



**ESCUELA SUPERIOR
POLITÉCNICA DEL LITORAL**

FACULTAD DE INGENIERÍA MARÍTIMA Y CIENCIAS DEL MAR

**DISEÑO DE UN FOTOBIOREACTOR INDUSTRIAL
PARA CULTIVO DE SPIRULINA (*Arthrospira platensis*)**

INFORME DE TRABAJO PROFESIONAL
Previo a la obtención del título de:

ACUICULTOR

Presentado por:

RONNY FELIPE BARRA GALÁRRAGA

GUAYAQUIL - ECUADOR

2010

AGRADECIMIENTO

Agradezco a la Escuela Politécnica del Litoral por la educación de calidad que recibí mientras fui alumno de la institución.

Agradezco la acertada dirección de este trabajo a la M.Sc. Sonia Guartatanga.

Agradezco al M.Sc. Ecuador Marcillo por haber sido un excelente profesor cuando fui estudiante y por la ayuda que me brindó durante la elaboración de este informe técnico.

DEDICATORIA

A MIS PADRES

A MI ESPOSA

A MIS HIJOS

TRIBUNAL DE GRADO




M.Sc. Jerry Landivar Zambrano
PRESIDENTE DEL TRIBUNAL



M.Sc. Sonia Guartatanga Argudo
DIRECTORA DE TESIS



Marcelo Muñoz Naranjo, Ph.D.
MIEMBRO DEL TRIBUNAL

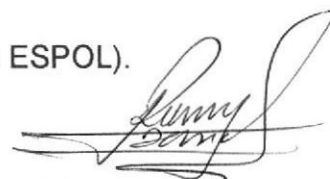


Paola Calle Delgado, Ph.D.
MIEMBRO DEL TRIBUNAL

DECLARACIÓN EXPRESA

"La responsabilidad por los hechos, ideas y doctrinas expuestos en este informe técnico, me corresponden exclusivamente; y, el patrimonio intelectual de la misma, a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL".

(Reglamento de Exámenes y Títulos profesionales de la ESPOL).



Ronny Felipe Barra Galárraga

RESUMEN

Durante cinco años trabajé para Aldanempres Cia. Ltda., empresa dedicada a la producción industrial de la micro-alga Spirulina (*Arthrospira platensis*). El trabajo en esta empresa me permitió conocer todos los aspectos relacionados con la biología, el cultivo, el procesamiento y las aplicaciones de la Spirulina.

En el año 2003, la empresa Mertens & Aso. S.A. contrató mis servicios con el objetivo de desarrollar un proyecto de cultivo industrial de Spirulina. Uno de los aspectos más importantes de este trabajo fue el desarrollar un sistema de cultivo apropiado para la zona donde se iba a desarrollar el proyecto.

Luego del proceso de evaluación, se escogió el sistema de fotobioreactores como la mejor opción para cumplir con los objetivos del proyecto.

El presente informe técnico muestra los conocimientos y el proceso que tuve que aplicar para diseñar los fotobioreactores industriales en los que hasta el día de hoy se lleva a cabo el cultivo industrial de Spirulina en la empresa Mertens & Aso. S.A.

ABREVIATURAS

CO ₂	Dióxido de carbono
°C	Grado centígrado
cm	Centímetro
d	Día
FBR	Fotobioreactor
g	Gramo
GLP	Gas licuado de petróleo
gpm	Galones por minuto
h	Hora
kg	kilogramo
km	Kilómetro
l	Litro
m	Metro
m ²	Metro cuadrado
m ³	Metro cúbico
ÖPA	Ökologische Produkte Altmark GmbH
PA	Productividad por área

PAG	Productividad por área general
PBL SA	Photo Bioreactors Ltd de España
PBL UK	Photo Bioreactors Ltd de UK
pH	Potencial de hidrógeno
PAI	Productividad por área iluminada
PV	Productividad volumétrica
PVC	Polivinil cloro
s/v	Radio superficie/volumen
Ton	Tonelada
UV	Ultra violeta

INDICE GENERAL

RESUMEN	V
ABREVIATURAS.....	VI
INDICE GENERAL	VIII
INDICE DE FIGURAS	XII
INDICE DE TABLAS	XIV
INTRODUCCIÓN.....	1
1. GENERALIDADES	4
1.1. SISTEMAS DE CULTIVO ABIERTOS	5
1.1.1. <i>Lagos y estanques naturales</i>	5
1.1.2. <i>Sistemas inclinados</i>	7
1.1.3. <i>Tanques circulares</i>	8
1.1.4. <i>Raceways</i>	9
1.2. FOTOBIOREACTORES.....	12
1.2.1. <i>Definición de fotobio reactor</i>	12
1.2.2. <i>Fotobio reactores tubulares</i>	13
1.2.3. <i>Fotobio reactores planos</i>	15
1.2.4. <i>Cilindros verticales y fundas</i>	16

1.2.5. Fotobioreactores axénicos	18
1.3. FOTOBIOREACTORES INDUSTRIALES	19
1.3.1. Primeras empresas	19
1.3.2. Empresas actuales	23
1.3.3. Empresas en Ecuador	27
1.4. CRITERIOS DE DISEÑO DE FOTOBIOREACTORES	30
1.4.1. Radio superficie por volumen (s/v)	31
1.4.2. Orientación e inclinación	32
1.4.3. Acumulación de oxígeno	33
1.4.4. Mezcla	34
1.4.5. Control de temperatura	35
1.4.6. Abastecimiento de dióxido de carbono	36
1.4.7. Materiales	36
1.5. PRODUCTIVIDAD EN FOTOBIOREACTORES	37
1.5.1. Métodos de evaluación y comparación de sistemas de cultivo	37
1.5.2. Productividad por área general	39
1.6. FOTOBIOREACTORES VERSUS SISTEMAS ABIERTOS	42
2. MATERIALES Y METODOS	45
2.1. DISEÑO DEL FOTOBIOREACTOR INDUSTRIAL	45
2.1.1. Criterios generales del diseño	45
2.1.2. Tipo de fotobioreactor diseñado	47

2.1.3. Principio de operación y funcionamiento	48
2.1.4. Radio superficie/volumen (S/V)	49
2.1.5. Orientación e inclinación	50
2.1.6. Acumulación de oxígeno	51
2.1.7. Mezcla	51
2.1.8. Control de temperatura	52
2.1.9. Abastecimiento de dióxido de carbono	52
2.1.10. Materiales de construcción.....	53
3. RESULTADOS.....	55
3.1. CÁLCULOS.....	55
3.1.1. Pendiente del canal.....	55
3.1.2. Bomba	57
3.1.3. Volumen del tanque.....	58
3.1.4. Exposición a la luz.....	59
3.2. PLANOS.....	61
3.3. PRESUPUESTO GENERAL DE CONSTRUCCIÓN	67
3.4. CONSTRUCCIÓN	69
3.5. OPERACIÓN Y EVALUACIÓN	72
3.5.1. Control de temperatura	73
3.5.2. Abastecimiento de CO2	74
3.5.3. Consumo de energía.....	75

3.5.4. <i>Productividad</i>	75
4. DISCUSIÓN	78
4.1. VENTAJAS DEL DISEÑO	83
4.2. DESVENTAJAS DEL DISEÑO	84
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	85
BIBLIOGRAFÍA.....	87
ANEXOS	89

INDICE DE FIGURAS

Figura 1: Vista aérea del lago Texcoco en México.	6
Figura 2: Sistema inclinado.	8
Figura 3: Tanque circular.	9
Figura 4: Cyanotech (Hawaii)	10
Figura 5: Earthrise Farms.	11
Figura 6: Raceway.	12
Figura 7: Fotobioreactor helicoidal.	14
Figura 8: Fotobioreactor plano.	15
Figura 9: Columnas verticales.	17
Figura 10: Reactores verticales elaborados con fundas.	17
Figura 11: Sistema de cultivo de Aldanempres Cia. Ltda.	28
Figura 12: Planta de Mertens & Aso. S.A.	30
Figura 13: Vista de las rampas conformadas en el terreno.	69
Figura 14: Construcción de la estructura de los invernaderos.	70
Figura 15: Estructura del canal.	71
Figura 16: Construcción del tanque.	71
Figura 17: Bomba.	72
Figura 18: FBR en plena operación.	73

Figura 19: Vista del tanque.....75

INDICE DE TABLAS

Tabla I: Presupuesto de construcción de un fotobioreactor de 1000 m ²	68
Tabla II: PV y PAI de Mertens & Aso. S.A. calculadas en base a los datos de producción anuales.....	76
Tabla III: Productividad volumétrica (PV) y productividad por área iluminada (PAI) de algunas empresas dedicadas a la producción industrial de Spirulina, calculadas en base a datos de producción reportados.....	82

INTRODUCCIÓN

Se han identificado más de cincuenta mil especies de micro-algas. La gran mayoría forman parte del fitoplancton y unas pocas son cultivadas por el hombre. La Spirulina (*Arthrospira platensis*) es una micro-alga que pertenece al phylum Cyanophyta y que en la naturaleza habita en lagos alcalinos de zonas tropicales. La forma de espiral de sus tricomas le dio su nombre vulgar. Su alto contenido de proteína, vitaminas, minerales, y compuestos especiales de la Spirulina ha motivado su producción comercial.

Se conoce que a finales de los años 70 aparecieron las primeras empresas dedicadas a la producción comercial de Spirulina. Debido a la excelente composición nutricional de la Spirulina, la mayor parte de la biomasa producida es utilizada para la elaboración de suplementos alimenticios para consumo humano; aunque una buena parte es utilizada como alimento y materia prima de alimentos para especies acuáticas de cultivo. En el año 2000 se estimó que la producción mundial de Spirulina fue de aproximadamente 2000 toneladas.

El cultivo industrial de Spirulina se ha realizado tradicionalmente y en su mayor parte en sistemas de cultivo abiertos conocidos como "raceways". Este tipo de

tanques ha sido ampliamente utilizado en el cultivo de peces, crustáceos y moluscos. Con el objetivo de contar con sistemas de cultivo más higiénicos y eficientes y que permitan manejar cultivos en zonas subtropicales y frías, científicos empezaron a incursionar en el diseño de varios sistemas de cultivo cerrados conocidos con el nombre de "fotobioreactores". Si bien este tipo de sistemas ha presentado varias ventajas técnicas, su alto costo no ha permitido su aplicación en el cultivo industrial; por lo que diseñar un fotobioreactor de escala industrial que sea sustentable ha sido siempre un desafío.

En el Ecuador se ha utilizado *Spirulina* importada desde hace más de 20 años como alimento para las larvas y post-larvas de camarón (*Penneus sp.*). Desde el año 1998 y hasta la presente fecha, Aldanempres Cia. Ltda. produce *Spirulina* en un sistema de cultivo con fotobioreactores de 6.500 m² en la parroquia Ascázubí, cantón Cayambe de la provincia de Pichincha. En el año 2003, Mertens & Aso. S.A. inició un ambicioso proyecto de 20.500 m² de producción industrial de *Spirulina*. Este proyecto incluyó una fase de estudios de diseño y factibilidad económica, una de proyecto piloto y la construcción de la planta industrial ubicada en la parroquia Pintag, cantón Quito de la provincia de Pichincha. Uno de los aspectos más importantes en los que se trabajó en la etapa de diseño de la planta industrial fue el idear un fotobioreactor que, a más de ser apropiado para las condiciones de la sierra ecuatoriana, sea eficiente y económicamente viable.

Este trabajo presenta el proceso de diseño del fotobioreactor para cultivo industrial de Spirulina de Mertens & Aso. S.A. Inicia con una revisión de los principales sistemas de cultivo y fotobioreactores. Continúa con los criterios de diseño de un fotobioreactor y el método de evaluación de la productividad. Luego se realiza un análisis comparativo entre los sistemas abiertos y los fotobioreactores; del que se obtiene unas conclusiones y la perspectiva para realizar el diseño. El capítulo 3 se expone los criterios de diseño, los cálculos, los planos, el presupuesto de construcción y aspectos de la misma. La operación y evaluación del sistema permite identificar las ventajas y desventajas del diseño.

Espero que este trabajo pueda ser una muestra de la aplicación de los conocimientos adquiridos en la carrera de acuicultura y en mi experiencia en la tecnología de cultivo industrial de Spirulina.

CAPÍTULO I

1. GENERALIDADES

Existen dos tipos principales de sistema de cultivo: los de sistema abierto y los de sistema cerrado. Los sistemas de cultivo abiertos no tienen ninguna protección del medio ambiente y están más expuestos a la contaminación de los factores ambientales, tales como la lluvia y el polvo y también a la contaminación proveniente de aves, roedores, insectos, etc. Los sistemas cerrados tienen protección del medio ambiente con el objetivo de reducir la posibilidad de contaminación y mejorar las condiciones ambientales, tales como la temperatura del cultivo. Un fotobioreactor (FBR) es un sistema de cultivo en el que crecen organismos fototróficos o en el que se desarrolla una reacción fotobiológica. Por lo tanto, cualquier sistema de cultivo que tenga este fin, en esencia, es un FBR. Sin embargo, en el mundo entero, cuando se habla de un FBR, se hace referencia a un sistema de cultivo cerrado.

1.1. SISTEMAS DE CULTIVO ABIERTOS

La mayor parte del cultivo comercial de algas se realiza en sistemas abiertos; debido a que es menos costoso construirlos y operarlos y además son más durables que los reactores cerrados. Se han diseñado varios tipos de sistemas de cultivo abiertos que varían en tamaño, forma, materiales y tipos de agitación. Generalmente el diseño está relacionado con los materiales disponibles en la localidad.

En esta categoría también se encuentran los lagos y estanques naturales en los que se explota la producción natural de Spirulina.

