = 2389,72 \frac{\text{l}}{\text{día}}$$

Luego se procedió a desarrollar:

$$V = \frac{2389,72 \frac{\text{l}}{\text{día}}}{0,0822 \frac{1}{\text{día}}}$$

Obteniendo finalmente como volumen del FBR el valor de:

$$V = 29355,24 \text{ l}$$

$$V = 29,35 \text{ m}^3$$

Con este volumen se dio paso al dimensionamiento del FBR (*figura 13*) considerando las siguientes suposiciones¹ de diseño:

- El largo máximo de cada FBR será 10 [m].
- La altura máxima de cada FBR será de 2 [m].
- El grosor del FBR fue determinado como 2,5 [cm].

¹ Recomendación obtenida de la investigación desarrollada por Carvalho, A. P., L. Meireles, F. Malcata. 2006. "Microalgal Reactors: A Review of Enclosed System Designs and Performances". *Biotechnol* N°22. pp. 1500-1506.

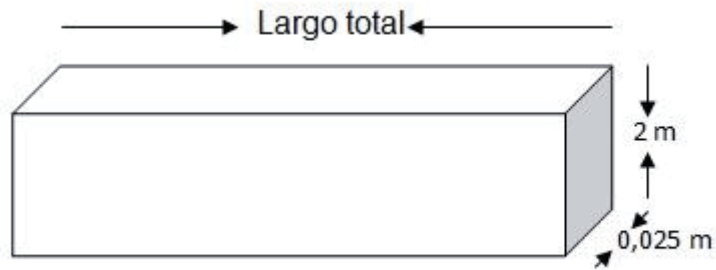


Figura 13. Distribución de volumen del FBR.

Considerando el volumen necesario, se obtuvo el largo total del FBR el cual corresponde a 587[m] para completar el requerimiento. Como se determinó para el máximo largo de cada FBR 10 [m] se necesitarán 59 FBR, el cual representa a la aproximación de 58,7 FBR. Luego se procedió a estandarizar el sistema considerando el aumento de volumen debido a la aproximación explicada, para generar un valor entero para la cantidad de FBR.

Considerando 59 FBR con 10[m] de largo, 2[m] de alto, y 0,025[m] de grosor obtenemos un nuevo volumen total de 29500 [l]. Para despejar el flujo másico necesario se utilizó la *ecuación 7* y la *ecuación 8* con las cuales se calculó la siguiente operación.

Se obtuvieron los valores:

$$F_{\text{masico}} = 3349,43 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

Y con el peso molecular de la Espirulina [31] obtenemos:

$$PM_{\text{espirulina}} = 21,29 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$F_{\text{molar}} = 157,32 \frac{\text{mol}}{\text{día}}$$

4.6 Determinación composición medio Salino.

Para determinar la composición del medio salino se aplicó la relación de estequiometria considerando el valor molar objetivo para espirulina.

Ecuación 1. Reacción de fotosíntesis para Espirulina.

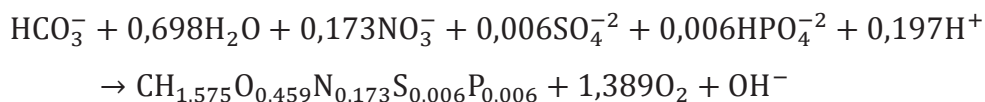


Tabla 19. Productos reacción.

Compuesto	Espirulina	O ₂	OH ⁻
Nº estequiométrico	1,000	1,389	1,000
moles	157,320	218,517	157,320

Tabla 20. Reactivos reacción.

Compuesto	NO ₃ ⁻	SO ₄ ⁻	HPO ₄ ⁻	H ⁺
Nº estequiométrico	0,173	0,006	0,006	0,197
moles	27,216	0,944	0,944	30,992

Cuando se obtienen los moles necesarios de reactivos se procede a calcular la cantidad para que se mantenga en exceso como se planteó originalmente en el sistema, es debido a esto que la cantidad requerida en [g/día] se multiplicará por un factor de 1,2 con el objeto de asegurar el exceso. Para calcular la concentración necesaria se consideró la relación de flujo con la cantidad de masa en exceso con el fin de determinar qué concentración debería tener dicho flujo (*Tabla 21*).

Tabla 21. Reactivos en Exceso.

Sales a utilizar	MM [g/mol]	[g/día]	Exceso 1,2	
			[g/día]	[g/l]
NaHCO ₃	84	13214,88	15857,8	6,62
KNO ₃	101	2748,21	3297,85	1,37
MgSO ₄ (7H ₂ O)	126	118,81	142,57	0,059
K ₂ PO ₄	174	164,08	196,89	0,082

4.7 Diagrama y método de operación.

Para generar un dimensionamiento de los equipos en el sistema se debe determinar previamente la forma de operación de la planta. Dentro de los parámetros esperados que debe tener un método de operación se consideró la continuidad como factor preponderante, para lo cual se implementaron sistemas de mitigación y prevención en caso de eventualidades, con el fin de evitar que el proceso se detenga y genere un incumplimiento en la demanda requerida.

Es por esto que se consideró para el esquema de trabajo presentado en la *figura 14* la inclusión de 2 estanques iniciales (E1 y E2) en los cuales se mantendrá el medio salino. Éstos se utilizarán en forma paralela con el objeto de generar la mezcla en un estanque mientras el otro opera y viceversa. Luego se consideraron 2 bombas (B1 y B2) de tipo peristálticas en forma paralela con un sistema de bypass que cumple la misión de mantener el flujo constante en periodos de mantención o por fallas eventuales. Estas bombas son las encargadas de enviar el flujo con la concentración de sales a los fotobiorreactores (FBR) los cuales están distribuidos en 6 filas las cuales tienen 10 FBR cada uno exceptuando la primera fila la cual tiene 9 FBR para cumplir con la cantidad de volumen calculado. Estos FBR son alimentados por la parte superior con el medio salino y por su parte inferior, a través de mangueras perforadas, se le adiciona aire en la proporción adecuada para evitar que se adhiera el alga a las paredes del sistema. Este aire viene desde un soplador centrífugo (S1) el cual tiene como respaldo otro soplador centrífugo (S2) en caso de mantención asegurando así la continuidad del proceso.

El flujo de salida será retirado por la parte inferior de los FBR, los cuales también serán extraídos por las bombas peristálticas (B3 y B4) en paralelo con el bypass correspondiente. Este flujo se contendrá en un estanque (E3) de las mismas dimensiones que los estanques iniciales y cumple el objetivo de generar un respaldo en caso de cualquier eventualidad en el sistema. El flujo de este

estanque será retirado para dar paso al proceso de filtrado por prensa (FP), secado con aire (D), recirculación del medio salino (a través de las bombas B5 y B6) y embasado, el cual será explicado detalladamente en la sección 5.2.

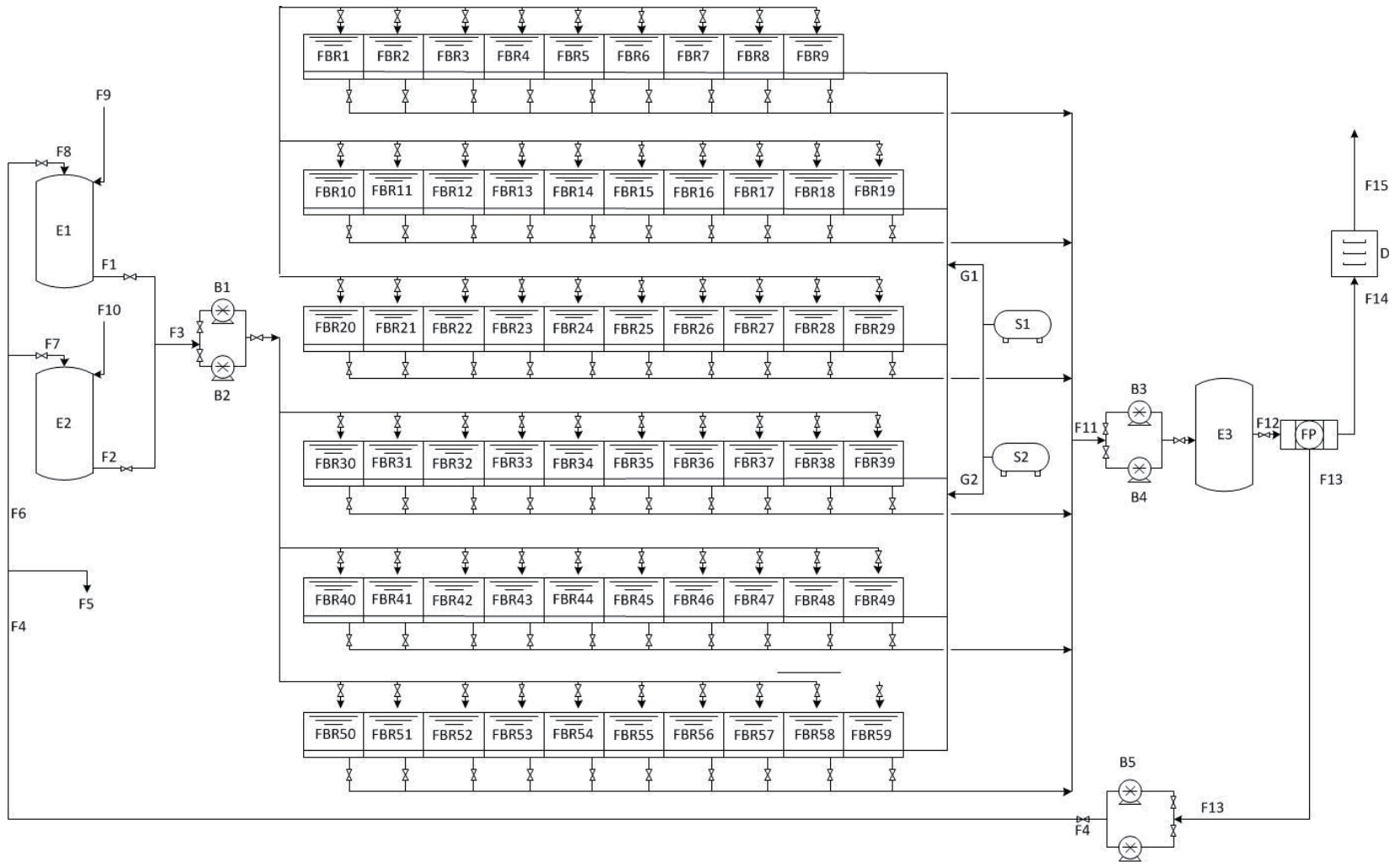


Figura 14. Diagrama del proceso.

4.8 Equipos para el sistema según requerimientos y métodos de operación.

Para el cálculo del volumen necesario en los estanques que contienen el medio salino, se asumirá que el medio no se puede mantener más de 1 semana retenido en un estanque (por recomendación) y además, se seleccionó una operación continua, por lo que no debe dejar de mantener un flujo constante mientras se realiza la mezcla nueva de medio salino.