De la gama de diseños de sistemas abiertos, tres han sido los que han sido más utilizados en gran escala: (1) sistemas inclinados, donde la mezcla es proporcionada por una bomba y el flujo se obtiene por gravedad; (2) tanques circulares, en los que la agitación se logra con brazos mecánicos rotativos; y (3) tanques raceway con baja profundidad, en los que el cultivo es recirculado con ayuda de ruedas de paletas. Hasta hace pocos años, solo estos dos últimos, junto con los estanques naturales, eran los únicos sistemas de cultivo utilizados para producción comercial de microalgas.

1.1.1. Lagos y estanques naturales

Existen lagos y estanques naturales alcalinos y con pH elevado

(mayor a 10) en los que la Spirulina crece de manera natural cuando las condiciones ambientales y químicas del agua son propicias. Los Kanembu, una tribu del Chad en África, han aprovechado los afloramientos de Spirulina por centurias. En México, hasta los años 80, la empresa Sosa Texcoco Co. producía grandes cantidades de Spirulina en el lago Caracol, donde también realizaba una explotación de carbonato de sodio (Figura 1).



Figura 1: Vista aérea del lago Texcoco en México.

1.1.2. Sistemas inclinados

En los sistemas inclinados la turbulencia se logra por medio de la gravedad (Figura 2), al circular el cultivo de la parte alta a la parte baja de una superficie inclinada. Este tipo de sistemas han recibido mucha atención, debido a que se obtienen flujos altamente turbulentos con películas de cultivo muy finas (hasta de menos de 1 cm), facilitando altas concentraciones celulares (mayores a 10 g/l) y una alta relación superficie/volumen (s/v) comparado con los tanques raceway. Estos sistemas han estado limitados por algunos problemas, tales como la sedimentación de las algas en los puntos de baja turbulencia, grandes pérdidas por evaporación, alta tasa de pérdida de CO₂ y un considerable requerimiento de energía por el continuo bombeo del cultivo desde la parte baja hasta la parte alta de la superficie inclinada. Este tipo de sistemas tampoco han tenido una productividad significativamente mejor a la que se ha logrado en tanques raceway.



Figura 2: Sistema inclinado.

1.1.3. Tanques circulares

Los tanques circulares (Figura 3) han dejado de ser usados en plantas comerciales debido al alto costo de la construcción en concreto y también al alto costo energético requerido para proporcionar mezcla con grandes brazos mecánicos. Sin embargo, en Cuba, Japón, Taiwán e Indonesia se han utilizado tanques circulares en la producción de Spirulina y Chlorella.

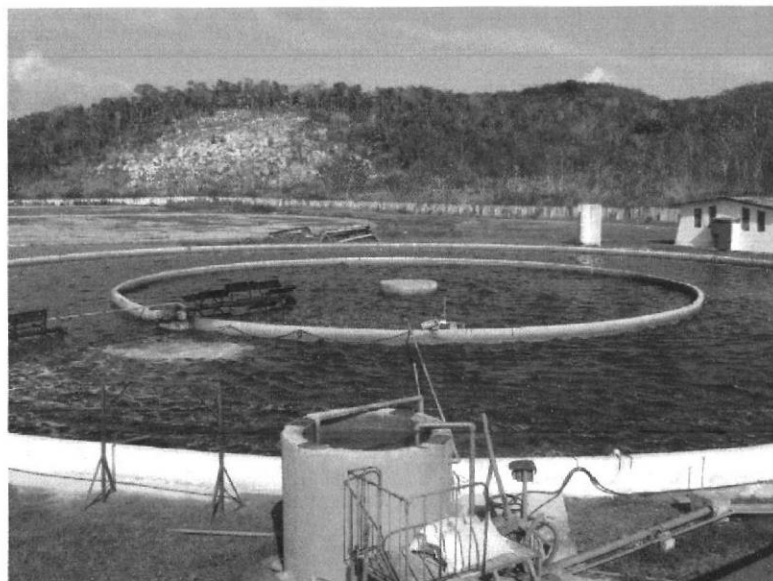


Figura 3: Tanque circular.

1.1.4. Raceways

Los tanques de cultivo raceway son usados en la mayoría de plantas comerciales de producción de biomasa de Spirulina. Los mayores productores de Spirulina de los Estados Unidos, Cyanotech en Hawaii (Figura 4) y Earthrise Farms en California (Figura 5), con áreas de cultivo de 75.000 y 150.000 m² respectivamente, adoptaron un sistema con grandes tanques raceway (de 1.000 a 5.000 m²) con agitación proporcionada por una gran rueda de paletas en cada tanque.



Figura 4: Cyanotech (Hawai)

La tipo más simple de raceway es un tanque de poca profundidad en forma de pista ovalada con paredes elaboradas de cualquier material suficientemente resistente (Figura 6), en el que se pone una lámina de material impermeable (generalmente liner). La construcción de un raceway es relativamente barata.

Pero los raceway tienen algunas desventajas. Los tanques grandes no pueden ser operados con niveles de agua superiores a los 15 cm debido a que niveles superiores pueden

causar una gran reducción del flujo y de la turbulencia. Este tipo de capa de agua resulta en grandes relaciones de volumen por superficie (150 l/m^2) y concentraciones celulares tan bajas como 0.60 g/l que facilitan la contaminación e incrementan mucho el costo de la cosecha. También hay grandes pérdidas por evaporación, particularmente en climas cálidos, y un deficiente control de la temperatura del cultivo.



Figura 5: Earthrise Farms.

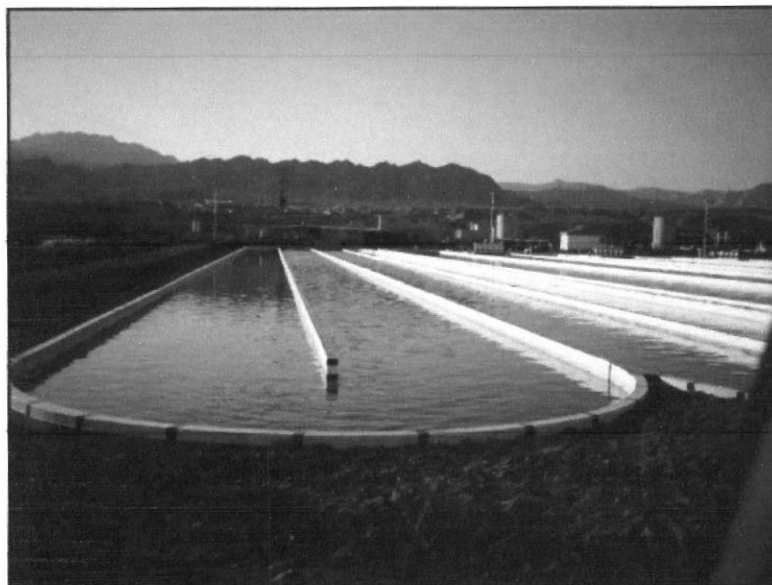


Figura 6: Raceway.

1.2. FOTOBIOREACTORES

1.2.1. Definición de fotobioreactor

Un fotobioreactor (FBR) puede ser definido como un sistema de cultivo de organismos fotótrofos en el que una gran proporción de la luz no invade directamente la superficie del cultivo, sino que pasa a través de una pared transparente antes de alcanzar las células cultivadas. Consecuentemente, un FBR no permite, o limita fuertemente, el intercambio directo de gases y contaminantes (polvo, microorganismos, etc.) entre el cultivo y

la atmósfera.

Los FBR pueden ser clasificados de acuerdo a su diseño y modo de operación. A continuación se describen los principales tipos de FBR.

1.2.2. Fotobioreactores tubulares

Existen tres tipos principales de FBR tubulares: en serpentina, con colector (manifold) y helicoidales.

Los FBR en serpentina son sistemas en los que varios tubos transparentes son conectados en serie para formar un lazo plano arreglado en forma vertical u horizontal (llamado foto plataforma). El intercambio de gases y la adición de nutrientes generalmente se realizan en un tanque separado. La circulación en la foto plataforma se logra por medio de una bomba o de un sistema de tubo con línea de aire (airlift). A parte de su alto costo, las principales desventajas de este tipo de sistema son la dificultad para controlar la temperatura del cultivo, limpiar los tubos transparentes y reducir la acumulación del oxígeno disuelto que se conoce que es un factor limitante del crecimiento del cultivo.

Los FBR con colector son una variante en la que varios tubos

transparentes son conectados en paralelo a un distribuidor (manifold) al inicio y al final del circuito, uno para la distribución y otro para la recolección del cultivo. Tienen las mismas desventajas de los BFR en serpentina.

Los BFR helicoidales consisten de tubos de diámetro pequeño, generalmente flexibles, que se envuelven en un cilindro vertical (Figura 7). Igual que en los dos sistemas anteriores, la circulación del cultivo se logra por medio de una bomba o un tubo con línea de aire que envía el cultivo al circuito.

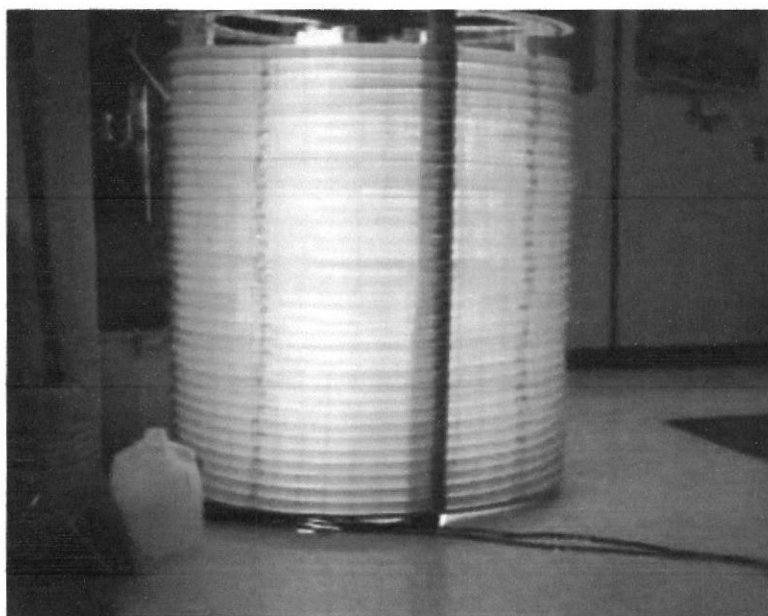


Figura 7: Fotobioreactor helicoidal.

1.2.3. Fotobioreactores planos

Los BFR planos (Figura 8) han sido muy utilizados para producir organismos fototróficos en laboratorio debido a que facilitan la medición de la irradiancia en la superficie del cultivo. Pese a su aparente simplicidad, pocos de estos sistemas han sido utilizados en el cultivo industrial de algas debido al alto costo de los materiales transparentes comercialmente disponibles, tales como vidrio, láminas de PVC transparente o de poli carbonato y también debido a la laboriosidad de su operación.

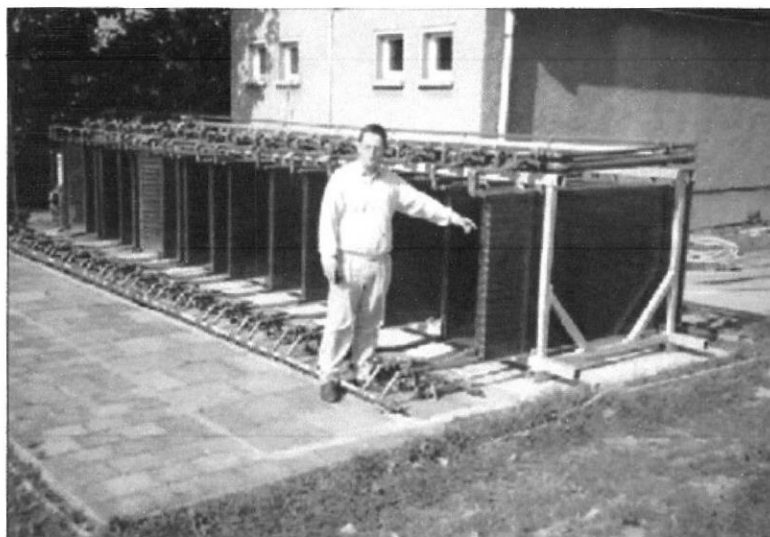


Figura 8: Fotobioreactor plano.

1.2.4. Cilindros verticales y fundas

Los reactores tubulares verticales (o reactores de columna) son sistemas simples en los que la mezcla se logra con inyección de aire. Generalmente tienen el fondo en forma de cono para evitar la sedimentación de las algas. En ocasiones cuentan con un tubo interior que reduce el volumen que no recibe luz en el interior del cilindro.

Las columnas verticales rígidas (Figura 9) son ampliamente utilizadas en los laboratorios de producción de biomasa de algas destinadas a la alimentación de estadios larvales del camarón, bivalvos y peces. La mayoría de estos sistemas son elaborados con láminas de fibra de vidrio transparente.

El aire se inyecta en el fondo del cilindro y la luz puede ser natural o artificial.

Un reactor vertical puede ser fácilmente construido con un trozo de manga plástica de polietileno transparente cerrada en uno de sus extremos (Figura 10).

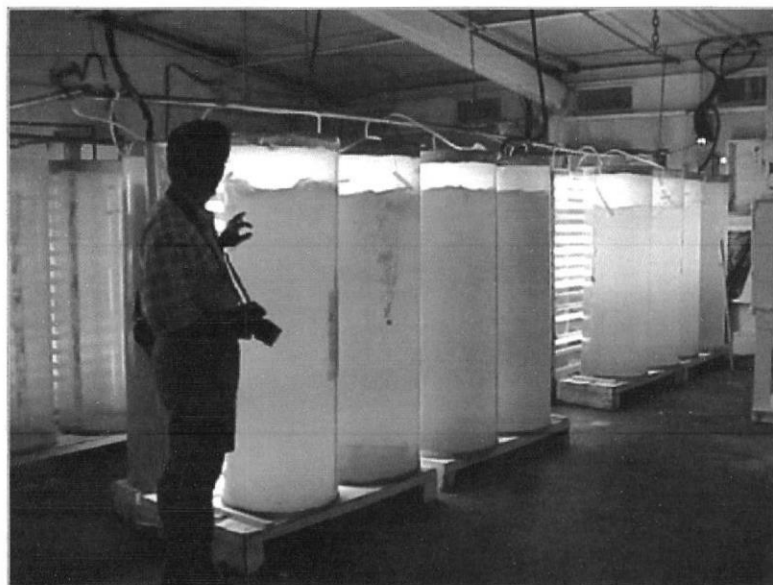


Figura 9: Columnas verticales.

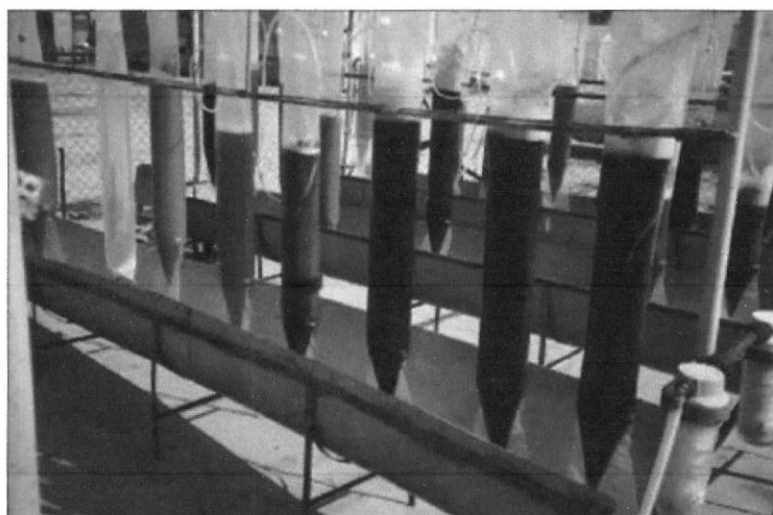


Figura 10: Reactores verticales elaborados con fundas.

Este reactor de columna o funda puede ser suspendido en un soporte adecuado. Las fundas tienen una vida útil relativamente corta debido a la acumulación de microorganismos indeseados, pero son relativamente baratas de reemplazar.

La principal desventaja de este tipo de sistema es la laboriosidad del manejo en grandes volúmenes y la relativamente baja relación de superficie por volumen.

1.2.5. Fotobioreactores axénicos

Se han desarrollado reactores tubulares de vidrio para el cultivo axénico de microalgas. En este tipo de sistemas el reactor puede ser esterilizado con vapor y la circulación se logra con una bomba centrífuga. El intercambio de gases se hace en un intercambiador externo en la cual se inyecta una mezcla de CO₂ y aire. Los problemas que tiene este tipo de sistema son la ruptura celular causada por la bomba, la formación de espuma y la adhesión de las células a las paredes del reactor.

Por su alto costo, dificultad para escalar el cultivo, y su complicada operación, evidentemente, este tipo de reactores

solo sirve para fines investigativos.

1.3. FOTOBIOREACTORES INDUSTRIALES

Pocos FBR de escala comercial han sido construidos y operados, pero la mayoría han cerrado a los pocos meses de operación. En todo el mundo, solo tres grandes sistemas comerciales están, aparentemente, en completa operación, las plantas construidas por Ökologische Produkte Altmark GmbH en Alemania y por Micro Gaia Inc y Aquasearch Inc en Hawai (USA). Desafortunadamente no se conoce mucho de su productividad y características técnicas.

En Ecuador los fotobioreactores de Aldanempres Cia. Ltda. han trabajado continuamente desde el año 1998 y los de Mertens & Aso. S.A. desde el año 2006.

1.3.1. Primeras empresas

En 1991 un reactor con colector de gran escala fue construido en Javán (Tadshikistan) por Sagdiana PGT para el cultivo de Chlorella. El sistema comprendía 10 unidades consistentes de dos bancos de 28 tubos de vidrio de 5.7 cm de diámetro, cada uno de 73.5 m de largo, para un total de 41.000 m de tubería. El reactor fue operado solo por 3 meses debido a la baja

productividad obtenida ($<0.1\text{g/l/d}$). También se reportó inestabilidad en el proceso de producción y contaminación con *Scenedesmus*.

Con dos diseños patentados por Pirt (1983), Photo Bioreactors Ltd, instalada en España en 1980, es uno de los mayores desastres en el campo de la biotecnología de microalgas. La calidad del trabajo básico hecho en el Queen Elizabeth College por John Pirt y las altas productividades proyectadas (más de 200 toneladas/hectárea/año) atrajo inversionistas y permitieron la creación de Photo Bioreactors Ltd (PBL UK) en 1986. Tres años después, se fundó PBL de España (PBL SA) con inversiones de industrias públicas y privadas de España. Una planta de producción de *Dunaliella* fue establecida en Santa Ana, cerca de Caratagena (Murcia, España). La escalada inició en Mayo de 1990, usando un sistema tipo empalizada, hecho de tubos de polietileno de 1.2 cm de diámetro y 50 m de largo conectados a colectores verticales, con un total de 125.000 m de tubería. La circulación fue provista por un tubo con línea de aire y la temperatura fue controlada por medio de sombreado con redes o rociando agua. Usando 200.000 m de tubería, después se construyó un sistema en manifold de escala

completa de acuerdo al diseño de Pirt (1983). El cultivo recirculaba a través de un conducto descendente desde un tanque hasta la parte alta final de un juego de tubos de 50 metros de largo soportados por una estructura inclinada. Cada tubo estaba comunicado con su predecesor en su punto bajo y se descargaban en un reservorio común. Algunos de los mayores errores técnicos en ambos sistemas fueron: El diámetro del tubo fue demasiado pequeño para lograr una mezcla efectiva, el material se degradaba rápidamente bajo la luz solar, la eliminación de gases fue inadecuada, el crecimiento en las paredes fue inevitable, y el control de temperatura fue insuficiente. La relación s/v tan alta en relación al largo de los tubos, junto con la insuficiente circulación y el manejo inapropiado del cultivo, produjo un pobre crecimiento del alga, acumulación micro-organismos indeseables y alta contaminación. En Septiembre de 1991, PBL cerró sin haber entrado nunca en producción.

En 1996 Hidrobiológica SA, con una inversión inicial de cerca de 2 millones de euros, construyó a unos 15 km al sur de la Rioja (norte de Argentina), el mayor FBR conocido hasta ese momento. El sistema consistía de 96 tubos de polietileno de

120 m de largo y 25.5 cm de diámetro. Los tubos fueron dispuestos en paralelo en el suelo conectados a canales colectores hechos de concreto acomodados como un colector (manifold). Los tubos, solo parcialmente llenos, fueron mantenidos con una baja presión positiva para que tomen una forma elíptica rugosa (de unos 35 cm de ancho y 9 cm de alto). La superficie ocupada por la planta, incluyendo el espacio entre los módulos, fue de cerca de 5.000 m², con volumen total de cultivo de 600 m³. El cultivo de *Spirulina* fue recirculado con una velocidad de flujo de entre 6 y 10 cm/s con una bomba de flujo axial con una capacidad de 900 m³/h. Durante el período inicial de actividad se logró una productividad de 0.5 g/l/d y la biomasa producida fue de excelente calidad. Sin embargo, mientras avanzó la producción, aparecieron varios problemas, tales como la mezcla inadecuada y el acumulamiento de microorganismos indeseables que a su vez derivó en bajas velocidades de flujo y una distribución inadecuada del cultivo en los tubos. Otros problemas fueron la limitada capacidad para controlar la temperatura, la mayor desventaja en el verano, y el peligroso nivel de oxígeno que se acumuló en burbujas a lo largo de los tubos. A pesar de una completa reestructuración

(se adoptó un tubo de diámetro menor y se mejoró la circulación del cultivo), la planta fue cerrada en 1999.

Un FBR helicoidal de 3.000 litros fue construido en 1996 por Inalco S.pA cerca de Florencia (Italia). La unidad de 7 m de altura, que ocupaba un área de 40 m², consistía de tubos de poli carbonato de 5 cm de diámetro conectados en serie y asegurados a una estructura metálica con una inclinación de 1.4°. A pesar de que el reactor fue utilizado satisfactoriamente por más de 6 meses en el cultivo de Spirulina, la compañía suspendió sus actividades en 1998.

En 1997 Microalgae S.pA construyó un FBR en manifold horizontal completamente controlado en Cipriano, cerca de Taranto (Italia). En 1999 la compañía inició su actividad con 6 unidades hechas con 80 km de tubos plásticos rígidos con un diámetro de 3 cm, con un volumen total de 85 m³. La mezcla se lograba por medio de un tubo con línea de aire. Válvulas de alivio de gases ubicadas en las líneas dejaban salir el oxígeno fotosintético producido. Por razones desconocidas, la compañía cesó su actividad en el verano del mismo año.

1.3.2. Empresas actuales

Entre los FBR comerciales en corriente operación, la planta de 700 m³ construida en Klötze cerca de Wolfsburg (Alemania) por Ökologische Produkte Altmark GmbH (ÖPA), con una inversión de cerca de 16 millones de dólares. La planta, la más grande jamás construida, empezó la producción en Junio del 2000, después de solo siete meses de planificación y construcción basada en el conocimiento desarrollado por Pulz y colaboradores (Pulz, 2001). La aspiración de ÖPA, que en la misma localidad produce musgo artificial compuesto de viruta de madera de pino, es recuperar biomasa de *Chlorella* (la cual es vendida a 50 euros por kg de materia seca) con el CO₂ que se desprende del proceso de elaboración de compost. La planta consiste de 20 módulos, de 35 m³ cada uno, instalados en unos 12.000 m² de invernaderos. La foto plataforma está hecha de tubos de vidrio de boro silicato de 6 m de largo y 48 mm de diámetro ubicados horizontalmente en una estructura tipo empalizada para formar paredes verticales de 3 m de alto separadas 0.8 m entre si. Los tubos de vidrio (500 km en total), fabricados por Sklárny Kavalier a.s. (Sazava, República Checa) y entregados en largos de 6 m, están unidos con una pega especial. Cada unidad esta provista de un sistema de control

en línea. La mezcla se logra por medio de bombas centrífugas. La cosecha se realiza con dos separadores Westfalia, y la biomasa es secada con atomización. La productividad esperada es de 150 toneladas por año, lo que significa tener una productividad de 0.9 g/l/d durante un período de operación de 8 meses. Esto parece muy optimista con las condiciones climáticas desfavorables del norte de Alemania. Este es uno de los mejores FBR diseñados y, si es exitoso, va a poner a Europa en una posición prominente en la biotecnología de la producción de microalgas.

En el año 2000 Micro Gaia, Inc. Instaló en un área de cerca de 8 hectáreas en el Maui Research and Technology Park de la isla de Maui (Hawai) una planta basada en su FBR de biodomo patentado. Desde Enero de 2001, Micro Gaia, Inc. Está produciendo astaxantina para el mercado japonés. En Junio de 2001, 1.000 biodomos de 1.2 m de diámetro fueron instalados. El biodomo es un sistema muy elaborado formado por el acoplamiento de dos domos esféricos transparentes ubicados uno dentro del otro formando una cámara hemisférica de 2.5 a 10 cm de ancho. El cultivo se mezcla y los gases se liberan por el aire que es burbujeado en un dispositivo que se mueve a lo

largo del fondo circular del biodomo. Este dispositivo está conectado a un tubo de aire que está insertado en una abertura en la parte alta del biodomo. Al moverse, el dispositivo limpia las paredes del domo al raspar la superficie con su movimiento circular. La apertura cilíndrica en la parte superior externa del domo provee la salida para las burbujas de aire y los gases. El enfriamiento se logra rociando agua en la parte alta del reactor. Una fuente de luz artificial puede ser ubicada en la parte baja del domo para integrarse a la luz solar. Este sistema tiene dos desventajas severas: la necesidad de construir y conectar miles de unidades para llegar al tamaño de una planta comercial y la dificultad de la limpieza.

Tres FBR de 25.000 litros controlados con computadora, llamados módulos de crecimiento Aquasearch, fueron recientemente desarrollados por Aquasearch Inc. (KailuaKona, Hawai) para la producción de astaxantina de *Haematococcus pluvialis*. Este reactor en serpentina está hecho con tubos de polietileno de baja densidad, de 0.18-0.41 m de diámetro, dispuestos en paralelo en el suelo. La velocidad de flujo del cultivo se mantiene lo suficientemente alta para obtener un número de Reynolds entre 2.000 y 200.000. La temperatura se

controla por inmersión en un tanque de agua. Durante 1999, con densidades superficiales entre 50 y 90 g/m², la productividad superficial fue de 9 g/m²/d en enero a 13 g/m²/d en septiembre. Tomando en cuenta el gran volumen del sistema, la productividad volumétrica fue muy baja (entre 0.036 y 0.052 g/l/d). Desafortunadamente poca información está disponible sobre aspectos técnicos importantes como la mezcla y el diseño del reactor.