El flujo volumétrico necesario diario es de:

$$F_{Volumetrico} = 2392,45 \frac{l}{dia}$$

Si este flujo fuera continuo durante un mes debería tener un volumen de:

$$V = 71773,5l$$

Por lo cual necesitaríamos un estanque de capacidad:

$$V = 80000l$$

Como el sistema debe ser continuo pero el medio debe cambiarse cada semana, utilizaremos 2 estanques que funcionen en forma intermitente por cada semana, es por esto que con 2 estanques de 20.000[l] cada uno operando se podrá completar el volumen.

Los fotobiorreactores tienen la problemática que cuando se desarrolla el crecimiento del alga, esta precipita a la parte inferior del reactor creciendo adherida a éste y a las paredes interiores del sistema, provocando una retención de producto y obligando a generar una parada del proceso para hacer una limpieza. Para evitar esta problemática se debe mantener el alga en suspensión en el medio evitando complicaciones en el transporte fuera de los FBR. Dicha suspensión se genera a través de burbujeo de aire por la parte inferior del sistema

por tuberías perforadas, el cual es generado por un soplador centrífugo. El caudal de este soplador es calculado en base a una relación bioquímica obtenida de bibliografía [32] la cual muestra la velocidad de aireación en relación a la concentración de alga según el tipo de FBR, ésta se muestra en la *figura 15*.

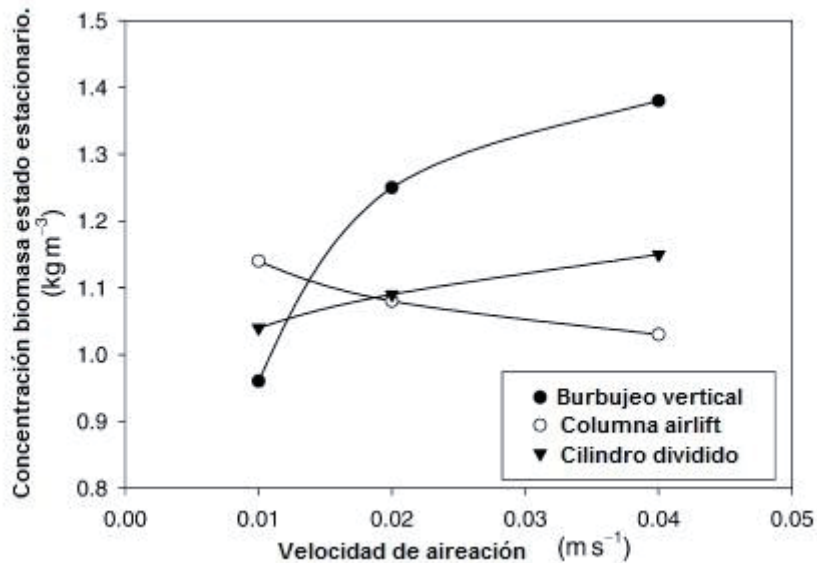


Figura 15. Velocidad de aireación según tipo de FBR

De la *figura 15* se logró obtener la velocidad necesaria de aireación la cual fue de 0,045 [m/s] y considerando el valor 14,75 [m²] para el área transversal total del sistema (grosor 2,5 [cm], largo 590 [m]), se logró calcular el flujo necesario de aireación de aire el cual tiene un valor de 39,82 [m³/min]. De catálogo [33] se determinó que el soplador centrífugo necesario tendrá un flujo de 53 [m³/min] y tendrá una potencia de 3,6[kW], y se consideró la compra de 2 equipos para asegurar la continuidad del proceso en caso de que uno requiera mantención.

Además de considerar para los FBR la inyección de aire debemos considerar el requerimiento de luz que este debe recibir. Para determinar este valor se tomó como referencia los estudios de los laboratorios de fotobiorreactores de la Universidad, los cuales entregan una estimación de 10 focos de 50[W] por cada 0,5 [m²], lo cual produce un requerimiento para la espirulina de 1000[W/m²]

como potencia total de iluminación y considerando que el área total expuesta del Fotobiorreactor será de 1180[m²], se obtiene un requerimiento energético de 1180000[W] lo cual se satisface con 11800 focos led de 100 [W].

Posteriormente se calculó el flujo que deben mover las bombas del sistema en base a una estimación según el requerimiento para la planta el cual es de:

$$F = 2392,45 \frac{l}{\text{día}}$$

$$F = 100 \frac{l}{h}$$

Por lo cual se seleccionaron 6 bombas de catálogo [34] con capacidad para levantar en caso de cualquier aumento en el flujo medio y con 0,75 [kW] de potencia.

$$F = 200 \frac{l}{h}$$

Finalizando se expondrán los equipos que se necesitaran para llevar a cabo el proyecto en forma resumida (*Tabla 22*).

Tabla 22. Equipos para la operación del sistema.

Equipos		Cantidad
Estanque	20000[L]	3
Soplador	53[m ³ /min]	2
Bomba	200[l/h]	6
FBR		59

Capítulo V: OPERACIONES DE PROCESAMIENTO ALGAS YA COSECHADAS.

A lo largo del siguiente capítulo se abordaran los temas relacionados con el proceso posterior a la cosecha, dentro de los cuales se consideran secado junto con envasado. Además se definirán los estándares necesarios para esto y las diferentes variables que se deben aplicar para que el producto esté listo para la venta en el mercado.

5.1 Descripción y cuantificación de los sistemas de filtrado y secado.

El proceso de filtrado en el sistema tiene diferentes objetivos primordiales que nos permitirán finalizar con el proceso y a su vez disminuir los costos de operación de la planta. El primer objetivo es separar el alga del medio salino, esta parte del proceso se llevara a cabo en un filtro prensa el cual bombeará el medio salino con la Espirulina desde los estanques E3/E4 al filtro prensa y se generará la separación del medio salino con el alga (el cual aún tendrá un contenido residual de sales minerales y humedad), a la cual posteriormente se le aplicará un proceso de lavado y secado por flujo de aire. Así surge el segundo objetivo, la recuperación del medio salino desnutrido, el cual será bombeado nuevamente a los estanques iniciales E1/E3 del proceso para pasar al proceso de nutrición y acondicionamiento antes de ser recirculado al sistema. Éste proceso se desarrollara en paralelo mientras el otro estanque alimente a los FBR en forma normal.

5.1.1 Filtro de Prensa

Este equipo se encarga de separar el exceso de agua a través de un sistema de filtrado por presión. Dentro del mundo de filtrados industriales es el más popular para la industria de los alimentos y consiste en una cantidad determinada de placas dentro de un marco que funciona como eje principal. Dichas placas contienen canales que permiten que el flujo drene a su interior. Éste fluido con sólido en suspensión quedarán contenidos dentro del sistema por un tejido filtrante, el cual mantendrá el sólido dentro del equipo al momento de generar la presión de manera hidráulica para que el fluido pase a través del tejido para ser expulsado del sistema (en la *figura 16* se muestran las partes de un filtro prensa).

La parte principal del equipo es el tejido filtrante, ya que éstos son los que generan la contención del alga y la expulsión del medio salino. Estas lonas son determinadas por el área de las partículas las cuales se quiere contener. En el caso de la espirulina, para poder contenerla se necesita una malla sintética (poliéster o poliamida) de 40μ [35] (0,04 mm) de poro o malla. Los platos se mantienen sostenidos por acero horizontal que se ajustan en los extremos de los soportes, y el sistema se cerrará así de manera hidráulica y automatizado. Cuando las placas quedan saturadas de torta, el caudal es prácticamente nulo y se termina el proceso.

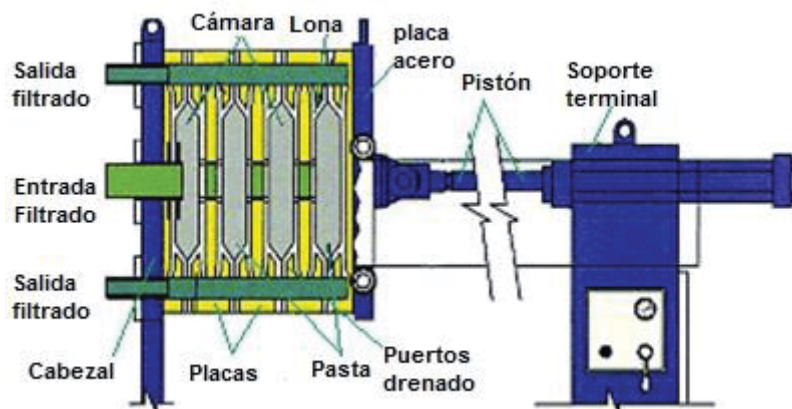


Figura 16. Filtro prensa.

Cada proceso de filtrado dentro de la operación tiene diferentes etapas las cuales se llevan a cabo en forma automática:

1. Cerrado de la prensa: Luego de que el sistema ya operó un ciclo u operara inicialmente el filtro se encontrará completamente vacío, los cabezales se activaran de forma hidráulica-neumático para cerrar las placas.
2. Llenado: En este proceso se inicia el llenado del filtro con el medio salino y el alga en suspensión, el tiempo de llenado depende del filtro de placas y sus características y el flujo de llenado se regula con el sistema de bombeo interno que tiene el sistema.
3. Filtración: Cuando se completa el llenado de la cámara, el lodo con medio salino y alga provoca un aumento de presión debido a la capa espesa que se forma en las membranas. Luego se genera un proceso mecánico en el cual se aprietan las placas de forma hidráulica para generar el desagüe del lodo.
4. Apertura: La cabeza inicial del sistema se retira para desarmar la cámara de filtración, al momento de ocurrido esto la pasta cae por gravedad.

El equipo se seleccionará según cotización realizada² a una empresa de ingeniería según la cantidad de queque sólido que se espera obtener en un día. Este volumen se determina considerando la densidad de espirulina seca de 1,2 kg/l por lo que se obtiene un volumen total de queque húmedo de 3,78 [l/día] y un flujo volumétrico de 2389,72 [l/día] a la entrada de la prensa.

² Cotización a empresa Maquinaria industrial LTDA. 2013. Ver Anexo 3.

5.1.2 Secado espirulina.

El alga obtenida a la salida del filtro prensa contiene un porcentaje estimado de humedad del 10% el cual contiene inmerso vestigios de sales minerales que quedarán retenidas en el alga luego del secado. Para poder consumir esta alga, las trazas se deben sumar con el contenido natural del alga según la porción determinada para nuestro producto y no se debe superar la ingesta máxima admisible presentada en la *tabla 6*, en el caso de ocurrir, se debe considerar un proceso de lavado para poder eliminar el exceso de sales minerales antes del proceso de secado.

Considerando el 10% de humedad en el producto de espirulina final y además teniendo el valor másico del producto de espirulina, el cual corresponde al 90%, se puede determinar la cantidad de medio salino.

Tabla 23. Masa producto prensa.

Producto de prensa	Porcentaje[%]	Masa[g/día]
Espirulina	90	3342,43
Medio Salino	10	371,381

Para el cálculo del volumen obtenido del medio salino por estimaciones de personal del laboratorio de EIQ se asumirá la densidad del agua, con lo que se obtiene el volumen del medio salino correspondiente a 0,3713 [l/día]. Además considerando que el volumen residual en el producto espirulina contiene la concentración desnutrida se puede calcular la masa de las trazas en el producto.

Tabla 24. Masa de sales en trazas.

Sales	Ion	Concentración recirculación [g/l]	Masa de sales [mg/día] en 3342,42 [g] espirulina
NaHCO ₃	Na ⁺	1,100	408,43
KNO ₃	K ⁺	0,220	81,68
MgSO ₄ (7H ₂ O)	Mg ⁺²	0,010	3,71
K ₂ PO ₄	K ⁺	0,014	5,19

Retomando parte de la *tabla 10* sobre la cantidad de sales en la espirulina se puede formar la siguiente tabla:

Tabla 25. Resumen cantidad sales totales.

	Espirulina porción ideal	Cantidad traza sales en humedad	Trazas sales por porción ideal
Porción (g)	41,70	-	41,70
Magnesio (mg)	83,25	3,71	0,046
Potasio (mg)	568,37	86,87	1,08
Sodio (mg)	437,01	408,43	5,09

Tabla 26. Cantidad total Sales en porción producto.

Harina de espirulina	Total sales en porción	IMA
Porción (g)	41,70	-
Magnesio (mg)	83,29	420
Potasio (mg)	569,45	4700
Sodio (mg)	442,10	1500

Es por esto que se logra determinar que no se necesita un proceso posterior al prensado, debido a que las sales están dentro del rango aceptable para productos alimenticio.

Para poder extraer la humedad del alga se empleó un secador con aire, el cual se seleccionó según requerimientos operacionales. Para obtener el flujo de

aire que éste debe entregar, se utilizaron las estimaciones de las cartas psicométricas, es por esto que primero se obtuvo el valor promedio año de humedad relativa y de temperatura [36] en la Región Metropolitana, con valores de 70% y 15,3°C respectivamente. Luego de esto se procedió a realizar el cálculo del secado con tablas psicométricas. Esto se realizó moviéndose por las líneas de bulbo húmedo desde la curva de humedad relativa de 70% hasta alcanzar la curva de humedad relativa con el 100% de saturación, obteniendo la variación de gramos de agua por kg de aire seco.

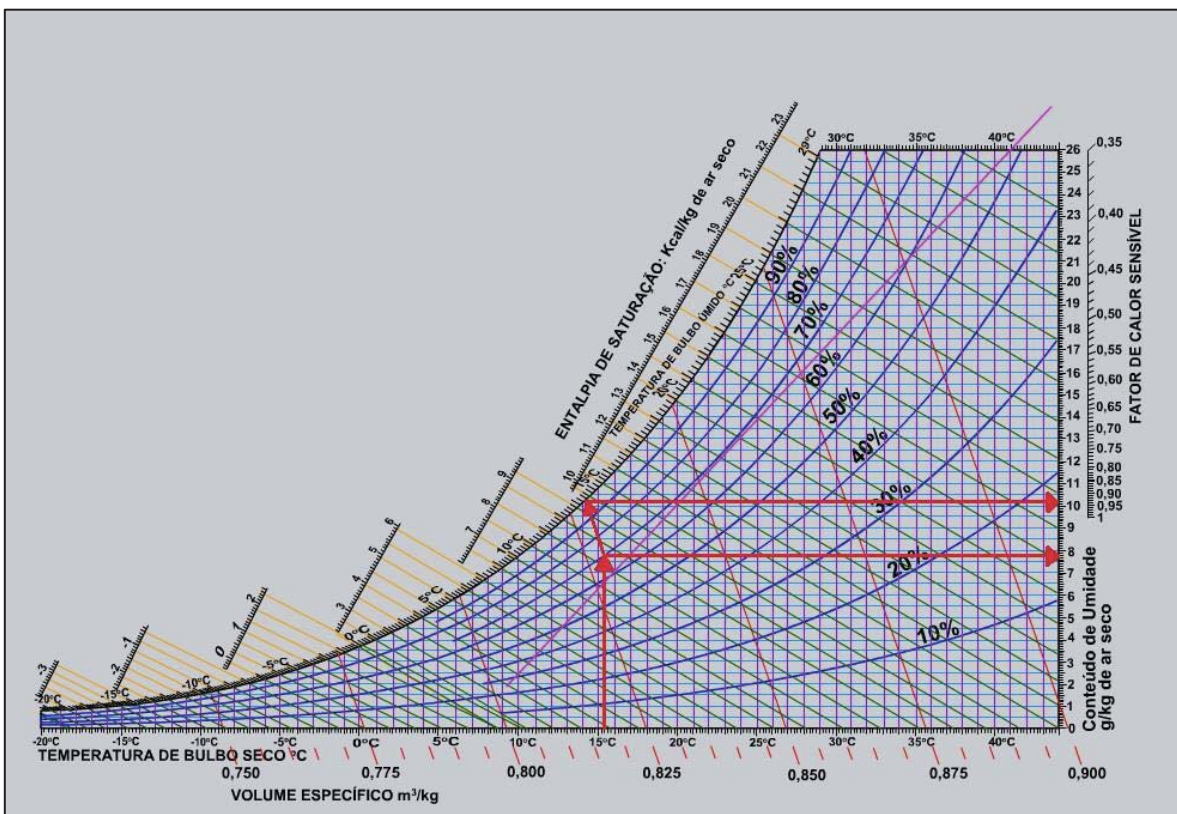


Figura 17. Desarrollo tabla Psicométrica.

Del grafico se logra obtener:

$$\text{Punto seleccionado Humedad 70\%} = 7,7 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{kg aire seco}}$$

$$\text{Punto seleccionado Humedad 100\%} = 10,4 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{kg aire seco}}$$

$$\Delta \text{ puntos} \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{kg aire seco}} = \text{capacida absorcion agua} = 2,7 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{kg aire seco}}$$

Ecuación 9 Flujo requerido de aire para eliminar humedad.

$$\text{Flujo de aire necesario} = \frac{\text{g H}_2\text{O en producto}}{\Delta \text{ puntos} \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{kg aire seco}}}$$

Remplazando los datos de la *figura 17* en la *ecuación 9* con nuestros datos obtenemos:

$$\text{Flujo de aire necesario} = \frac{\frac{342 \text{ g H}_2\text{O en producto}}{\text{día}}}{2,7 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{kg aire seco}}}$$

$$\text{Flujo de aire necesario} = 126,67 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{día}}$$

$$\text{Flujo de aire necesario} = 103725 \frac{\text{l aire seco}}{\text{día}} = 4,32 \frac{\text{m}^3 \text{ aire seco}}{\text{h}}$$

Este requerimiento de aire (considerando la densidad del aire calculada 1,2 [g/l]) permite seleccionar de catálogo el secador necesario para el proceso. El cual tendrá una potencia por catálogo [37] de 50 [W]. Por lo cual, las dimensiones del espacio volumétrico de la cámara de secado según escalamiento de a partir de estudio³ de secadores a temperatura y presión ambientales serán 2,2 [m] de largo; 1,4 [m] ancho y 1,4 [m] alto.

³ Relación obtenida del estudio realizado por Jorge A. Saavedra 2008. "Automatización de secador de aire para fines de docencia en ingeniería de alimentos". Pontificia Universidad católica de Valparaíso. p. 3.

5.2 Recirculación del medio

Esta parte del proceso tiene como objetivo disminuir los costos de operación recirculando a los estanques iniciales el medio salino desnutrido luego de que sus sales minerales se consumieran en la reacción de formación de la espirulina. En esta recirculación se considerará una purga del 20% del flujo, con el objeto de eliminar elementos inertes que puedan quedar dentro del sistema.

Entre las características del flujo recirculado destaca que se tendrá una baja cantidad de material salino, aproximadamente un 17% en masa de las sales minerales agregadas inicialmente en el estanque. Es debido a esto y a la disminución del volumen adicionado en el estanque generada por la purga y por la retención de humedad dentro de la torta, que se propone un proceso de reacondicionamiento y nutrición del material que se recircula a los tanques iniciales E1/E2, para el cual se tomo como base cálculo 1 día de proceso.

5.2.1 Acondicionamiento flujo recirculado para operación

El principio esencial de este proceso es devolverle la fertilidad al medio de cultivo conformando nuevamente el volumen al estanque de 20[m³] y todas sus características nutricionales (sales) perdidas por el consumo de la reacción de fotosíntesis. Como se considera que la pérdida de sales en la humedad del alga es un valor despreciable, las sales residuales están dadas por el exceso ingresado al inicio y que la purga del reciclo es del 20% de flujo tenemos que:

Tabla 27. Concentración recirculación.

Sales a utilizar	Exceso 1,2 g/día	Consumo en reacción	Residuales g/día	Concentración recirculación g/l
NaHCO ₃	15857,8	13214,88	2642,92	1,100
KNO ₃	3297,85	2748,21	549,64	0,220
MgSO ₄ (7H ₂ O)	142,57	118,81	23,76	0,010
K ₂ PO ₄	196,89	164,08	32,81	0,014

$$\text{Flujo recirculado} = 2392,45 \left[\frac{\text{l}}{\text{día}} \right]$$

$$\text{Flujo purga} = 478,49 \left[\frac{\text{l}}{\text{día}} \right]$$

Flujo sistema estanques E1/E2 = Flujo recirculado – Flujo purga

$$\text{Flujo sistema estanques E1/E2} = 2392,45 \left[\frac{\text{l}}{\text{día}} \right] - 478,49 \left[\frac{\text{l}}{\text{día}} \right]$$

$$\text{Flujo sistema estanques E1/E2} = 1913,96 \left[\frac{\text{l}}{\text{día}} \right]$$

Cabe destacar que los estanques E1 y E2 operan en paralelo, por lo cual cuando un estanque esta bombeando medio nutrido al proceso, el otro recibe el medio desnutrido para su acondicionamiento. El medio salino por recomendación debe tener como máximo 1 semana de retención en los estanques y el volumen del estanque determinado anteriormente es de 20.000[l]. Considerando que el volumen ocupado por el fluido será de 16.747 [l].