1.3.3. Empresas en Ecuador

En 1997, Aldanempres Cia. Ltda. construyó en Ascázubi (Cantón Cayambe, provincia de Pichincha) un sistema de cultivo que comprende 1 FBR de 300 m², 1 de 600 m² y 3 de 1.850 m² cada uno, con una superficie total de 6.450 m² (Figura 11). Este sistema tiene una capacidad de producción de 14 toneladas de Spirulina por año. Los FBR son de tipo superficie inclinada, dividida en canales para mejorar la distribución del cultivo y fueron construidos bajo un invernadero que, a más brindar un microclima artificial, protege el cultivo de los factores ambientales. El control de temperatura del cultivo es muy sencillo por medio del control de la ventilación del invernadero

con la manipulación de las ventanas del invernadero. La construcción de la foto plataforma con concreto y liner de PVC reforzado encareció la construcción. La circulación del cultivo en los canales de la superficie inclinada se logra bombeando el cultivo desde los tanques hasta la parte alta de la foto plataforma donde el cultivo se distribuye en los canales con un canal que trabaja como colector (manifold). Para poder bombear el gran caudal requerido para obtener una velocidad de 30 cm/s se requiere utilizar grandes bombas semiaxiales que tienen un alto requerimiento de energía (4 watt/m²). Durante los primeros 4 años de operación se logró una productividad promedio de 6 g/m²/d.



Figura 11: Sistema de cultivo de Aldanempres Cia. Ltda.

En el año 2006, Mertens & Asó S.A. puso en operación una planta con 20 FBR de 1.000 m² cada uno y uno de 500 m², totalizando 20.500 m², con una capacidad de producción instalada de 33 toneladas de Spirulina por año (Figura 12). Los FBR utilizados en esta empresa son una combinación del tipo serpentina y plano inclinado y su diseño es materia del presente informe. Cada uno de los 20 FBR de producción está construido bajo invernadero con un canal de 600 m de largo de geomembrana de polietileno de alta densidad. El canal dispuesto en serpentina conforma la foto plataforma. La circulación se logra bombeando el cultivo desde un tanque reservorio hasta la parte más alta del canal. Debido a que el canal tiene apenas 1.66 m de ancho y el cultivo forma una capa de apenas 3 cm de altura, se requiere una bomba relativamente pequeña y muy poca energía (1 watt/m²). El tanque, a más de servir como reservorio del cultivo durante la noche cuando la temperatura es muy baja, permite la disolución del CO₂ por medio de un sistema de difusión y retiene la mayor parte de los sedimentos. El control de la temperatura del cultivo se logra manipulando las ventanas del invernadero.

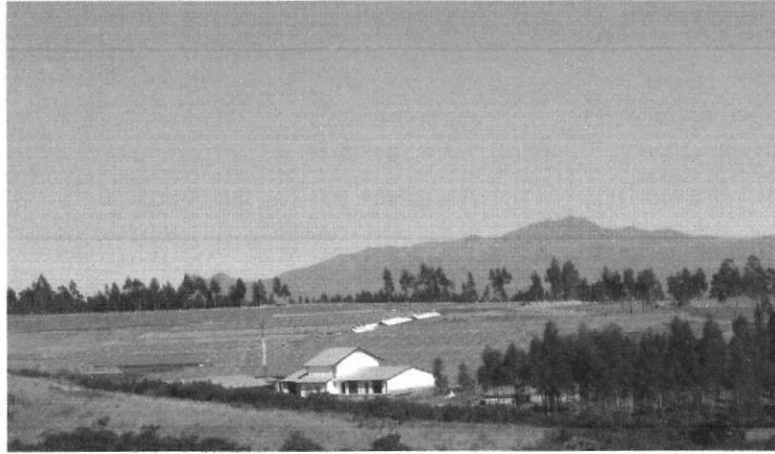


Figura 12: Planta de Mertens & Aso. S.A.

1.4. CRITERIOS DE DISEÑO DE FOTOBIOREACTORES

Técnicamente, los criterios de diseño de los FBR deben apuntar a lograr alta productividad volumétrica y una eficiente conversión de la energía luminosa y, al mismo tiempo, brindar la fiabilidad y estabilidad necesaria para el proceso de cultivo.

Un FBR eficiente no puede estar apropiadamente diseñado sin el adecuado conocimiento de la fisiología del cultivo en masa del organismo que va a ser cultivado. Debido a que los micro-organismos fototróficos son altamente diversos en su morfología, requerimientos nutricionales y de luz, y resistencia al estrés, los FBR no pueden ser diseñados para manejar a todos los organismos y todas las condiciones. Los principales criterios de diseño incluyen: el radio

superficie por volumen, la orientación e inclinación, la mezcla y los dispositivos de descarga de gases, los sistemas de limpieza y regulación de temperatura, y la transparencia y durabilidad del material de construcción. La facilidad para operar y escalar el cultivo, y un bajo costo de construcción y operación también tienen una particular relevancia en los FBR industriales.

1.4.1. Radio superficie por volumen (s/v)

El radio entre la superficie iluminada de un reactor y su volumen (s/v) determina la cantidad de luz que entra en el sistema por cada unidad de volumen. Generalmente, a mayor radio s/v, es mayor la concentración celular a la que puede ser operado el reactor y es mayor la productividad volumétrica del cultivo. El radio s/v también influye en la productividad de la superficie iluminada: como lo encontraron Richmond y colaboradores, existe un s/v óptimo (o patrón de luz) en el cual se obtiene la máxima productividad por unidad de superficie iluminada. Las altas concentraciones celulares reducen el costo de la cosecha, así como también el costo del medio de cultivo y del manejo del cultivo. Por estas razones, generalmente se prefiere un FBR con un alto s/v, pero se debe enfatizar que al

hacerlos en escala industrial pueden convertirse en sistemas altamente ineficientes. En los FBR de alto s/v las actividades volumétricas, tales como evolución del oxígeno, absorción del CO₂, depleción de nutrientes y excreción de metabolitos, cambian con una tasa más alta y pueden tener efectos negativos a largo plazo en la estabilidad del cultivo, como ocurrió con los FBR de 1 cm de diámetro construidos en España.

1.4.2. Orientación e inclinación

Contrario a los sistemas horizontales, los FBR elevados pueden ser orientados e inclinados hacia el sol en varios ángulos y esto ofrece la posibilidad de variar la irradiancia en la superficie del reactor. El efecto de la inclinación del FBR en la productividad ha sido investigado por Lee & Low (1991), Tredici & Chini Zittelli (1997) y Hu *et al.* (1998). Mientras que no se encontró que exista una gran influencia del ángulo de inclinación en reactores ubicados en dirección este-oeste en bajas latitudes (Lee & Low, 1991), se ha demostrado que el ángulo de inclinación sí ejerce un efecto significativo en la productividad en altas latitudes (Tredici & Chini Zittelli, 1997; Hu

et al. 1998). Generalmente, los sistemas orientados al sol logran mayor productividad volumétrica.

1.4.3. Acumulación de oxígeno

La acumulación del oxígeno generado por la fotosíntesis es uno de los principales factores que limitan la escalada de los FBR en serpentina. La producción de oxígeno está directamente correlacionada con la productividad volumétrica, y concentraciones de oxígeno disuelto equivalente a 4 o 5 veces el nivel de saturación con respecto al aire, que pueden ser tóxicas para muchos fotótrofos, pueden ser alcanzadas fácilmente en los cultivos externos, especialmente en tubos de diámetro reducido (con alto s/v). En las máximas tasas de fotosíntesis, un reactor de 1 cm de diámetro acumula unos 8-10 mg/l de oxígeno por minuto (Weissman *et al.*, 1988). En reactores en serpentina, el mantener niveles de oxígeno bajo la concentración tóxica requiere del desalojo frecuente de gases; y, por lo tanto, la adopción de recorridos muy cortos o altas tasas de flujo, haciendo difícil el diseño de un reactor grande. Los sistemas en manifold y los reactores verticales (columnas o paneles planos) mezclados por burbujeo de aire ofrecen una

importante ventaja en este aspecto.

1.4.4. Mezcla

El tipo de dispositivo utilizado para mezclar y recircular el cultivo es esencial en el diseño de un FBR. La mezcla es necesaria para prevenir la sedimentación de las células, evitar la estratificación térmica, distribuir los nutrientes, remover el oxígeno generado por la fotosíntesis y asegurar que las células experimenten adecuados períodos de luz y oscuridad. El tipo de mezcla y la dinámica de fluido del cultivo influyen en la irradiancia promedio y régimen de luz al que las células están expuestas, factores clave que influyen en la productividad. Típicamente, los reactores en serpentina son recirculados con una tasa de flujo entre 20 y 30 cm/s. La velocidad controla la turbulencia en el tubo y la capacidad de transferencia de masa, lo que influye en gran manera en la concentración del oxígeno del cultivo y en el abastecimiento de CO₂ (Molina Grima, 1999). La elección del dispositivo de mezcla y la intensidad del mezclado deberían ser determinadas por las características del organismo a ser cultivado. Generalmente, los cultivos de cianobacterias filamentosas y dinoflagelados no pueden ser

mezclados con bombas debido a que su estructura celular es delicada. En ocasiones el burbujeo de aire puede causar algo de estrés a las células en el punto donde las burbujas se rompen. Las columnas de burbujas y los sistemas de tubo con línea de aire causan bajos niveles de estrés y están recomendados para organismos frágiles.

1.4.5. Control de temperatura

La máxima productividad solo se puede lograr en la temperatura óptima de crecimiento. Mientras que los tanques abiertos están limitados por bajas temperaturas en la mañana, los FBR generalmente requieren enfriamiento durante el medio día. El sombreado, la inmersión en baños de agua y el rociado de agua son las soluciones más comunes para evitar el sobre calentamiento de los FBR externos. El sombreado, para ser efectivo, requiere que una gran porción del reactor (mayor al 80%) sea cubierta durante las horas de máxima insolación, lo cual causa una significativa reducción en la productividad. El enfriamiento por inmersión en baño de agua es eficiente, pero su costo-efectividad es dudoso. El enfriamiento con rociado de agua puede ser una alternativa viable. Consideraciones

económicas favorecen el enfriamiento evaporativo con el uso de intercambiadores de calor.

1.4.6. Abastecimiento de dióxido de carbono

El carbón es el mayor componente del costo de producción de las microalgas. El abastecimiento de dióxido de carbono en suspensiones poco profundas no es tarea fácil porque el tiempo de residencia de las burbujas es insuficiente para completar la absorción, resultando en grandes pérdidas de CO₂ a la atmósfera. Inyectado el CO₂ en burbujas diminutas desde el fondo de una columna se puede incrementar la eficiencia de uso del CO₂ a más del 70 % (Molina Grima, 1999).

1.4.7. Materiales

Un criterio fundamental en el diseño de un FBR sustentable es la elección del material utilizado en la construcción de la foto plataforma. Los materiales utilizados en FBR no deben ser tóxicos, deben tener una alta transparencia, alta resistencia mecánica, alta durabilidad (y resistencia a los factores ambientales), estabilidad química y bajo costo. La facilidad de limpieza es otra característica operacional importante. Las

ventajas y desventajas de los materiales tubulares más comunes usados para la construcción de FBR ha sido descrita por Tredeci (1999).

1.5. PRODUCTIVIDAD EN FOTOBIOREACTORES

1.5.1. Métodos de evaluación y comparación de sistemas de cultivo

Hay tres parámetros comúnmente utilizados para evaluar la productividad en los fotobioreactores. El primero es la productividad volumétrica (PV), que es la productividad por unidad de volumen del reactor (expresada como g/l/d), la segunda es la productividad por área (PA), que es la productividad por unidad de suelo ocupado por el reactor (expresada como g/m²/d); la tercera es la productividad del área iluminada (PAI), que es la productividad por unidad de área de reactor iluminada (expresada como g/m²/d). Se debe notar que en los sistemas verticales la superficie iluminada comprende la superficie que recibe la radiación directa y la superficie de atrás que recibe la radiación difusa y reflejada. La PV es un parámetro clave

que ilustra cuan eficiente es utilizada la unidad de volumen del reactor. Sin embargo, se debería mantener en mente que la PV es una función del número de fotones que entran en una unidad de volumen del reactor en una unidad de tiempo; y por lo tanto, depende de la s/v del reactor. A mayor radio s/v, mayor la PV. También se debe estar conciente de que reactores con alto s/v pueden lograr altas PV y que una PV de 1g/l/d tiene un significado completamente diferente al ser obtenido en un reactor de foto capa de 1 cm y otro de 5 cm. Se debe tener cuidado al discernir entre PA y PAI. En el caso de tanques y reactores horizontales o casi horizontales, la superficie de suelo ocupada por el sistema y su superficie iluminada coinciden substancialmente, y por lo tanto lo hacen la PA y la PAI. En el caso de los reactores tubulares con tubos en contacto, la superficie iluminada es 1.57 veces la superficie ocupada, entonces la ISP va a ser siempre menor que la PA y ambos parámetros pueden ser calculados fácilmente. En el caso de los reactores tubulares con espacio entre los tubos y sistemas muy inclinados o verticales, la situación es más compleja. Por

ejemplo, en reactores horizontales en serpentina es difícil decidir como computar el espacio entre los tubos. Las características de los sistemas elevados pueden ser más difíciles de evaluar, a menos que se introduzca un cuarto parámetro para la medición de la productividad: la productividad por área general.

1.5.2. Productividad por área general

Puede que, aun cuando los tres parámetros definidos anteriormente (PV, PA e PAI) son suministrados, no se logra una completa evaluación del rendimiento de un reactor en términos de productividad. Esto es particularmente cierto en el caso de los fotobioreactores elevados (por ejemplo los reactores que están dispuestos en ángulo con la horizontal). Para apreciar completamente el rendimiento de un FBR elevado, se necesita un cuarto parámetro: la productividad obtenida de la totalidad (incluyendo espacios vacíos) de suelo ocupado por los reactores que constituyen la planta. Esta producción se indica como productividad por área general o PAG (expresada en $\text{g/m}^2/\text{d}$). PAG es un método satisfactorio

para evaluar la productividad y tiene un gran significado para extrapolar y permitir la comparación entre diferentes tipos de reactores, y entre reactores y tanques.

Comúnmente, PV y PAI son calculados de los datos obtenidos de la operación de un reactor individual o de unas pocas unidades. A veces PA se obtiene, pero PA de los reactores elevados es un parámetro insignificante y debe ser evitado. En realidad, un reactor muy inclinado o vertical intercepta mucho mayor cantidad de radiación de la que incide en la superficie de terreno que ocupa el reactor (por ejemplo la protección horizontal del sistema en la tierra), y expresar la productividad de sistemas elevados en términos de PA puede llevar a una figura muy poco realista. Hay casos en los que la extrapolación de una unidad individual es el objetivo final. Por ejemplo, un FBR individual puede satisfacer completamente la necesidad de microalgas en un desovadero. PV e PAI describen correctamente el rendimiento del reactor en este caso; aunque la productividad por reactor y el costo de producción de biomasa pueden tener una gran importancia. Cuando, por el contrario, se experimenta con

una unidad individual para obtener datos que permitan extrapolar el sistema por la disposición de un número de unidades, la productividad calculada en uno de los reactores tiene un uso limitado porque la producción total va a ser muy influenciada por el modo (esencialmente la distancia) de colocar las unidades en el terreno. En este caso, para evaluar apropiadamente la productividad de un sistema muy inclinado o vertical, debe ser colocado y operado un número adecuado de unidades, y la PAG debe ser computada en base a toda el área ocupada por los reactores (incluyendo los espacios vacíos).

Si es que en la ubicación final los reactores están muy separados, su PV y PAI será alta, y no muy lejos de los valores observados en la experimentación con una unidad individual. Sin embargo, con este tipo de ajustes, la PAG va a ser menor debido al espacio libre no productivo entre los sistemas. Si los reactores están ubicados a una distancia corta, puede haber sombreado mutuo, y PV y PAI van a ser reducidos generalmente en una relación inversa con la distancia; PAG por el contrario se va a incrementar. La estrategia a ser elegida depende de

muchos factores, entre los que el costo de la tierra y del reactor son los más importantes.

El rendimiento de un FBR también puede ser evaluado por un análisis económico del costo de producción de la biomasa del sistema considerado. Sin embargo, este tipo de evaluación no es válido en todas las situaciones, debido a que el costo de producción de la biomasa puede variar mucho de un lugar a otro y con diferentes tipos de algas. Por ejemplo, algunos factores de costo que tiene un gran impacto en el costo final de la biomasa (por ejemplo el costo de la mano de obra) cambian considerablemente de un sitio a otro.

1.6. FOTOBIOREACTORES VERSUS SISTEMAS ABIERTOS

Además de la superficie expuesta, la mayor desventaja de los tanques abiertos es el hecho de que, por razones prácticas, el nivel del agua no puede ser mantenido a menos de 15 cm (por ejemplo a 150 l/m²). La cantidad óptima de cultivo productor está generalmente por debajo de los 100 g/m², por lo tanto la concentración celular del cultivo en un tanque debe ser mantenida alrededor de los 0.65 g/l o menos. Esta dilución hace que el cultivo sea más susceptible a la contaminación por

otras algas de rápido crecimiento, bacterias y protozoos. Los FBR tienen mayores radios s/v (típicamente de 20 a 200 m⁻¹l) que en los tanques abiertos (de 5 a 10 m⁻¹) y pueden sustentar concentraciones mucho más altas. La mayor densidad poblacional, junto con un ambiente más protegido y un mejor control de los parámetros de crecimiento (pH, oxígeno, CO₂ y temperatura), hace que los reactores estén más protegidos contra la invasión de microorganismos competidores.

La comparación entre los rendimientos de tanques abiertos y FBR no es fácil, debido a que la evaluación depende de varios factores, entre los cuales la especie de alga cultivada y el método adoptado para computar la productividad son los más importantes.

La *Spirulina* (*A. platensis*) es una cianobacteria muy conocida que requiere un medio de cultivo específico y selectivo, por lo que puede crecer en tanques abiertos de gran escala. Cuando *A. platensis* fue cultivada en paralelo en tanques abiertos y en un reactor tubular en serpentina, el cultivo del reactor cerrado logró en un cálculo anual una productividad por área (PA) 50-65% más alta que la de los tanques abiertos (Torzillo *et al.*, 1986). La razón de esta diferencia fue que en los reactores la mejor temperatura diaria permitió altas producciones diarias, en un período de cultivo extendido. En Julio, cuando la

productividad media de $15 \text{ g/m}^2/\text{d}$ fue sostenida en los tanques, la productividad media en el reactor tubular fue de $25 \text{ g/m}^2/\text{d}$. En el caso de *A. platensis*, es evidente que los sistemas cerrados pueden lograr una mayor productividad. ¿Porqué, entonces, *A. platensis* no es producida comercialmente en FBR?. Después de algunos intentos llevados a cabo a nivel comercial (por ejemplo, Hidrobiológica en Argentina), la conclusión inevitable ha sido que la alta concentración celular y la alta productividad de *A. platensis* lograda en FBR no compensa el alto costo de inversión y operación.

El ambiente cerrado, el alto grado de control de los parámetros de cultivo, y la alta concentración celular que se puede alcanzar en los FBR, efectivamente protege el cultivo de la contaminación y hace más fácil su manejo.

CAPÍTULO II

2. MATERIALES Y METODOS

2.1. DISEÑO DEL FOTOBIOREACTOR INDUSTRIAL

2.1.1. Criterios generales del diseño

Debido a que el clima del lugar donde se construyó el proyecto es templado se descartó utilizar un sistema de cultivo abierto y la única alternativa era un sistema cerrado que permita calentar el cultivo de manera artificial.

El cultivo bajo invernadero es muy utilizado en la serranía ecuatoriana debido a que es un sistema muy práctico y de costo relativamente bajo para proteger a los cultivos de los factores ambientales y elevar la temperatura ambiental. En el caso del FBR diseñado, el invernadero a más de elevar la temperatura del cultivo, ofrece una excelente protección de los factores

ambientales contaminantes.

El sistema de Aldanempres Cia. Ltda utiliza grandes bombas, que a su vez utilizan una gran cantidad de energía, para recircular el cultivo en la foto plataforma; debido a que el flujo tiene una gran área tangencial ($0.044-0.264 \text{ m}^2$), lo que influye directamente, como veremos más adelante, en el dimensionamiento de la bomba. Por esta razón, se ideó un sistema de foto plataforma conformado por un solo canal angosto, inclinado, y dispuesto en serpentina, que al tener un área tangencial menor (0.0498 m^2), permite utilizar una bomba más pequeña que tiene una menor demanda de energía. Aunque con un canal más angosto se podría utilizar una bomba aún más pequeña, por razones prácticas se diseñó un canal de 1.66 m de ancho.

Debido a las malas experiencias con foto capas menores a 1 cm y a las posibles dificultades constructivas, se decidió utilizar una foto capa de 3 cm de altura.

Debido a que en el sitio destinado al proyecto la temperatura ambiental nocturna es muy baja, se diseñó un tanque que, a más de permitir el bombeo del cultivo a la foto plataforma durante su operación en el día, no permita que el cultivo se enfríe durante

la noche.

Para diseñar el reactor se aplicó la teoría de flujo en canales abiertos y también los principios de dinámica de fluidos.

2.1.2. Tipo de fotobioreactor diseñado

El sistema de FBR diseñado vendría a ser una combinación del tipo plano inclinado y del de serpentina. Tiene una foto plataforma de 10 m de ancho y 100 m de largo (1.000 m²), conformada por un canal de 600 m de largo y 1.66 m de ancho dispuesto en serpentina. El canal tiene la pendiente necesaria para asegurar una adecuada velocidad de flujo y está construido con liner (geomembrana), estacas, y cables, sobre una rampa conformada en la tierra. La foto plataforma está cubierta por un invernadero de estructura metálica y plástico térmico para invernadero calibre 6. Cada FBR tiene un tanque donde el cultivo se almacena en la noche y que también sirve para bombear el cultivo durante la operación en el día. El tanque está excavado en la tierra, está impermeabilizado con liner, y también está cubierto con un invernadero de menor tamaño. El fondo del tanque tiene pendiente para facilitar el desalojo y el bombeo del cultivo. Una bomba semiaxial bombea el cultivo desde el tanque

hasta el inicio del canal por medio de una tubería relativamente corta de 6 pulgadas. Después de recorrer la foto plataforma, el cultivo regresa al tanque por medio de un desagüe ubicado al final del canal. Cada tanque cuenta con un sistema de difusión de aire y/o CO_2 , que también mantiene mezclado el cultivo y permite un adecuado intercambio de gases durante la noche. Cada tanque también cuenta con una tubería de abastecimiento de medio de cultivo y nutrientes y una de CO_2 . El volumen de cultivo cosechado sale por una derivación de la tubería de descarga de la bomba.

2.1.3. Principio de operación y funcionamiento

En la foto plataforma se produce la fotosíntesis en una foto capa de apenas 3 cm de altura. Esta pequeña altura de foto capa permite tener un índice s/v relativamente alto (33 m^{-1}), lo que a su vez permite mantener altas densidades celulares. No se escogió una altura de foto capa menor para no tener problemas con el terminado de la pendiente del canal. Por el contrario, una altura de capa mayor reduciría el radio s/v.

Como el cultivo no está confinado en un tubo, el oxígeno producto de la fotosíntesis se libera con facilidad en la foto

plataforma y no se acumula en niveles peligrosos.

Durante las horas de luz, el cultivo recircula constantemente entre el tanque y la foto plataforma. El flujo obtenido en la foto plataforma y las irregularidades del canal producen la mezcla necesaria.

El cultivo se calienta gracias al efecto invernadero que se produce en la fotoplataforma y a la gran superficie expuesta al sol en relación al volumen del cultivo ($33 \text{ m}^{-1} \text{ s/v}$); funcionando como un gran intercambiador de calor. La temperatura se puede controlar con la manipulación de las ventanas del invernadero.

Durante la noche el cultivo se mantiene caliente gracias a que permanece protegido en el tanque, que además de ser construido en tierra y estar protegido con un pequeño invernadero, tiene muy poca superficie expuesta al aire por su bajo radio s/v ($0.8 \text{ m}^{-1} \text{ s/v}$). El sistema de difusión del tanque permite inyectar el CO_2 requerido por el cultivo, facilita el intercambio gaseoso y mantiene mezclado el cultivo.

2.1.4. Radio superficie/volumen (S/V)

En vista de que la foto capa tiene una altura de 3 cm, el índice

s/v del FBR diseñado es de 33 m^{-1} , calculado de la siguiente manera:

$$\text{Índice} = s/v$$

Donde:

$$s = \text{superficie ocupada por el cultivo} = 1.000 \text{ m}^2$$

$$v = \text{volumen de cultivo} = \text{superficie} \times \text{altura de foto capa} = 1.000 \text{ m}^2 \times 0.03 \text{ m}$$

$$v = 30 \text{ m}^3$$

Entonces:

$$s/v = 1.000 / 30 = 33 \text{ m}^{-1}$$

2.1.5. Orientación e inclinación

Debido a las características del terreno disponible, la orientación de todos los FBR es en el eje norte-sur. Esta orientación, junto a la topografía del terreno y características del FBR evitan al máximo el sombreado entre las unidades de cultivo.

La disposición en serpentina y la pendiente del canal forman una fotoplatформа con una inclinación de 6° con la horizontal en dirección al oeste, lo que permite captar mejor la luz del sol en las primeras horas de la mañana.

2.1.6. Acumulación de oxígeno

La acumulación de oxígeno no es un problema gracias a que el cultivo no está confinado en un tubo. La aireación que el cultivo recibe durante la noche también permite un adecuado intercambio de gases.

2.1.7. Mezcla

La tasa de flujo típica de un reactor en serpentina es de 20 a 30 cm/s (ver 1.4.4). Con una tasa de flujo menor, el cultivo corre el riesgo de sedimentarse y no mezclarse de manera adecuada. Si bien flujos mayores producirán mayor turbulencia, el requerimiento de energía necesariamente también será cada vez mayor (por las leyes de la energía).

La velocidad de flujo escogida para el diseño es de 30 cm/s, que podría considerarse como la mínima velocidad de flujo necesaria para tener una buena mezcla, con la menor demanda de energía.

La velocidad de flujo es uno de los parámetros que nos permite dimensionar la bomba que se encargará de enviar el cultivo del tanque hasta el inicio del canal de la fotoplataforma.

2.1.8. Control de temperatura

En los invernaderos, la temperatura del aire puede alcanzar fácilmente los 50° C. Debido a que la temperatura ambiental fluctúa entre los 12 y 24 °C, la temperatura del agua expuesta al ambiente tiene temperaturas similares. Debido al diferencial de temperatura entre el aire del invernadero y el agua del cultivo, se produce una transferencia del calor del aire al agua. La gran superficie de contacto entre el aire y el agua favorece la transferencia de calor y el sistema se comporta como un eficiente intercambiador de calor.

Para aumentar la temperatura del cultivo es suficiente mantener cerrado el invernadero; mientras que para mantener o reducir la temperatura es suficiente manipular las ventanas del invernadero.

2.1.9. Abastecimiento de dióxido de carbono

El CO₂ necesario para el crecimiento del cultivo se obtiene del gas de escape de generadores que utilizan como combustible gas licuado de petróleo (GLP). La combustión del GLP en los generadores produce grandes cantidades de CO₂, y gracias a

la pureza de este combustible, no existe riesgo de contaminación. El gas de escape de los generadores se conduce hasta los FBR por medio de una tubería. Con la ayuda de un soplador conectado en serie, el gas se inyecta en los tanques de cultivo con un juego de difusores. Cada soplador tiene un juego de dos tomas que permite escoger si se va a inyectar gas de escape o aire. La cantidad de CO₂ requerido se controla fácilmente con el pH del cultivo.