5.2.1.1 Descripción proceso contexto inicial

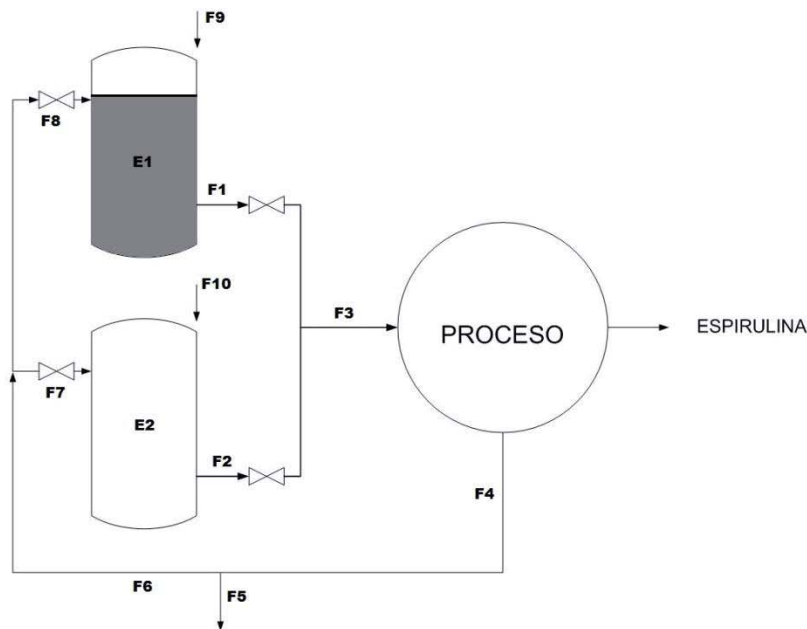


Figura 18. Funcionamiento inicial reciclo.

En situación inicial (*figura 18*) el estanque E1 partirá con su volumen inicial completo de 16.747[l] el cual bombea al sistema durante 5 días a través de F1 y F3 (F2 permanece cerrado en esta parte del proceso) un flujo continuo de 2392,45 [l/día], por lo que deja un volumen residual en el estanque E1 de $V_r=4784,95$ [l].

Se considera para evitar una contaminación del sistema por residuos o células de alga muerta una purga la cual se representa en la *figura 19* por la corriente F5. Esta purga tiene función eliminar parte del fluido el cual se repondrá a los estanques por el flujo F10 y F9 según corresponda, manteniendo así el buen estado del medio salino.

El flujo recirculado en F7 asumiendo que las pérdidas por la humedad del queque son despreciables y descontando la pérdida de flujo de la purga ($F_5=478,49$ [l/día]) corresponde a $F_7=1913,96$ [l/día] (en esta etapa del proceso F8 está cerrado), por lo que en 5 días aportara un volumen al estanque E2 de

E2=9569,8 [l]. En este mismo periodo de tiempo se debe completar el volumen del estanque E2 con un flujo que permita igualar la cantidad de volumen inicial en el estanque E1, es por esto que se agrega un volumen de 7177,2[l] de agua en 5 días determinando el flujo de agua para $F_{10}=1435,44$ [l/día].

En términos de gramos de sales es importante volver a entregar al estanque E2 la concentración de sales que tenía el estanque E1 en sus inicios para que el sistema mantenga la misma fertilidad. Como el volumen de E2 cuando está lleno de medio recirculado será el mismo volumen que tenía E1 sólo se debe calcular la cantidad de sales que están acumuladas en el E2 y completar el gramaje faltante para completar la cantidad requerida:

Tabla 28. Sales a agregar en E2.

Sales a utilizar	Exceso 1,2 [g/día]	Concentración recirculación [g/l]	Sales en E2 [g]	Sales a adicionar en E2 [g]
NaHCO ₃	15857,8	1,100	10526,8	5331,00
KNO ₃	3297,85	0,220	2105,36	1192,49
MgSO ₄ (7H ₂ O)	142,57	0,010	95,698	46,872
K ₂ PO ₄	196,89	0,014	133,98	62,91

Por lo que agregando el gramaje determinado al estanque E2 se podrá considerar fértil y en el día 5 se procederá al cambio de corrientes con el objetivo de empezar a bombear a los FBR desde el estanque E2 mientras comienza el proceso de acondicionamiento y recirculación para el estanque E1.

5.2.1.2 Descripción proceso de continuidad recirculación

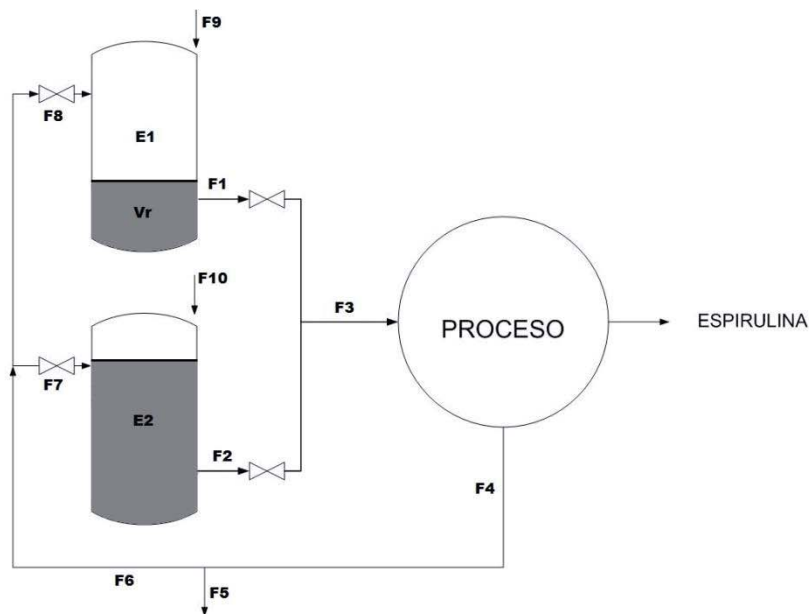


Figura 19. Funcionamiento final reciclo continuo.

La segunda parte del acondicionamiento del volumen recirculado se seguirá replicando durante el proceso para mantener el acondicionamiento en forma continua para el sistema de los FBR. Este proceso parte como se muestra en la *figura 19* cuando el estanque E2 ya está completo y acondicionado para que este entregue el flujo a los equipos a través de F2 y F3 (en esta etapa del proceso F1 se encontrara cerrada). El flujo de entrega por F2 y F3 será el requerido para que se genere la cantidad de producto esperado determinado por la modelación ($F3=2392,45$ [l/día]), el cual se recirculara luego del proceso al estanque E1 a través de F8, con un flujo determinado $F8=1913,96$ [l/día] considerando la purga ($F5=478,49$ [l/día]) y también suponiendo que el volumen contenido en la humedad de la espirulina saliente es despreciable. El flujo F8 funcionará durante 5 días, en donde se entregara a E1 un volumen de $9569,8$ [l] el cual se adiciona al volumen retenido preexistente de $Vr=4784,85$ [l] por lo que se generará un volumen total en el estanque E1 de $14354,7$ [l]. Es debido a ésto que para alcanzar

el volumen inicial total del estanque E2 el cual correspondía a 16.747[l] se debe incorporar un flujo de agua de 2392,35 [l], lo que agregados en 5 días genera un flujo de $F_9=478,47$ [l/día]. Una vez lleno el estanque E1 se generara nuevamente el volumen residual ahora en el estanque E2 con la misma cantidad de medio generado anteriormente $V_r=4784,85$ [l].

Finalmente para volver a acondicionar el estanque E1 se debe agregar la cantidad de sales minerales faltantes para alcanzar la concentración necesaria en el proceso la cual se determinó mediante:

Tabla 29. Sales a agregar en E1.

Sales a utilizar	Exceso 1,2 [g/día]	Concentración recirculación [g/l]	Sales contenidas en V_r [g]	Sales contenidas agregado a E1 [g]
NaHCO ₃	15857,8	1,100	4530,57	10526,8
KNO ₃	3297,85	0,220	942,19	2105,36
MgSO ₄ (7H ₂ O)	142,57	0,010	40,73	95,698
K ₂ PO ₄	196,89	0,014	56,25	133,98

Tabla 30. Sales a adicionar en forma continua.

Sales a utilizar Contenido adicional de sales [g]

NaHCO ₃	800,43
KNO ₃	250,30
MgSO ₄ (7H ₂ O)	6,15
K ₂ PO ₄	6,66

A partir de este punto el proceso de recirculación a los estanques se desarrollara en forma repetitiva, siempre generando el mismo volumen residual en el estanque que está bombeando al sistema, y a su vez, llenando el estanque que está en proceso de acondicionamiento. Una vez que el estanque está listo para operar a los 5 días se genera el cambio y este último empieza a bombear al

sistema mientras que el estanque contiguo empieza el proceso de acondicionamiento.

5.3 Envasado y Distribución del producto final.

Como la cantidad obtenida de alga es de aproximadamente 3,4 [kg/día], se considera que el envasado se desarrollará en forma manual lo que se considerará dentro de los costos como empleados. Del estudio realizado de consumo y requerimientos de nutrientes se pudo determinar que cada envase de producto debe tener un contenido de 70 porciones y también se determinó que cada porción debe contener 41,7[g] de producto, es por ésto que la cantidad definida por cada envase puesto a la venta corresponde a 2,92 [kg].

Capítulo VI: EVALUACIÓN FINANCIERA DEL PROYECTO.

A lo largo de este capítulo se trataron los temas económicos del proyecto, considerando el valor del producto, costo de operación, costos de inversión, depreciación de los equipos, impuestos, etc. Estos se desarrollaron con el fin de poder observar bajo qué parámetros el negocio de la harina de espirulina se vuelve rentable o bajo qué situaciones convendría realizar el proyecto.

6.1 Valor del producto.

El valor del producto que se pretende poner a la venta se estimó en base a un estudio de costos sobre productos similares ya existentes. Éstos suplementos se cotizaron y marcaron un precio de referencia dentro del mercado de los suplementos. Por los beneficios adicionales que entrega la harina de espirulina sobre los suplementos normales se supondrá que el valor de nuestro suplemento superará en un 20% al valor promedio de diferentes suplementos en el mercado chileno [38] (Figura 20).

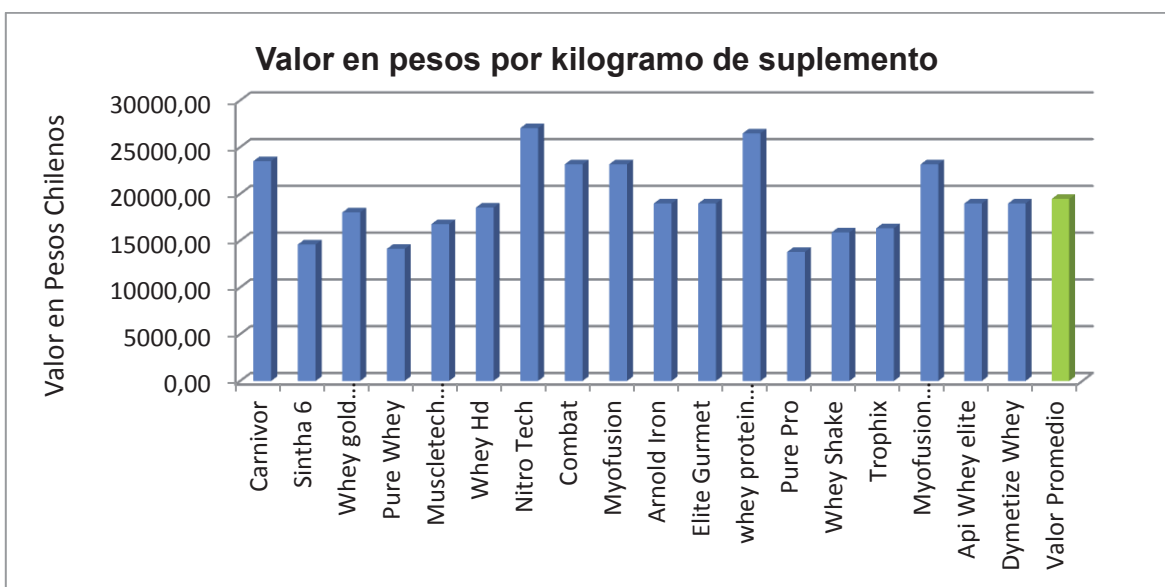


Figura 20. Valor promedio suplementos.