2.1.10. Materiales de construcción

El canal que conforma la fotoplataforma es construido con liner de polietileno de alta densidad con protección UV, cables, y estacas; sobre una rampa conformada en la tierra. El período de vida útil del liner de polietileno con protección UV es superior a los 10 años, pero la reparación de este material requiere herramientas especiales.

El tanque está impermeabilizado con liner de PVC, debido a que al ser un material más flexible, se acopla mejor a la excavación del tanque en la tierra. El período de vida útil del liner de pvc es superior a los 10 años y es fácilmente reparable con una pega especial.

El liner de polietileno es más barato que el liner de PVC y tiene mayor resistencia mecánica. El liner de PVC en cambio es más flexible y más fácil de reparar.

Los invernaderos tienen estructura metálica, que tiene vida útil superior a los 10 años y es fácil de construir. La cubierta es de plástico para invernadero calibre 6, con una transparencia del 90%, y su durabilidad es de 2 años.

La tubería utilizada es de PVC debido a que es la más barata y fácil de conseguir e instalar.

Las bombas utilizadas son de tipo axial porque manejan bajas presiones pero altos caudales. Por el tipo de impeler que utilizan, no existe el riesgo de producir ruptura de las células causada por el funcionamiento mecánico de la bomba.

CAPÍTULO III

3. RESULTADOS

3.1. CÁLCULOS

3.1.1. Pendiente del canal

La velocidad de flujo (V) en canales abiertos está dada por la siguiente fórmula de Manning:

$$V = (1/C)(R)^{2/3}(P)^{1/2}$$

Donde:

C = coeficiente de aspereza del material del que está hecho el canal (liner)

R = radio hidráulico del canal

P = pendiente del canal expresada en m de altura por cada m de canal (m/m).

Si despejamos la pendiente P, tenemos la siguiente fórmula:

$$P = [(C)(V)]^2 / \sqrt[3]{R^4}$$

El radio hidráulico R se calcula con la siguiente fórmula:

$$R = A / PH$$

Donde:

A = área tangencial al flujo

$$A = \text{ancho} \times \text{altura} = 1.66 \text{ m} \times 0.03 \text{ m} = 0.0498 \text{ m}^2$$

PH = perímetro húmedo (perímetro en contacto con el agua)

$$PH = \text{lado} + \text{lado} + \text{ancho} = 0.03 \text{ m} + 0.03 \text{ m} + 1.66 \text{ m} = 1.72 \text{ m}$$

Entonces:

$$R = 0.498 \text{ m}^2 / 1.72 \text{ m} = 0.0289 \text{ m}$$

Si los valores de C y de V son respectivamente:

$$C = 0.0124$$

$$V = 30 \text{ cm/s} = 0.3 \text{ m/s}$$

Entonces:

$$P = [(A)(V)]^2 / \sqrt[3]{R^4}$$

$$P = [(0.0124)(0.3)]^2 / \sqrt[3]{(0.0289)^4}$$

$$P = [0.00372]^2 / \sqrt[3]{0.000000697}$$

$$P = 0.0000138 / \sqrt[3]{0.000000697}$$

$$P = 0.0000138 / 0.00886$$

$$P = 0.00155 \text{ m/m} = \mathbf{16 \text{ cm/100m} = 0.16\%}$$

3.1.2. Bomba

El caudal requerido Q se calcula con la siguiente fórmula:

$$Q = A \times V$$

Donde:

$$A = \text{área tangencial del flujo} = 0.0498 \text{ m}^2$$

$$V = \text{velocidad de flujo} = 0.3 \text{ m/s}$$

Entonces:

$$Q = 0.0498 \text{ m}^2 \times 0.3 \text{ m/s} = 0.0149 \text{ m}^3/\text{s} = 15 \text{ l/s} = \mathbf{240 \text{ gpm}}$$

La altura dinámica total ADT se calcula de la siguiente manera:

$$ADT = Cc + Cd + Pe$$

Donde:

Cc es cabezal de carga, altura desde el nivel del agua hasta el eje de la bomba

$$Cc = -1 \text{ m}$$

Cd es cabezal de descarga, altura desde el eje de la bomba hasta el nivel de la descarga

$$Cd = 5 \text{ m}$$

Pe son las pérdidas del sistema, que debido a la sencillez del sistema se calculan empíricamente como 10 % del ADT.

Entonces:

$$\text{ADT} = (-1) + (5) + \text{Pe}$$

$$\text{ADT} = 4 + \text{Pe}$$

$$\text{ADT} = 4 + (10\%)$$

$$\text{ADT} = 4 + 0.4$$

$$\text{ADT} = 4.4 \text{ m} = 14.4 \text{ pies}$$

Utilizando el gráfico de rendimiento de la bomba semiaxial Hidromac tipo KGG-4BM (anexo A) con estos datos se deduce que para trabajar en estas condiciones con una eficiencia de aproximadamente el 62 %, esta bomba requiere un impeler de 8¾" y una potencia de 1½ HP.

3.1.3. Volumen del tanque

El volumen del tanque VT está definido por el volumen de la fotoplataforma VFT y el volumen requerido en el tanque para poder bombear el cultivo VPB. Así tenemos:

$$\text{VT} = \text{VFT} + \text{VPB}$$

$$\text{VFT} = \text{Superficie} \times \text{altura} = 1.000 \text{ m}^2 \times 0.03 \text{ m} = 30 \text{ m}^3$$

El volumen que se requiere en el tanque para poder bombear el

cultivo VPB es de una manera empírica el 33 % del volumen de la fotoplataforma:

$$VPB = VFT (33 \%) = 30 (33 \%) = 9.9 \text{ m}^3$$

Entonces:

$$VT = 30 \text{ m}^3 + 9.9 \text{ m}^3 = 39.9 \text{ m}^3 = \mathbf{40 \text{ m}^3}$$

3.1.4. Exposición a la luz

La exposición a la luz se puede calcular de la siguiente forma:

$$Q = V / T$$

Donde:

$$Q = \text{caudal} = 0.0143 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = \text{volumen de la fotoplataforma} = 30 \text{ m}^3$$

T = tiempo en segundos

Despejando T tenemos:

$$T = V / Q$$

Entonces, el tiempo necesario para pasar el canal de la fotoplataforma es:

$$T = 30 / 0.0143$$

$$T = 2.097 \text{ s} = 35 \text{ minutos}$$

Y el tiempo total de cada ciclo es:

$$T = 40 / 0.0143$$

$$T = 2.797 \text{ s} = 47 \text{ minutos}$$

Por lo tanto, el número de ciclos por hora NC es:

$$NC = 60 / 47$$

$$NC = 1.3 \text{ ciclos/h}$$

Entonces la exposición E a la luz es:

$$E = 60 / NC$$

$$E = 60 / 1.3$$

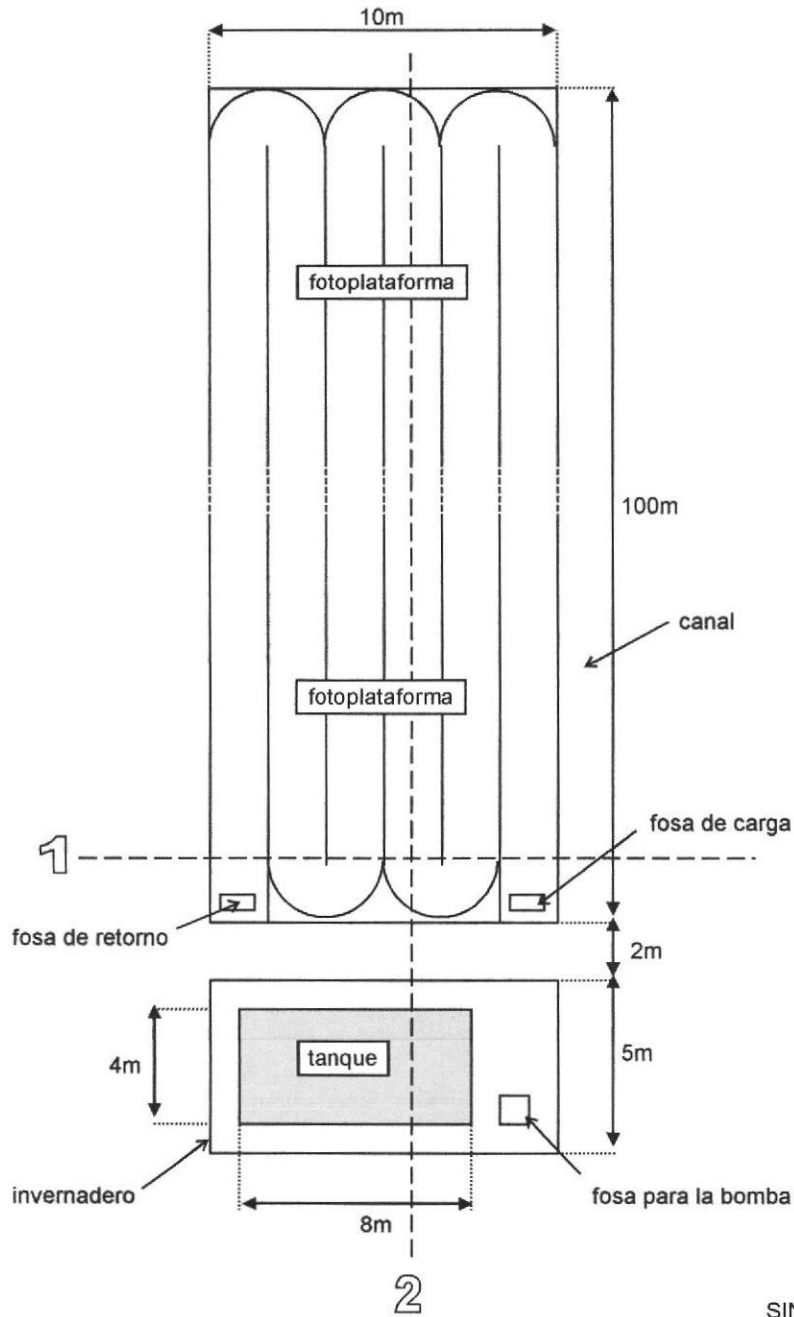
$$E = \mathbf{46 \text{ minutos/h}}$$

Este valor implica que debido al diseño del FBR solo se podrá aprovechar el 77% de la radiación solar diaria. Considerando que el FRB opera un promedio de 10 horas al día, el cultivo en realidad solo está expuesto unas 7.7 horas a la luz del sol cada día. Por lo tanto, teóricamente, el FBR pierde un 23% de su real potencial de productividad.

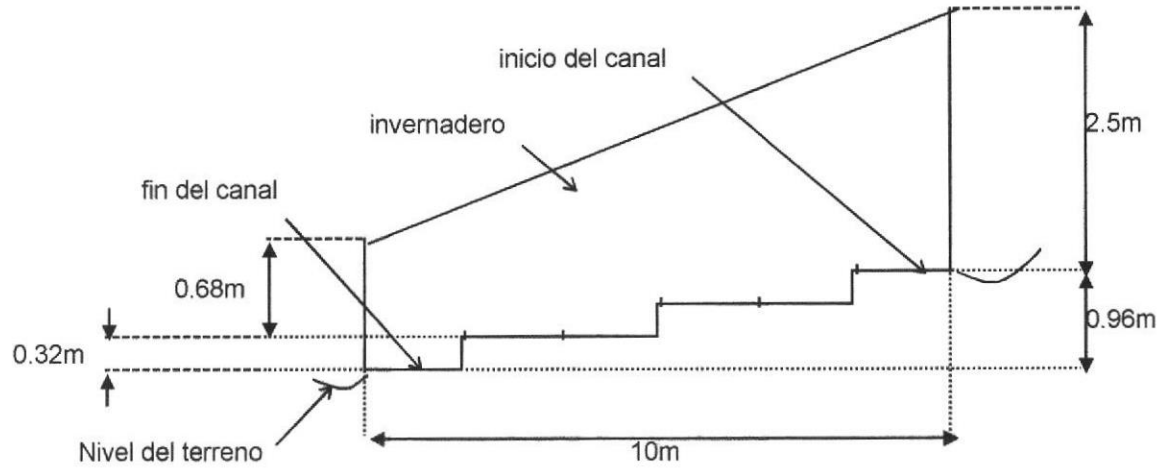
3.2. PLANOS

En las páginas siguientes se presentan varios planos que detallan el diseño del FBR.

FOTOBIOREACTOR DE 1000M² - VISTA EN PLANTA

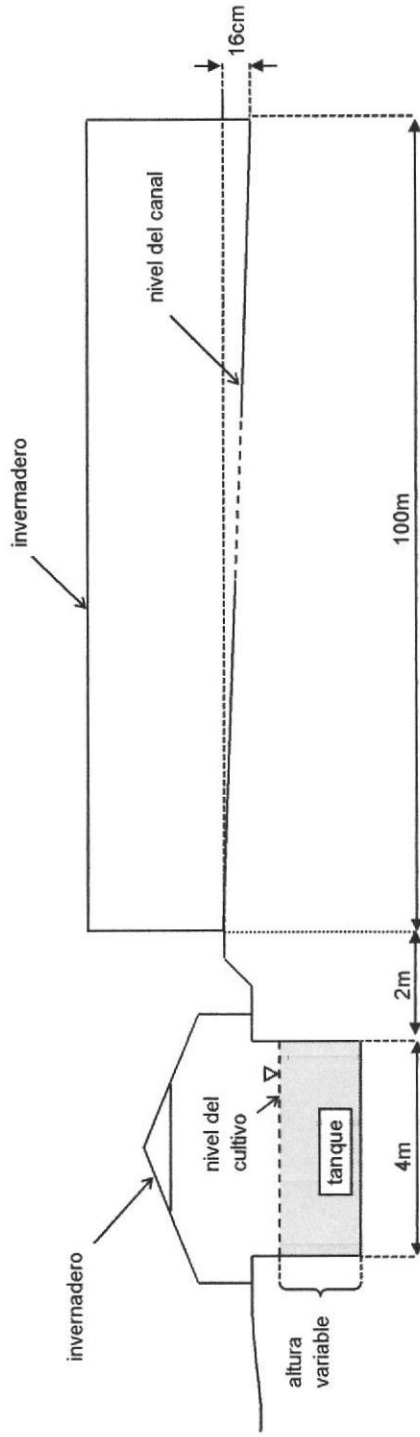


FOTOBIOREACTOR DE 1000M2 - CORTE 1



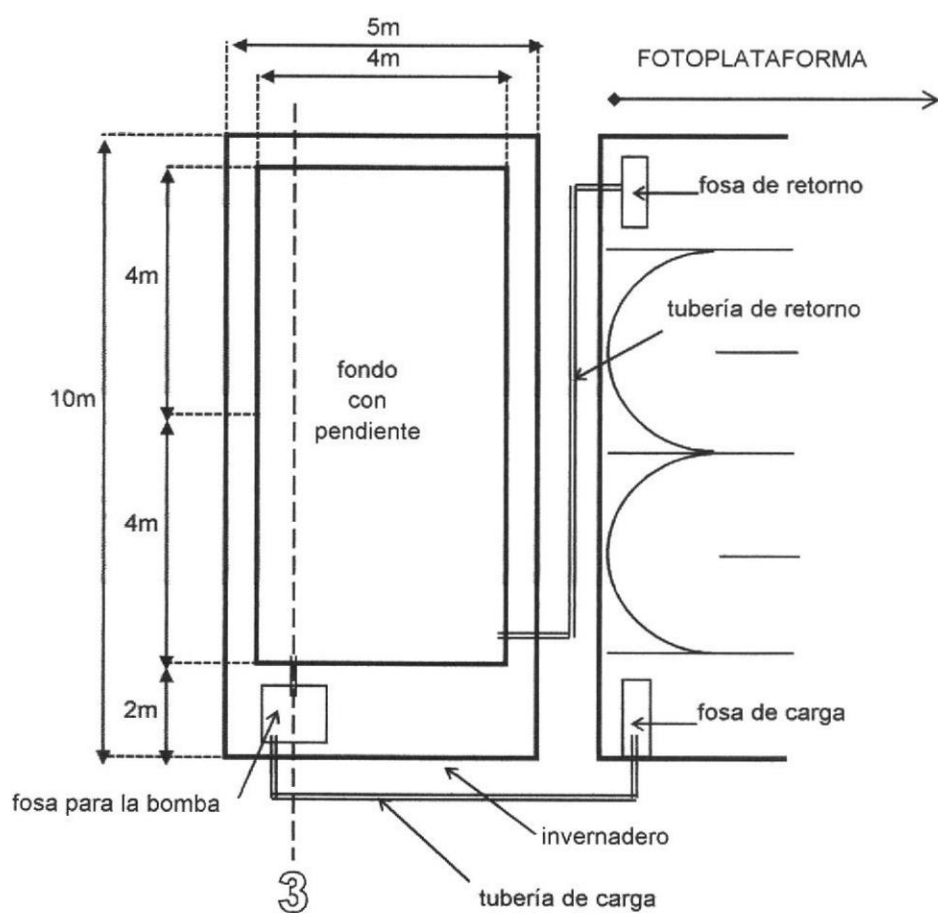
SIN ESCALA

FOTOBIOREACTOR DE 1000M2 - CORTE 2



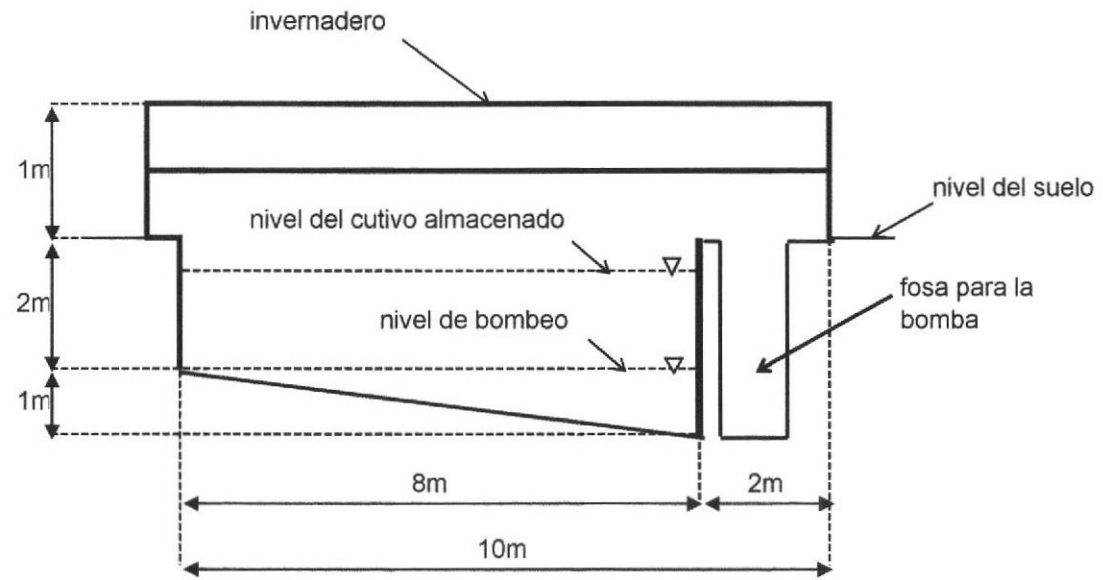
SIN ESCALA

TANQUE - VISTA EN PLANTA



SIN ESCALA

TANQUE - CORTE 3



SIN ESCALA

3.3. PRESUPUESTO GENERAL DE CONSTRUCCIÓN

En la tabla I se presenta el presupuesto general para la construcción de un fotobioreactor de 1.000 m². Los precios unitarios incluyen los materiales, la mano de obra, las herramientas, el transporte y la energía (costos directos). El precio total no incluye los costos indirectos (diseño, dirección técnica).

Tabla I: Presupuesto de construcción de un fotobioreactor de 1000 m².

Rubro	Cantidad	Unidad	P. Unitario (\$)	Subtotal (\$)
Movimiento de tierra con tractores	1	global	2,000.00	2,000.00
Conformación manual de rampa	1,000	m ²	0.80	800.00
Construcción de estructura metálica de invernadero	1,050	m ²	3.50	3,675.00
Instalación de plástico de invernadero.	1,400	m ²	1.50	2,100.00
Construcción de estructura del canal	1,000	m ²	0.80	800.00
Geomembrana, hdpe, 0.75 mm en canal	1,200	m ²	2.50	3,000.00
Geomembrana, pvc, 0.50 mm en tanque	500	m ²	2.50	1,250.00
Bomba semiaxial	1	u	2,500.00	2,500.00
Motor eléctrico de 1.5 HP	1	u	250.00	250.00
Tubería y accesorios	1	global	200.00	200.00
Instalaciones eléctricas	1	global	200.00	200.00
			Precio total:	16,775.00
			Costo por m2:	16.78

3.4. CONSTRUCCIÓN

El primer paso para construir los FBR fue conformar el terreno con una pendiente de 5.5° con la ayuda de un tractor de buldózer. Cada uno de los 6 niveles del canal fue conformado con la ayuda de una motoconformadora. La nivelación y acabado final de la rampa del canal se hizo a mano (Figura 13).



Figura 13: Vista de las rampas conformadas en el terreno.

La estructura del invernadero se fijó al terreno por medio de pequeños plintos de hormigón en las base de los tubos verticales de cada sercha (Figura 14). El resto de los componentes de la estructura del invernadero se fijaron con suelda o pernos. El plástico de la cubierta y de las paredes del invernadero se fija a la estructura con tiras de

madera.

La estructura de los canales se construyó con estacas elaboradas a partir de tubos metálicos, cables de acero trenzado, alambres y liner (Figura 15). El liner de polietileno se puso sobre la rampa de tierra y se fijó a la estructura del canal con grapas.

El tanque (Figura 16) se excavó en el terreno con la ayuda de una retroexcavadora. El liner de PVC fue instalado por una empresa especializada y fue anclado a los bordes del tanque. La fosa para la bomba fue reforzada con paredes de bloque. Sobre el tanque también se construyó un invernadero más sencillo y de menor tamaño.

El acabado del FBR incluye la colocación de la bomba, de la tubería y de la instalación eléctrica (Figura 17).



Figura 14: Construcción de la estructura de los invernaderos.



Figura 15: Estructura del canal.



Figura 16: Construcción del tanque.



Figura 17: Bomba

3.5. OPERACIÓN Y EVALUACIÓN

Desde el punto de vista hidráulico y operativo, el FBR diseñado funciona totalmente de acuerdo a lo planificado (Figura 18).



Figura 18: FBR en plena operación.

3.5.1. Control de temperatura

En un día despejado, el cultivo empieza a circular en la mañana con una temperatura de 22° C, alcanza los 32° C a las 11:00 h momento en el que es necesario abrir las ventanas del invernadero para controlar la temperatura. A las 16:00 es necesario cerrar las ventanas para evitar que el cultivo se enfríe. Al final del día el cultivo regresa al tanque con una temperatura de 30°C.

En un día cubierto, el cultivo empieza a circular en la mañana con una temperatura de 22° C y alcanza los 30° C a las 13:00 h.

No es necesario abrir las ventanas y al final del día el cultivo regresa al tanque con una temperatura de 24° C.

De acuerdo a estos datos, en la noche el cultivo pierde apenas unos 2° C en la noche y el control de temperatura es muy eficiente.

3.5.2. Abastecimiento de CO₂

En condiciones normales, el cultivo amanece con pH de 9.8 y en el transcurso del día puede llegar hasta 10.3; por lo que durante la noche es necesario inyectar CO₂ (del gas de escape) en el tanque (Figura 19). En días de alta productividad ha sido necesario inyectar CO₂ también en el día.

Si bien se ha logrado controlar el pH del cultivo, es evidente que el sistema de difusión del CO₂ en el tanque debe ser mejorado.



Figura 19: Vista del tanque.

3.5.3. Consumo de energía

La bomba consume 1.000 watt (1.3 HP), por lo que el índice de consumo de energía es de 1 watt/m^2 . Al comparar este valor con el índice de consumo de energía de Aldanempres Cia. Ltda. (4 watt/m^2) y el índice de energía típico de un raceway (3 watt/m^2) podemos ver que, en términos energéticos, el sistema diseñado es mucho más eficiente.

3.5.4. Productividad

Aunque con las condiciones ambientales adecuadas la PAI al inicio del cultivo puede alcanzar los $15 \text{ g/m}^2/\text{d}$, empieza a caer

proporcionalmente al tiempo de vida del medio de cultivo pudiendo llegar a $4 \text{ g/m}^2/\text{d}$ al cabo de 3 meses de operación. Justamente, se ha observado que uno de los factores que más afecta la productividad del cultivo es el estado químico del medio de cultivo (Richmond, 2004).

La tabla II presenta la PV y la PAI calculadas en base a datos de producción obtenidos en los 3 años de operación de los FBR de Mertens & Aso. S.A. En esta tabla se puede observar que la PV promedio que ha logrado el sistema de cultivo diseñado es 0.13 g/l y que la PAI promedio es $5.5 \text{ g/m}^2/\text{d}$. Eso significa que, en promedio el FBR de 1000 m^2 diseñado produce 5.5 kg de biomasa de Spirulina por día.

La reducción de la productividad que se observa en la tabla I está relacionada con el cambio de las condiciones climáticas de la zona donde está ubicada la planta. Hasta el año 2006 el verano de la sierra duraba 3 meses, el invierno también duraba unos 3 meses y el clima del resto del año era una situación intermedia. En los años 2007 y 2008 no hubo verano y el clima de todo el año correspondía al de una temporada invernal.

Tabla II: PV y PAI de Mertens & Aso. S.A. calculadas en base a los datos de producción anuales.

Año	Producción Anual (Kg)	Tiempo De Operación (d)	Volumen del Sistema (m3)	Superficie Iluminada (m2)	PV (g/l/d)	PAI (g/m2/d)
2006	8.800	120	400	10.000	0.18	7.3
2007	4.837	90	400	10.000	0.13	5.4
2008	4.393	120	400	10.000	0.09	3.7
Promedios	6.010				0.13	5.5

CAPÍTULO IV

4. DISCUSIÓN

El relativamente alto radio s/v (33 m^{-1}) del FBR diseñado permite mantener una alta densidad celular (de hasta 100 g/m^2). La alta densidad celular a su vez permite utilizar una menor cantidad de medio de cultivo y reduce drásticamente el costo del medio de cultivo y de la cosecha. Sin embargo, la alta densidad celular también produce problemas con el manejo de los nutrientes y la microbiología del cultivo.

La orientación de los FBR permite aprovechar mejor la luz del sol en las primeras horas de la mañana. Esta orientación podría ser una desventaja en las horas de la tarde, pero debido a las condiciones climáticas de la zona, la luminosidad de la mañana generalmente es mejor que la del final del día. La inclinación de los FBR también permite un mejor aprovechamiento de los rayos solares de la mañana pero además evita el sombreado mutuo entre reactores.

La acumulación del oxígeno fotosintético que es un gran limitante en FBR

tubulares, no es un problema en el sistema diseñado debido a que se libera con facilidad en el canal de la fotoplataforma y en el tanque.