Del estudio desarrollado se obtuvo el valor promedio de 19474,34[\$/kg] el cual luego de ser aumentado en un 20% se convirtió en 23369,21 [\$/kg], por lo que se espera una ganancia de 28.043.052 [pesos chilenos/año].

6.2 Costo de equipos.

Para poder realizar la determinación del capital total de inversión necesario para construir la planta, se considerarán las relaciones propuestas por el libro Peter y Timmershaus, el cual desarrolla estimaciones de la inversión en base al costo de los equipos en planta [39]. Es por este motivo que primero se realizó un estudio de precios para los equipos, dentro de este, los valores de los 3 estanques, las 6 bombas peristálticas y los 2 compresores fueron estimados para el año 2002 según las tablas propuestas en el mismo libro. Sus valores para la fecha fueron obtenidos gracias a la relación de Marshall.

Por otra parte el costo del filtro prensa fue estimado gracias a una cotización preexistente del profesor de la Escuela de Ingeniería Química PUCV Robinson Constanzo a la empresa “Maquinaria Industrial Ltda.” y el ventilador fue encontrado de catálogo según requerimientos de flujo. Para los fotobiorreactores se consideró el área necesaria de acrílico para completar todo el contorno de éstos, luego se cotizaron considerando 3[mm] de espesor y se supuso un 30% del costo de las plantas en la construcción de éste, además los focos necesarios se cotizaron vía internet en China. Considerando todo lo anterior y transformando los costos “*free on board*” (FOB, el costo expuesto considera el traslado por parte del vendedor hasta el medio de transporte) en costos “Cost, Insurance and Freight” (CIF, cargo hasta la entrega del producto en el destino final) se obtuvo la *tabla 31*.

Tabla 31. Costo de los equipos

Equipo	Cantidad	Valor Total FOB	Valor Total CIF
Fotobiorreactor	59	32.459.460	42.197.298
Luz para FBR	11.800	7.009.200	9.111.960
Estanque	3	12.360.570	16.068.742
Soplador	2	5.943.347	7.726.351
Bombas	6	7.093.052	9.220.967
Ventilador	1	46153	60.000
Filtro prensa	1	-	16.650.000
COSTO TOTAL CIF			101.035.318

Obtenido el costo CIF de cada uno de los equipos se estimó cuánto costaría la instalación en planta de cada uno de ellos el cual se observa en la *tabla 32*.

Tabla 32. Costo instalación Equipos.

Equipos	% del valor CIF para estimar costo de instalación	Costo de instalación
Bombas	20	1.844.193
Estanques	30	4.820.623
Sopladores	30	2.317.905
Filtros prensa	65	10.822.500
Ventiladores	20	12.000
Costo total instalación		19.817.221

Luego para calcular el costo de capital total de inversión, se consideró el costo de instalación de los equipos, y en la consideraciones de porcentajes para estimar el valor no se consideró el costo de servicios debido a que la planta es pequeña y no requiere combustible, el sistema de aireado fue considerado con los

compresores y no hay entrega de vapor al sistema. Además, dentro de las relaciones se utilizará el costo total de instalación calculado en la *tabla 32*, con lo que se puede obtener el costo de capital directo (*Tabla 33*) y el costo de capital indirecto (*Tabla 34*) y a partir de estos estimar el costo capital inversión en la *tabla 36*.

Tabla 33. Costos directos.

Costos directos	% costo equipos	Costo estimado pesos chilenos
Costo equipos entregados	100	101.035.318
Instalación equipos	-	19.817.221
Instrumentación y controles instalado	3	3.031.060
Cañerías instaladas	10	10.103.532
Sistema eléctrico	10	10.103.532
Edificación	29	29.300.242
Mejoras de terreno	4	4.041.413
Total capital fijo directo		177.432.317

Tabla 34. Costos indirectos

Costos indirectos	% costo equipos	Costo estimado pesos chilenos
Ingeniería y supervisión	10	10.103.532
Gasto de construcción	8	8.082.825
Gastos Legales	1	1.010.353
Impuestos de contrato	1	1.010.353
Contingencias	5	5.051.766
Total costos indirectos planta		25.258.830

Tabla 35. Total capital inversión.

	Relación considerada	Costo estimado pesos chilenos
Capital fijo de inversión		202.691.147
Capital de trabajo	15% TCI	35.769.026
TOTAL CAPITAL INVERSION (TCI)		238.460.173

6.3 Costo de Operación.

En esta sección se cotizaran las variables y materias primas necesarias para poder obtener como producto la espirulina al final del sistema. Este valor será de utilidad ya que permitirá calcular el valor de utilidad neta.

6.3.1 Consumo de agua

Según la forma de operación explicada en la sección 5.2 de la memoria, el consumo de agua está delimitado por la cantidad de ésta que se elimina como purga en la recirculación del medio, y a su vez, por la cantidad de agua con la que se completa el volumen original necesario para abastecer el sistema.

Como se explicó anteriormente, la alimentación de agua para el medio se divide en períodos de cada 5 días, los primeros 5 días tiene un caudal de 1435,44 [l/día] y los siguientes días del proceso tendrá un caudal de alimentación de 478 [l/día] de forma intercalada entre los estanques, es por esto que para el primer mes se considera un consumo diferente al de los meses que le prosiguen. Tomando en cuenta estas consideraciones y asumiendo el costo de agua comercializada por la empresa Esval [40] (668,2[\$/m³]) obtenemos la *tabla 36*.

Tabla 36. Costo del Agua para la operación.

	1° mes	Meses posteriores	1°Año	Años posteriores
Caudal Agua	19.138,96[l]	14.354,10[l]	177.034,05[l]	172.249,20[l]
Precio[\$ chilenos]	12.789	9.592,07	118.294	115.097

6.3.2 Consumo de sales minerales.

Basándose en la misma consideración de variación de flujos según la semana, la cantidad de sales que se deben suministrar deberá variar según la cantidad recirculada y la purga eliminada, es por esto que las sales agregadas la primera semana tendrán una cantidad diferente (en gramos) que las sales necesarias para el resto del proceso.

Tabla 37. Cantidad sales consumidas.

	1° mes	Meses posteriores	1°Año	Años posteriores	Precio en mercado [41] [\$/kg]
NaHCO ₃	7.732,29[g]	3.201,72[g]	42951,21[g]	38.420,64[g]	1.200
KNO ₃	1.943,39[g]	1.001,20[g]	12956,59[g]	120.144,40[g]	1.950
MgSO ₄ (7H ₂ O)	65,32[g]	24,60[g]	335,92[g]	295,20[g]	418
K ₂ HPO ₄	82,89[g]	26,64[g]	375,93[g]	319,68[g]	9000

Tabla 38. Costo de sales de operación.

	1ºAño [\$ chilenos]	Años posteriores [\$ chilenos]
NaHCO ₃	51.600	46.800
KNO ₃	25.350	25.350
MgSO ₄ (7H ₂ O)	140	140
K ₂ HPO ₄	3.000	3.000
Precio Total	80.090	75.290

6.3.3 Consumo energético de los equipos.

Para calcular el costo de mantener en funcionamiento los equipos en la planta se utilizó el precio por Chilquinta para empresas, el cual entra en la categoría BT4,3 el cual toma el valor de 106,65\$/kWh [42]. Resumiendo los consumos tenemos que:

Tabla 39. Costo consumo equipos de la planta.

Equipo	Potencia total de equipos	Potencia equipos por año	Costo energético [\$ pesos chilenos/año]
Sopladores	3,7[kW]	31.968 [kWh]	3.409.387
Ventilador	50[W]	432 [kWh]	46.073
Bombas	2,25[kW]	21.060 [kWh]	2.246.049
Luz led	1180[kW]	10.195.200 [kWh]	1.087.318.080
Gasto energético Total	1681,55[kW]	14.528.592[kWh]	1.093.019.589

Finalmente considerando la ley vigente N°20763 publicada por el diario oficial a partir del 1 julio del 2014, se asumirá el valor del sueldo mínimo para los

empleados de la planta el cual toma un valor de \$225.000 pesos chilenos. Se Asumirá 2 turnos por lo cual se considera como costo total de operarios el valor de \$450.000 pesos chilenos.

A base de la información planteada en esta sección y considerando que la ganancia de la planta es 28.043.052 [pesos chilenos/año], podemos concluir que el mayor costo en la producción de la espirulina es el alto consumo de energía eléctrica. Este alto consumo es producido de manera preponderante por el requerimiento energético de las luces Led, generando con estos altos valores que la utilidad operacional sea negativa en cualquier año que se evalúe lo que por consiguiente no permite que se recupere el costo total de inversión, como se puede observar en la *tabla 40*.

Tabla 40. Utilidad neta proceso con Luz Led

Pueblo o ciudad	Año 1	Año 2	Posteriores
Ingreso por venta [\$]	28.043.052	28.043.052	28.043.052
Costo operación [\$]	1.098.617.973	1.098.609.976	1.098.609.976
Utilidad Neta [\$]	-1.070.574.921	-1.070.566.924	-1.070.566.924

6.4 Análisis de sensibilidad luz natural.

Luego de determinar que el proceso con luz artificial no es rentable, se procederá a asumir el uso de luz de manera natural. Para esto se explicó anteriormente (Capítulo 4.3) que la luz entregada de forma natural por el sol en forma [promedio/mes] cumple con los valores de intensidad entregada por las luces led, este cambio no garantizará la calidad del producto y complicará el método de operación de la planta, pero para términos de estimaciones, podrá entregar una relación que nos permita determinar a qué precio el proceso será rentable en Chile.

Para llevar esto a cabo es clave generar correcciones en las variables de capital de inversión ya que no se necesitaría la compra de luces Led, esto disminuiría el costo total de capital de inversión según muestra la *tabla 41* (El cálculo para el nuevo capital total de inversión se determinó en el Anexo 4).

Tabla 41. Capital total inversión sin luz led.