Aunque no se observa sedimentación de la Spirulina en el canal de la fotoplataforma, se ha observado que en varios tramos el flujo se hace laminar y hace falta turbulencia, pese a las irregularidades que tiene el canal. Por lo tanto, es necesario evaluar un aumento en la velocidad de flujo o la posibilidad de agregar dispositivos que mejoren la mezcla.

Aunque el sistema de invernadero permite un adecuado calentamiento y control de la temperatura del cultivo en los días cálidos, es necesario mejorar el sistema de calentamiento en los días fríos.

El abastecimiento de CO₂ en general funciona bastante bien debido a la gran disponibilidad de gas de escape, pero es necesario mejorar la eficiencia del sistema de difusión en el tanque.

Los materiales con los que fueron contruidos los FBR han demostrado tener una gran resistencia y durabilidad.

El costo de construcción del sistema es bastante razonable, tomando en cuenta el costo de construcción de otros sistemas de FBR en el mundo.

En términos energéticos, el FBR diseñado ha demostrado ser muy eficiente y esto repercute favorablemente en el costo de producción.

La tabla III muestra la productividad volumétrica (PV) y la productividad por área iluminada (PAI) de algunas empresas dedicadas a la producción

industrial de Spirulina calculadas en base a los datos de producción que han reportado. Lo primero que se puede notar en esta tabla es que las empresas que tienen un menor volumen de producción son las que utilizan FBR. Las empresas que utilizan sistemas abiertos tipo raceway tienen un gran tamaño y manejan un gran volumen y área de cultivo. Las empresas que utilizan FBR tienen una mayor PV comparada con las empresas con sistemas abiertos. Sin embargo, podemos observar que la PAI de las empresas con sistemas abiertos es más alta que la de las empresas con FBR. La PV de Aldanempres Cia. Ltda. es ligeramente mayor que la de Mertens & Aso. S.A. debido a la menor altura de foto capa, la diferencia encontrada en la PAI no está relacionada con el diseño de los FBR. Tomando en cuenta que el promedio de la PAI de estas empresas es $6.1 \text{ g/m}^2/\text{d}$ con una desviación estándar de 0.6, se podría concluir que la productividad del FBR diseñado está dentro del promedio mundial. Pero se debe recordar que la PV o la PAI lograda en cada empresa no depende únicamente del diseño del reactor; sino que depende más bien de la interacción de varios factores, entre los que la cepa de Spirulina, el diseño del reactor, el manejo del cultivo y los factores ambientales (luz y temperatura) son los más importantes. Los resultados alcanzados en el inicio del cultivo demuestran que el potencial de productividad es mayor y que podría ser mejorado al mejorar la vida útil del medio de cultivo con un tratamiento. La PA y la PAG no fueron calculadas en

la tabla 2 debido a que no se contaba con los todos los datos de los sistemas de cultivo necesarios.

Finalmente, el FBR diseñado ha demostrado tener una gran fiabilidad y varias ventajas en la operación. Estas ventajas incluyen las facilidades para la siembra, para el abastecimiento de nutrientes, aire y CO₂; y también para realizar la limpieza del sistema y la cosecha.

Al contrario de la mayoría de FBR, el FBR diseñado ofrece grandes facilidades para realizar la limpieza del sistema.

El sistema de cubierta con invernadero es muy transparente y ofrece grandes ventajas en la operación y mantenimiento del sistema.

En el punto 4.1 se resumen las ventajas del diseño y en el punto 4.2 las desventajas del diseño.

Tabla III: Productividad volumétrica (PV) y productividad por área iluminada (PAI) de algunas empresas dedicadas a la producción industrial de Spirulina, calculadas en base a datos de producción reportados.

Empresa	Tipo de Sistema	Producción Anual (Ton)	Volumen del Sistema (m³)	Superficie Iluminada (m²)	PV (g/l/d)	PAI (g/m²/d)
Cyanotech Corporation	Raceways	250	15.000	100.000	0,05	6,8
Earthrise Farms	Raceways	360	22.500	150.000	0,04	6,6
Genix S.A.	T. circulares	73	5.250	35.000	0,04	5,7
Aldanempres Cia. Ltda.	FBR	14	200	6.450	0,19	6.0
Mertens & Aso. S.A.	FBR	33	820	20.500	0,13	5.5
Promedio						6.1
Desviación estándar						0.6

4.1. VENTAJAS DEL DISEÑO

1. Alto radio s/v y por consiguiente alta densidad celular, menor costo del medio de cultivo y menor costo de la cosecha.
2. Orientación adecuada que permite captar mejor la luz del sol en las primeras horas de la mañana.
3. Inclinação adecuada que permite aprovechar mejor los rayos de sol de la mañana y evita el sombreado mutuo entre reactores.
4. Liberación adecuada del oxígeno fotosintético.
5. Mezcla adecuada el cultivo en el canal y en el tanque del FBR.
6. Adecuado control de temperatura del cultivo.
7. Buen abastecimiento de CO₂.
8. Materiales de construcción resistentes y duraderos
9. Costo de construcción relativamente bajo.
10. Facilidades de operación en la siembra, en la cosecha y en el mantenimiento del cultivo.
11. Facilidades para realizar la limpieza del sistema.
12. Buena recolección de los sedimentos en el tanque.
13. Facilidades para un adecuado intercambio de gases.
14. La cubierta de plástico es muy transparente, es relativamente durable y de fácil reemplazo.
15. Poca evaporación (< 10%).

4.2. DESVENTAJAS DEL DISEÑO

1. La alta densidad celular del cultivo hace que la concentración de sustancias inhibidoras del crecimiento en el medio de cultivo también sea alta y esto produce reducción en la productividad del sistema.
2. La alta densidad celular también reduce la disponibilidad de nutrientes y hace que el cultivo sea más susceptible a los cambios químicos del medio.
3. La menor dilución del cultivo hace que la materia orgánica generada por el cultivo también este más concentrada y a su vez la concentración de las flora acompañante sea mayor.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. La conclusión general de este trabajo es que el fotobioreactor para cultivo industrial de Spirulina diseñado es un sistema totalmente confiable y eficiente.
2. Los 3 años de operación continua demuestran que también es un sistema sustentable en el tiempo.
3. Como en todo diseño, el sistema de cultivo propuesto es susceptible de ser mejorado.
4. Los datos presentados demuestran que para que un sistema de cultivo tenga una buena productividad es imprescindible que el lugar escogido para el montaje del proyecto tenga las condiciones climáticas más favorables.
5. Es necesario investigar métodos de tratamiento del medio de cultivo para de esta manera prolongar su período de vida útil y reducir los problemas derivados de su deterioro en el tiempo.

6. Sería interesante diseñar un sistema similar con un canal construido con un material alternativo que permita reducir el costo de construcción.
7. Una torre de difusión de CO₂ puede ayudar a que la inyección de este gas en el cultivo sea más eficiente.
8. Es preferible contratar los servicios de empresas especializadas en la instalación de los invernaderos y de las geomembranas.

BIBLIOGRAFÍA

1. Hu, Q., Faiman, D. & Richmond, A. (1998) Optimal tilt angles of enclosed reactors for growing photoautotrophic microorganism outdoors. *J. Ferment. Bioeng.*, 85, 230-6.
2. Lee, Y.K. & Low, C.S. (1991) effect of photobioreactor inclination on the biomassproductivity of an outdoor algal culture. *Biotechnol. Bioeng.*, 38, 995-1000.
3. Molina Grima, E. (1999) Microalgae, mass culture methods. In: *Encyclopedia of Bioprocess Technology: Fermentation, Biocatalysis and Bioseparation* (ed M.C. Flickinger & S.W. Drew), pp. 1753-69. J. Wiley & Sons, New York.
4. Pirt, S.J. (1983) Patent UK 2, 118 ,572 (to Queen Elizabeth College, University of London).
5. Pulz, O. & Sheibenbogen, K (1998) *Photobioreactors: design and*

- performance with respect to light energy input. In: *Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology* (ed. T. Sheper), pp 123-52, Springer-Verlag, Berlin.
6. Richmond, A. (2004) *Handbook of Microalgal Culture*. Blackwell Science Ltd. 178-210, 264, 267.
 7. Torzillo, G., Puschparaj, B., Bocci, F., Balloni, W., Materassi, R., & Florenzano, G. (1986) Production of *Spirulina* biomass in closed photobioreactors. *Biomass*, 11, 61-74.
 8. Tredici, M.R. & Chini Zittelli, G. (1997) Cultivation of *Spirulina* (*Arthrospira*) *platensis* in flat plate reactors. In: *Spirulina platensis (Arthrospira): Physiology, Cell-biology and Biotechnology* (ed. A. Vonshak), pp 117-30. Taylor & Francis, London.
 9. Tredici, M.R. (1999) Photobioreactors. In: *Encyclopedia of Bioprocess Technology: Fermentation, Biocatalysis and Bioseparation* (ed. M.C. Flickinger & S.W. Drew), pp. 395-419. J. Wiley & Sons, New York.
 10. Vonshak, A. (1996). *Spirulina platensis (Arthrospira)*, Physiology, cell-biology and biotechnology. Taylor & Francis. 221-224.
 11. Weissman, J.C., Goebel, R.P. & Benemann, J.R. (1988) Photobioreactor design: mixing, carbon utilization and oxygen accumulation. *Biotechnol. Bioeng.*, 31, 336-44.

ANEXOS

ANEXO A

**GRÁFICO DE RENDIMIENTO DE LA BOMBA SEMIAXIAL HIDROMAC TIPO
KGG-4BM**

SECTION 121.6 CURVE No. 794
 DATED 7-1-57

IMPELENTE MONO VANE

4B x 4

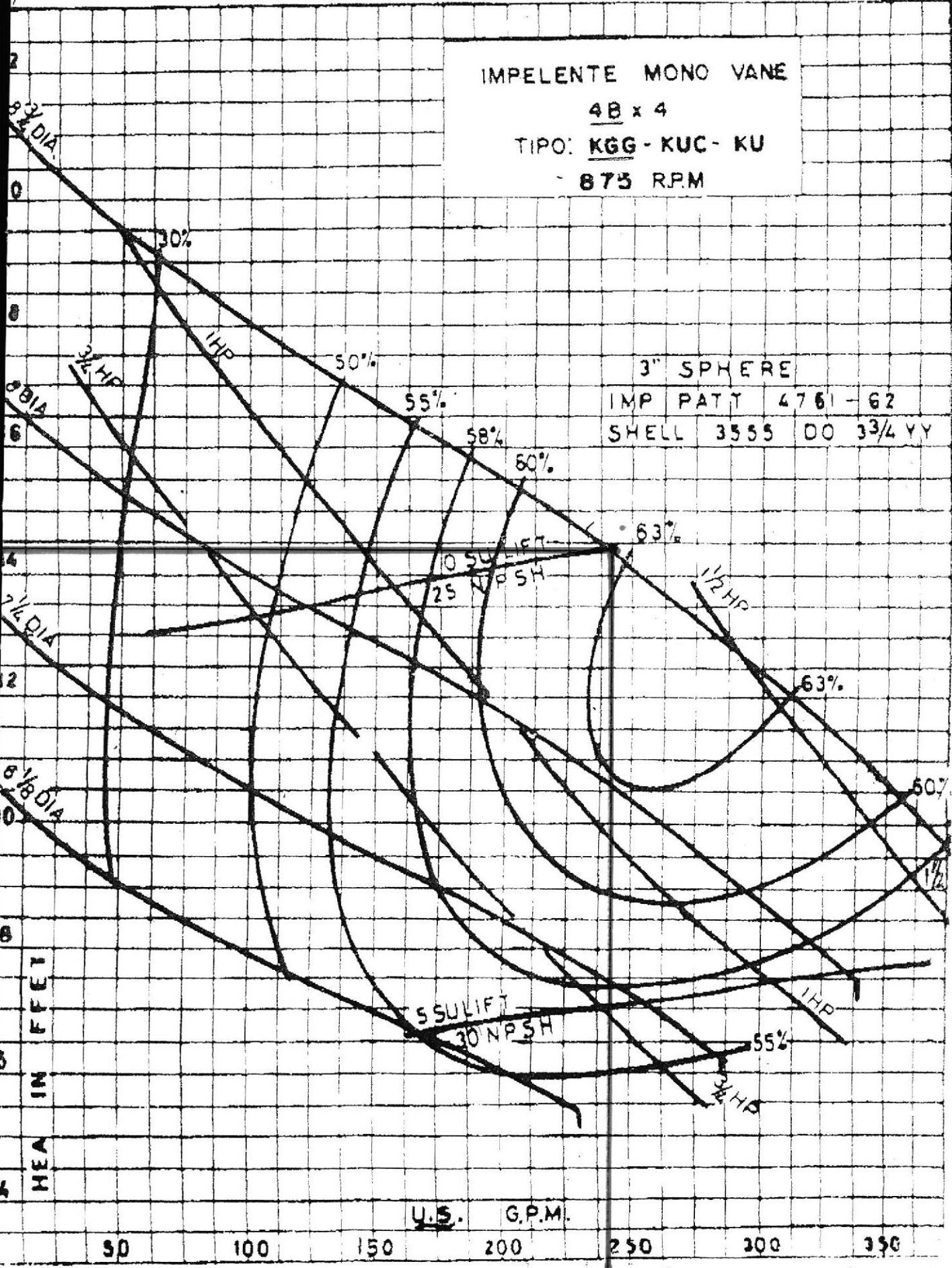
TIPO: KGG - KUC - KU

875 RPM

3" SPHERE

IMP PATT 4761-62

SHELL 3555 DO 33/4 YY



U.S. G.P.M.

50

100

150

200

250

300

350

HEAD IN FEET

3 3/4 DIA
 3 DIA
 2 1/2 DIA
 2 1/8 DIA