Factores a evaluar	Relaciones	Pesos Chilenos
Total capital fijo directo		163.217.660
Total costos indirectos planta		22.980.840
Capital fijo de inversión		186.198.499
Capital de trabajo	15% TCI	32.858.559
TOTAL CAPITAL INVERSION (TCI)		219.057.058

Por otro lado se asumió una depreciación lineal de los equipos a 10 años, con un valor de salvamento proporcional al 30% del costo total de los equipos y un 40% del total capital de inversión corresponderá a la venta del activo. Se consideró que inversionistas aportan el 40% del costo total del capital de inversión y para el 60% restante se solicitará un crédito con una tasa de interés anual de 10% sobre la deuda impaga y amortizaciones fijas (la tabla con el cálculo puede ser revisada en el Anexo 5). Asumiendo lo anterior, se desarrolló un flujo de caja para determinar si el proceso es rentable sin la luz artificial, asumiendo el valor de producto estimado en la Sección 6.1 Valor del producto.

Tabla 42. Flujo de caja parte 1

Años	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
Ingreso por venta	-	28.043.052	28.043.052	28.043.052	28.043.052	28.043.052
Gasto operacional	-	5.899.893	5.891.896	5.891.896	5.891.896	5.891.896
Utilidad operacional	-	22.143.159	22.151.156	22.151.156	22.151.156	22.151.156
Depreciación	-	8.273.102	8.273.102	8.273.102	8.273.102	8.273.102
Venta activo	-	-	-	-	-	-
interés	-	13.143.423	11.829.081	10.514.739	9.200.396	7.886.054
Utilidad antes del impuesto	-	726.633	2.048.973	3.363.315	4.677.657	5.992.000
Impuesto	-	123.528	348.325	571.764	795.202	1.018.640
Utilidad después del impuesto	-	603.106	1.700.647	2.791.551	3.882.456	4.973.360
Depreciación	-	8.273.102	8.273.102	8.273.102	8.273.102	8.273.102
Valor de salvamento	-	-	-	-	-	-
Amortización	-	13.143.423	13.143.423	13.143.423	13.143.423	13.143.423
Préstamo	131.434.235	-	-	-	-	-
Inversión	219.057.058	-	-	-	-	-
Flujo de Caja neto	-87.622.823	-4.267.216	3.169.674	-2.078.770	-987.866	103.038

Tabla 43. Flujo de caja parte 2

Años	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Ingreso por venta	28.043.052	28.043.052	28.043.052	28.043.052	28.043.052
Gasto operacional	5.891.896	5.891.896	5.891.896	5.891.896	5.891.896
Utilidad operacional	22.151.156	22.151.156	22.151.156	22.151.156	22.151.156
Depreciación	8.273.102	8.273.102	8.273.102	8.273.102	8.273.102
Venta activo	-	-	-	-	87.622.823
interés	6.571.712	5.257.369	3.943.027	2.628.685	1.314.342
Utilidad antes del impuesto	7.306.342	8.620.684	9.935.027	11.249.369	100.186.535
Impuesto	1.242.078	1.465.516	1.688.955	1.912.393	17.031.711
Utilidad después del impuesto	6.064.264	7.155.168	8.246.072	9.336.976	83.154.824
Depreciación	8.273.102	8.273.102	8.273.102	8.273.102	8.273.102
Valor de salvamento	-	-	-	-	27.577.007
Amortización	13.143.423	13.143.423	13.143.423	13.143.423	13.143.423
Préstamo	-	-	-	-	-
Inversión	-	-	-	-	-
Flujo de Caja neto	1.193.943	2.284.847	3.375.751	4.466.655	105.861.510
Criterios rentabilidad	VAN	-50.164.490			

De las *tabla 42* y *tabla 43* se obtuvo el valor presente de la deuda, el cual asume el número de VAN=-50.164.490 por lo que el proyecto no será rentable aunque se considere luz natural.

6.5 Análisis de sensibilidad disminución costos de operación.

Se desarrollo un análisis de sensibilidad para determinar en cuánto porcentaje se debe disminuir los costos operacionales para que el proyecto sea rentable dentro de los 10 años. Para esto se calculó el valor presente (*figura 21*) y el TIR (*figura 22*) considerando una disminución de los costos operacionales en términos de porcentaje desde el 100% (correspondiente al gasto operacional total calculado), hasta el 0% (que representaría la inexistencia de gastos operacionales). Los valores obtenidos para el desarrollo de la *figura 21* y *figura 22* se pueden observar en el Anexo 6.

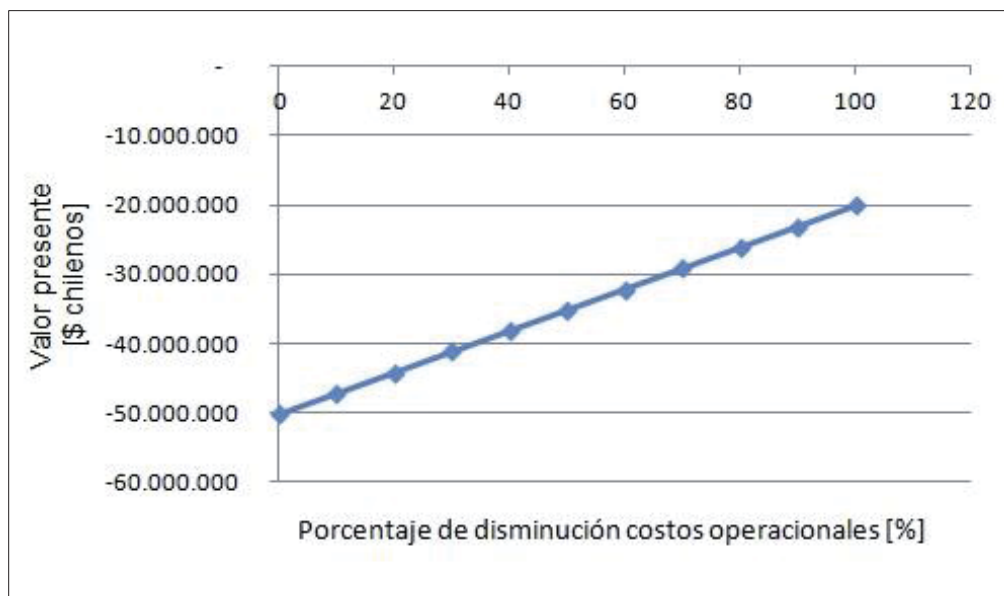


Figura 21. Valor presente considerando disminución costos operacionales.

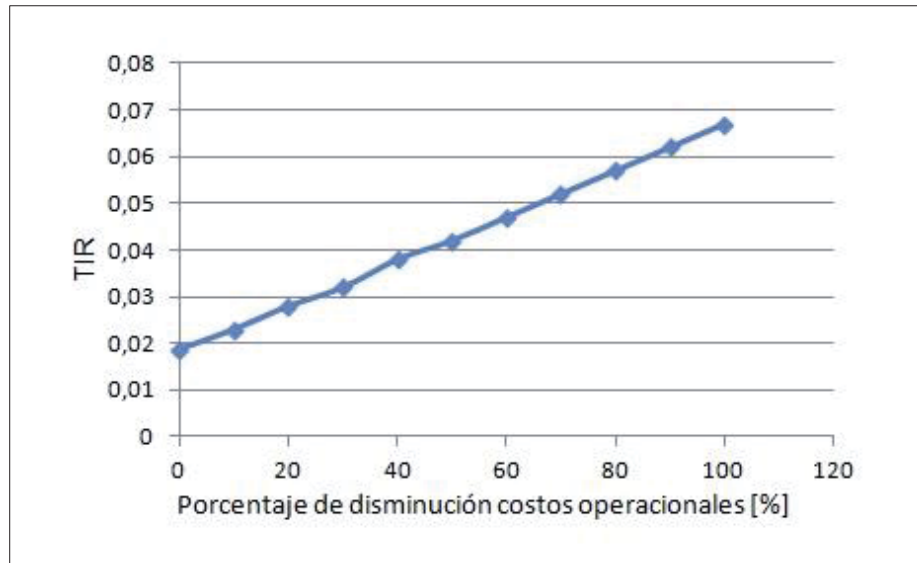


Figura 22. TIR considerando disminución costos operacionales.

De la *figura 21* y *figura 22* se logra determinar que independiente de cuánto disminuyan los costos operacionales el proceso no será rentable, ya que el valor presente del sistema nunca alcanza valores positivos dentro de la grafica y el TIR calculado no logra alcanzar el valor de 0,1 para la tasa mínima atractiva de retorno. Esto se debe a que el valor del producto estimado inicialmente (Sección 6.1 Valor del producto) no satisface el retorno necesario de dinero para poder pagar la deuda adquirida en la inversión, es por esto que se debe determinar el valor del producto para obtener el punto en el que se vuelve rentable el proceso.

6.6 Análisis de sensibilidad variación valor del producto.

Para poder obtener el punto en el que el proceso se vuelve rentable es necesario determinar a qué precio se debe vender el producto anual para cumplir con el pago de la inversión, esto debido a que el precio estimado en primera instancia no basta para solventar los pagos.

Para determinar el precio al que se debe vender el producto es necesario generar un análisis de sensibilidad con el fin de obtener el comportamiento del

valor presente del flujo de caja, lo anterior es representado en la *figura 23*. Además se determina el comportamiento del TIR en base a las variaciones del costo del producto, lo que se muestra en la *figura 24* (los valores obtenidos para la construcción de la *figura 23* y la *figura 24* se pueden revisar en el Anexo 7).

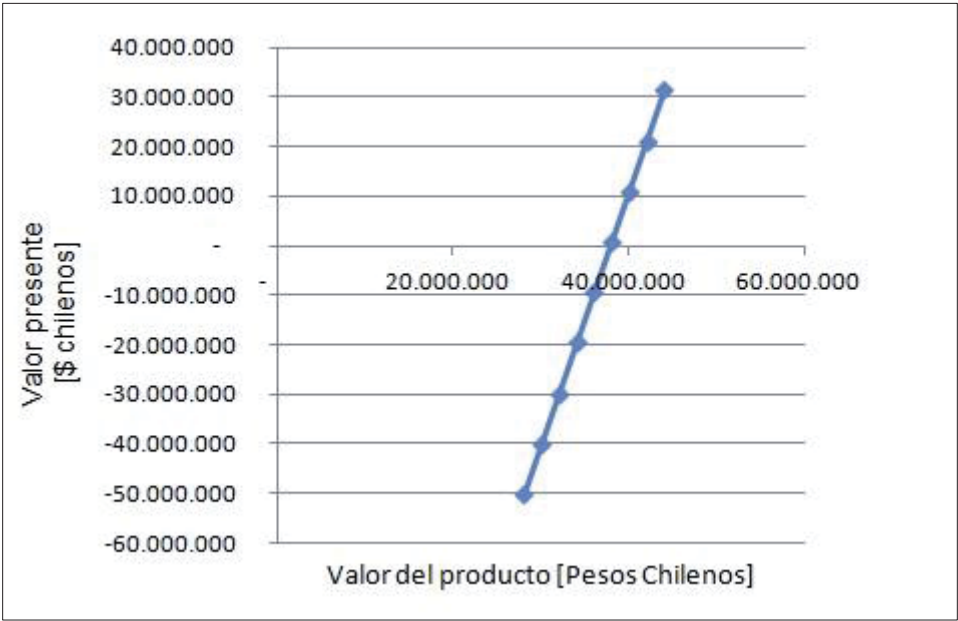


Figura 23. Valor presente considerando aumento valor del producto.

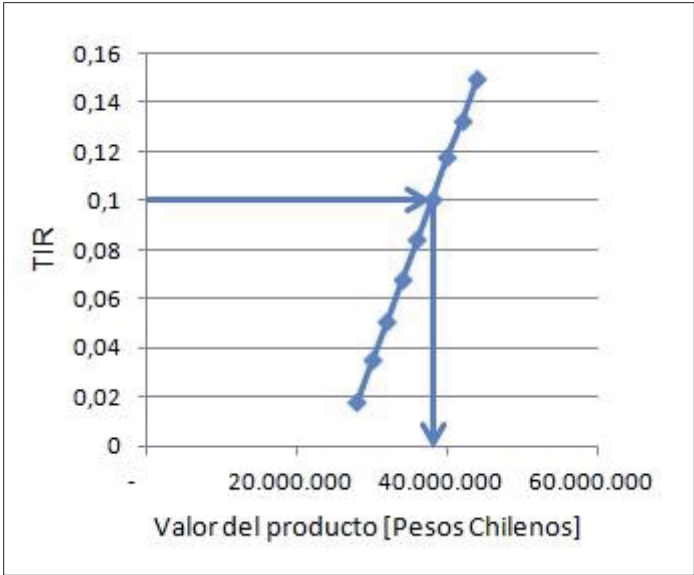


Figura 24. TIR considerando aumento del valor del producto.

Se concluye partir de la *figura 24* y *figura 25* que el valor de producto en el que se vuelve rentable el proceso es 37.879.245[Pesos Chilenos/año] lo que corresponde finalmente a un valor de 31.566[Pesos Chilenos/kg]. Este valor se obtiene al comparar la tasa mínima atractiva de retorno (TMAR=0,1) con el TIR obteniendo así el precio del producto.

Capítulo VII: CONCLUSIÓN

Una vez realizado el estudio de evaluación, selección factibilidad técnica y factibilidad económica para generar una propuesta de procesamiento para harina de alga se llegó a las siguientes conclusiones:

1. Se obtuvieron los requerimientos necesarios en términos nutricionales en base a un estudio de los suplementos deportivos más destacados en el mercado, con el objeto de delimitar que concentraciones de nutrientes que deben estar contenidos en nuestra alga.
2. Se determinaron las concentraciones de ingesta máximas para el cuerpo humano y se desarrolló un intervalo en el cual se deben mantener las concentraciones de nutrientes, obteniendo así una concentración objetivo para el producto en base a la intersección de cantidades de nutrientes esperados y cantidades de nutrientes requeridos.
3. Se determinó que la Espirulina es el alga que cumple con todos los requerimientos objetivos, además contiene beneficios adicionales en comparación con los diferentes suplementos deportivos del mercado y en comparación a las algas estudiadas para la selección.
4. Se definieron variables técnicas claves para la selección del equipo con el fin de procesar espirulina, dichas variables se ingresaron en una matriz de decisión y entregaron como resultado que el mejor tipo de reactor para realizar una planta técnicamente factible sería un Fotobiorreactor de placas.
5. Se generó una propuesta de proceso para la extracción y concentración del alga, la cual consideró selección de equipos principales según requerimientos, purga para eliminar material particulado estancado en el sistema, reflujos del medio salino para obtener la máxima eficiencia y se

estableció el modo de operación para que la planta funcione de manera continua hasta la obtención del producto seco.

6. Se desarrolló la evaluación de rentabilidad del sistema con el fin de obtener la factibilidad económica, la cual entregó que el sistema de Fotobiorreactor plano para procesar espirulina no es rentable con un sistema de luz artificial con el precio estimado de 28.043.052 [pesos chilenos/año], debido a que el gasto operacional y el gran costo de inversión necesarios generan que no se alcance una tasa atractiva de retorno económico para el proceso.
7. El proceso es rentable cuando se utiliza luz natural y cuando el producto final se comercializa en 31.566 [Pesos Chilenos/kg], lo cual produce que se alcance la tasa mínima atractiva de retorno de dinero generando que el proceso sea viable.
8. Para poder desarrollar en forma practica el proyecto se debe generar un estudio técnico en detalle de los equipos auxiliares (bombas, estanques, secador centrifugo, filtro prensa) debido a que el estudio se centró en la cinética de crecimiento, además de el diseño de los fotobiorreactores y dichos equipos fueron estimados según requerimientos de flujo.

Bibliografía

- [1] **AJS Oliver, MTM León 2008.** “Estudio estadístico de suplementos nutricionales y dietéticos en los gimnasios.” Archivo Latinoamericano nutricional N°58. p.221.
- [2] **Verónica Cornejo, Sylvia Crichtet 2014.** “Nutrición en el ciclo vital”. Editorial mediterráneo. Universidad de Chile.
- [3] [http://www.gnc.cl/gnconline-rc/product/65_4,17-Whey-Protein-Complex.html] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**
- [4] [<http://www.twinlab.com/product/100-whey-fuel%E2%84%A2-0>] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**
- [5] [<http://musclemedsrx.com/products/carnivor>] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**
- [6] [https://www.allnutrition.cl/tienda_online/100-whey-protein-2-lb.html] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**
- [7] **Gobierno de Chile.** Situación Acuicultura de Chile. Universidad Católica de Chile. 2013.
- [8] **Eugenio Figueroa. 2005.** Biodiversidad Marina: Valoración, usos y perspectivas: ¿Hacia dónde va Chile? Editorial Universitaria. Primera edición.
- [9] **Barros. 1999.** “Buenrostro, La alimentación prehispánica en la obra de Sahún”. Arqueología Mexicana. pp 38-45.
- [10] **Vonshak, A. y Tomaselli, L., 2000.** “Arthrospira (Spirulina): Systematics and Ecophysiology. En: The ecology of Cyanobacteria. Kluwer Academic” publicacion Dordrecht,Holanda. pp. 505-522.
- [11] **Tomaselli, L., 1997.** “Morphology, Ultrastructure and Taxonomy of Arthrospira (Spirulina) maxima and Arthrospira (Spirulina) platensis”. En: “Spirulina

platensis (Arthrospira): Physiology, cell-biology and biotechnology". Taylor & Francis. Londres, RU. **pp.1-15.**

[12] [www.spiralspring.com/h_Textos/Sosa%20Tex%20Historico.pdf.] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**

[13] **Chamorro G, Salazar M, Gomes de Lima-Araujo K, Pereira dos Santos C, Ceballos G, Fabila-Castillo L. 2002.** "Actualización en la farmacología de Spirulina (Arthrospira), un alimento no convencional." Arch. Latinoamer. Nutr. **pp. 52: 232-240.**

[14] **Sanchez, M. y otros, 2003.** "Spirulina (Arthrospira) an edible microorganism".[www.javeriana.edu.co/universirtas_scientiarum/vol8nl/J_bernal.htm.] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**

[15] **Belay, A., 2002.** "The potencial application of Spirulina (Arthrospira) as a nutritional and therapeutic supplement in health management". JANA N°5. **p. 27.**

[16] **Vonshak, A. y Tomaselli, L., 2000.** "Arthrospira (Spirulina): Systematics and Ecophysiology". Publicación académica Dordrecht, Holanda, **pp. 505-522.**

[17] **J. Cornet, C. Dussap, J.-B. Gros, 2006** "Kinetics and energetics of photosynthetic micro-organisms in photobioreactors". Advances in biochemical engineering. N°59. **pp 171.**

[18] **Zijffers, J. W., M. Janssen, J. Tramper, R. Wijffels, 2008.** "Design process of an area-efficient photobioreactor". Mar. Biotechnol N°10. **pp 10: 404-415.**

[19] **Vonshak, A., 1996.** "Spirulina platensis, physiology, cell-biology and biotechnology". Taylor & Francis. **pp. 221-224.**

[20] **González-Fernández, C., B. Molinuevo-Salces, M. C. García-González, 2010.** "Open and enclosed photobioreactors comparison in terms of organic matter utilization, biomass chemical profile and photosynthetic efficiency" Ecol Journal N°36. **pp 36: 1497-1501.**

- [21] **Tredici, M. R., G. Zittelli, 1998.** "Efficiency of sunlight utilization: tubular versus flat photobioreactors. *Biotechnol*". *Bioeng* N°57 pp **57(2): 187-197.**
- [22] **Travieso, L., D. Hall, K. Rao, F. Benítez, E. Sánchez, R. Borja, 2001.**" A helical tubular photobioreactor producing *Spirulina* in a semicontinuous mode. *Int. Biodeterior. Biodegrad.*" *Mar. Biotechnol* N°47 pp **151-155.**
- [23] **Carvalho, A. P., L. Meireles, F. Malcata, 2006.** "Microalgal Reactors: A Review of Enclosed System Designs and Performances." *Biotechnol* N°22. pp **1490-1500.**
- [24] **Carvalho, A. P., L. Meireles, F. Malcata, 2006.** "Microalgal Reactors: A Review of Enclosed System Designs and Performances". *Biotechnol* N°22. Pp **1500-1506.**
- [25] **Janssen, M., M. de Winter, J. Tramper, L. Mur, J. Snel, R. Wijffels, 2000.** "Efficiency of light utilization of *Chlamydomonas reinhardtii* under medium-duration light/dark cycles." *Biotechnol* N°78 pp. **123-37.**
- [26] **L.Ramirez, L.Queiroz,E. Jacob, 2000,** "Fotobiorreactor:herramienta para cultivo de cianobacterias", Universidad de Carabobo, Venezuela. p. **15.**
- [27] **B. Atkinson, 2002.** "Reactores bioquímicos" Editorial Reverté.S.A. 2ª edición. p. **85.**
- [28] **N. Abril, J. Barcena, E.Fernandez.2003.** "Espectrofometria: Espectros de absorción y cuantificación colorimétrica de biomoléculas." Universidad de Rabanales. Córdoba, Argentina. p. **4.**
- [29] **A. Morocho, A. Converti, S. Sato.2007** "Kinetic and thermodynamic investigation of *spirulina* plantesis." *Journal of chemical technology, Haboken* N°11. p. **157.**
- [30] **J.-F. Cornet, C. G. Dussap, J.-B. Gros,2006** "Kinetics and energetics of photosynthetic micro-organisms in photobioreactors" *Advances in biochemical engineering.* N°59. p. **190.**

[31] **J.-F. Cornet, C. G. Dussap, J.-B. Gros., 2006** “Kinetics and energetics of photosynthetic micro-organisms in photobioreactors Advances in biochemical engineering. N°59 p. 171.

[32] **A. Sánchez, M. Cerón, A. Contreras, 2003.** “Shear stress tolerance and biochemical characterization of *Phaeodactylum tricornutum* in quasi steady-state continuous culture in outdoor photobioreactors “Biochemical Engineering Journal n°16 p. 6.

[33] [<http://www.directindustry.es/fabricante-industrial/soplador-centrifugo-69761.html>] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**

[34] [<http://www.sacipumps.com/DESCARGAS/General%202014.pdf>] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**

[35] **J. Jordan. 2000.** “Cultivo Artesanal Espirulina”. Francia. p. 6.

[36] [<http://www.meteochile.gob.cl/modelos.php>] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**

[37] [<http://cl.rsdelivers.com/product/ebm-papst/4312m/dc-axial-fan-119-x-119-x-32mm-140m-h-26w-12-v-dc-4300-series/0581593.aspx>] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**

[38] [<http://www.sportika.cl/?gclid=Cj0KEQIAzb-kBRDe49qh9s75mwBEiQATOxgwVkj6V97pmR91lbakUaGU07oE4OVpS51VOedPb707OMaAh4P8P8HAQ>] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**

[39] **Peter y Timmershaus.** “Plant dising and economics for chemical engineers.Editorial advisory board”. Editorial internacional 199.

[40] [http://www.siss.gob.cl/577/articles-4503_Esval_G1_Sep2014.pdf] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**

[41] [http://es.made-inchina.com/tag_search_product/1.html] **Última Revisión 17 diciembre 2014.**

[42] [<http://www.chilquinta.cl/seccion/90/tarifas-suministro-electrico.html>] **Última**
Revisión 17 diciembre 2014.

Anexos.

Anexo 1: Obtención matemática de ecuación Lambert-Beer para el sistema.

$$I(z) = I_0 \cdot e^{-K_a \cdot x \cdot z}$$

Para calcular el promedio del sistema en un punto específico se integra en función de largo L del fotobiorreactor obteniendo:

$$\bar{I} = \frac{\int_0^L I_0 \cdot e^{-K_a \cdot x \cdot z} dz}{\int_0^L dz}$$
$$\bar{I} = \frac{I_0 (e^{K_a \cdot L \cdot x} - 1) \cdot e^{-K_a \cdot x \cdot L}}{K_a \cdot L \cdot x}$$
$$\bar{I} = \frac{I_0}{K_a \cdot L \cdot x} - \frac{I_0}{K_a \cdot L \cdot x \cdot e^{L \cdot K_a \cdot x}}$$

El cual fue evaluado para cada concentración generada en el FBR.

Anexo 2: Ecuación compuesta de μ .

La ecuación de Monod con la que se realizó el modelo cinético está en función de la intensidad de luz promedio, el $\mu_{\text{máximo}}$ de la espirulina, y del K_s como se muestra en la ecuación siguiente:

$$\mu = f(\bar{I}, \mu_{\text{max}}, k_s) = \frac{\mu_{\text{max}} \cdot \bar{I}}{k_s + \bar{I}}$$

Remplazando la fórmula de intensidad promedio se obtuvo la siguiente relación

$$\mu = f(\bar{I}, \mu_{\text{max}}, k_s) = \frac{\frac{\mu_{\text{max}} \cdot I_0 (e^{K_a \cdot L \cdot x} - 1) \cdot e^{-K_a \cdot x \cdot L}}{K_a \cdot L \cdot x}}{k_s + \frac{I_0 (e^{K_a \cdot L \cdot x} - 1) \cdot e^{-K_a \cdot x \cdot L}}{K_a \cdot L \cdot x}}$$

La cual se utilizó para el desarrollo de la cinética.

Anexo 3: Cotización filtro prensa.



Alfredo Guillermo Bravo 1272
Independencia - Santiago
Fono: 562- 7321081 - 562 7774560
Email: maquin@maquin.cl

maquinaria industrial ltda.

NETZSCH DMILL tecitec CHIRASCENTER

DESCRIPCION DE LA PROPUESTA

Descripción.	Valor
Estructura conforme descrito.	
Cilindro Hidráulico	
Unidad Hidráulica	
Bandeja basculante Manual	
Juego de elementos filtrantes	
Placas filtrantes	

TOTAL NETO (Puesto en Concepción) US\$ 16.400,00

(Valor Incluye: Gastos de desaduanamiento, agente de aduana, seguro + Flete y embalaje, puesto en bodega del Cliente)

Plazo de entrega: **65 días**, tras recibo de Orden de Compra, cancelación de adelanto y aprobación de los planos.
 Lugar de entrega: Bodegas del Cliente
 Forma de Pago: 70%, junto a orden de compra.
 30% contra aviso de embarque.
 Para efectos de cálculo, se utiliza dólar observado, día de despacho.

NOTA: En caso de **orden de compra** emitir documento de acuerdo a lo siguiente:
 Nombre: MQI. Maquinaria Industrial Ltda..
 Rut: 76.795.170-1
 Dirección: Alfredo Guillermo Bravo 1272, Independencia, Santiago.
 Giro: Venta de maquinas y reparaciones.



Alfredo Guillermo Bravo 1272
Independencia - Santiago
Fono: 562- 7321081 - 562 7774560
Email: maquin@maquin.cl

maquinaria industrial ltda.

NETZSCH DMILL tecitec CHIRASCENTER

FOTOS DEL EQUIPO





Alfredo Guillermo Bravo 1272
Independencia - Santiago
Fono: 562- 7321061 - 562 7774660
Email: maquin@maquin.cl

MAQUINARIA INDUSTRIAL LTDA.

NETZSCH



Cotización N° 0211 Rev.1 - MB /13 - Tecitec Filtro Prensa

ITEM 001:

En Atención a vuestra solicitud estamos transmitiendo propuesta técnico/comercial para suministro de Filtros "TECITEC" fabricados con Tecnología de última generación.

1 TIPO DE PRODUCTO

1.1.	LIGNIN
------	--------

2 CARACTERÍSTICAS DA POLPA / FLUIDO A SER FILTRADO

	% DE SOLIDOS EN LA PULPA	pH	% DE SOLIDOS EN EL QUEQUE	CAUDAL	UNIDADE
2.1.	6,2%	n.i	50% adotado	250	Litros /h

01 Batch/ hora (adotado)

3 OBJETIVO

- Suministro de 01 Filtro Prensa "TECITEC" – con la configuración que sigue:
- Tipo: FP/TTI/FHMAN/400/PP/CM
- Estructura (armazón 400/21).
- Presión de Operación hasta: 12 bar.
- Placas de Polipropileno Inyectadas.

Anexo 4: Cálculo del Capital total de inversión sin considerar las luces led.

Las estimaciones del costo CIF de los equipos sin considerar el gasto de las luces led se puede observar en la siguiente tabla:

Equipo	Cantidad	Valor Total FOB	Valor Total CIF
Fotobiorreactor	59	32.459.460	42.197.298
Estanque	3	-	16.068.742
Sopladores	2	5.943.347	7.726.351
Bombas	6	7.093.052	9.220.967
Ventilador	1	-	60.000
Filtro prensa	1	-	16.650.000
COSTO TOTAL CIF			91.923.358

Con el costo total de los equipos y a partir de las recomendaciones del libro Peter y Timmershaus se desarrolló la siguiente tabla que considera los costos de instalaciones:

Equipo	Porcentaje del costo CIF de cada equipo	Valor en pesos Chilenos
Bombas	20	1.844.193
Estanques	30	4.820.623
Sopladores	30	2.317.905
Filtros prensa	65	10.822.500
Ventiladores	20	12.000
Costo total instalación		19.817.221

Con lo cual posteriormente se logró desarrollar la tabla con los estimaciones del costo total de capital de inversión que se presentarán a continuación:

Costos directos	% costo equipos	Datos Estimados
Costo equipos entregados	100	91.923.358
Instalación equipos	-	19.817.221
instrumentación y controles instalado	3	2.757.701
Cañerías instaladas	10	9.192.336
sistema eléctrico	10	9.192.336
edificación	29	26.657.774
mejoras de terreno	4	3.676.934
Total capital fijo directo		163.217.660

Costos indirectos	% costo equipos	Costo estimado pesos chilenos
Ingeniería y supervisión	10	9.192.336
gasto de construcción	8	7.353.869
gastos Legales	1	919.234
impuestos de contrato	1	919.234
contingencias	5	4.596.168
Total costos indirectos planta		22.980.840

	Relación considerada	Costo estimado pesos chilenos
Capital fijo de inversión		186.198.499
Capital de trabajo	15% TCI	32.858.559
TOTAL CAPITAL INVERSION (TCI)		219.057.058

Anexo 5: Cálculo de interés, cuotas y amortizaciones.

Para el cálculo de los intereses y las amortizaciones utilizadas en el flujo de caja, se asumió un crédito del 60% del capital total de inversión con amortizaciones fijas y un 10% de interés sobre la deuda impaga. Es por esto que se obtuvo la siguiente tabla de desarrollo:

Periodo	deuda	amortización	interés	cuota
0	131.434.235			
1	118.290.811	13.143.423	13.143.423	26.286.847
2	105.147.388	13.143.423	11.829.081	24.972.505
3	92.003.964	13.143.423	10.514.739	23.658.162
4	78.860.541	13.143.423	9.200.396	22.343.820
5	65.717.117	13.143.423	7.886.054	21.029.478
6	52.573.694	13.143.423	6.571.712	19.715.135
7	39.430.270	13.143.423	5.257.369	18.400.793
8	26.286.847	13.143.423	3.943.027	17.086.451
9	13.143.423	13.143.423	2.628.685	15.772.108
10	-	13.143.423	1.314.342	14.457.766

Anexo 6: Valores utilizados en el análisis de sensibilidad considerando variación de los costos operacionales.

Disminución del gasto operacional en [%]	Valor presente	TIR
0	-50.164.490	0,01877
10	-47.159.025	0,023
20	-44.153.561	0,028
30	-41.148.096	0,032
40	-38.142.631	0,038
50	-35.137.166	0,042
60	-32.131.701	0,047
70	-29.126.236	0,052
80	-26.120.771	0,057
90	-23.115.306	0,062
100	-20.109.841	0,067

Anexo 7: Valores utilizados en el análisis de sensibilidad considerando variación en el costo del producto.

Valor producto	Valor presente	TIR
28.043.052	-50.164.490	0,018
30.043.052	-39.964.509	0,035
32.043.052	-29.764.528	0,051
34.043.052	-19.564.546	0,068
36.043.052	-9.364.565	0,084
37.879.245	0	0,100
38.043.052	835.417	0,101
40.043.052	11.035.398	0,118
42.043.052	21.235.379	0,133
44.043.052	31.435.361	0,150