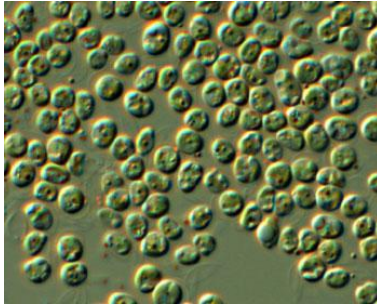




Producción en fotobiorreactores: tipología y características, parámetros de control, rendimiento, cosechado y procesado y caracterización nutricional del producto. Fases del bioproceso experimental



María del Carmen Cerón García
mcceron@ual.es



Vigo, 26 de septiembre de 2019

ASPECTOS GENERALES DEL DISEÑO DE FOTOBIOREACTORES

La selección del fotobioreactor es función de la aplicación final

Compuestos puros:

EPA, AA, DHA
Astaxantina
Beta-caroteno
Luteína
Ficocianinas
Ficoeritrinas

Biomasa

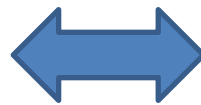
Alimento animal
Acuicultura
Alimentos funcionales



Biocombustibles
Biodiesel
Bioetanol
Biogás
Biofertilizantes
Bioestimulantes

Bioremediación
Gases de combustión
Agua residual
Suelos

TECNOLOGÍA DE
PRODUCCIÓN



PROCESADO DE
LA BIOMASA

ASPECTOS GENERALES DEL DISEÑO DE FOTOBIOREACTORES

Simple



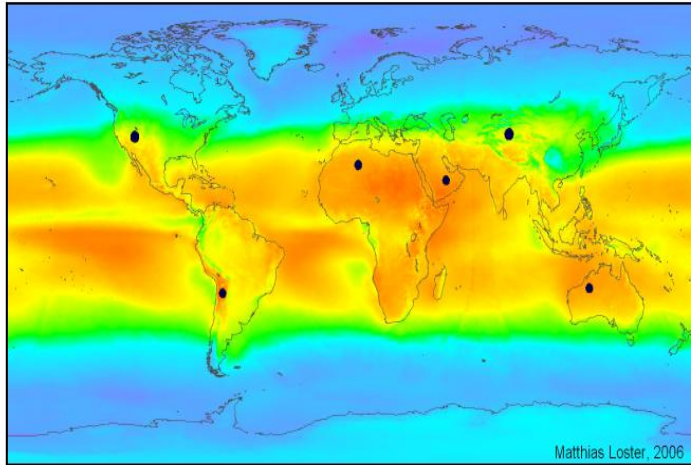
Complejo



Entre dos opciones la más simple siempre es la más adecuada

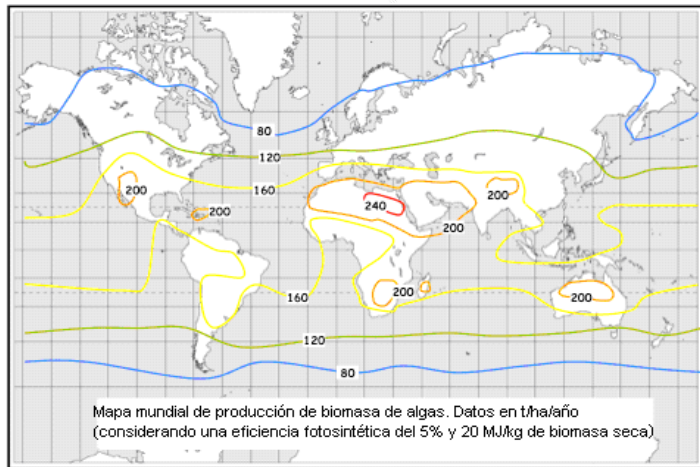
ASPECTOS GENERALES DEL DISEÑO DE FOTOBIOREACTORES

Disponibilidad de radiación solar



0 50 100 150 200 250 300 350 W/m²

Σ● = 18 TWe



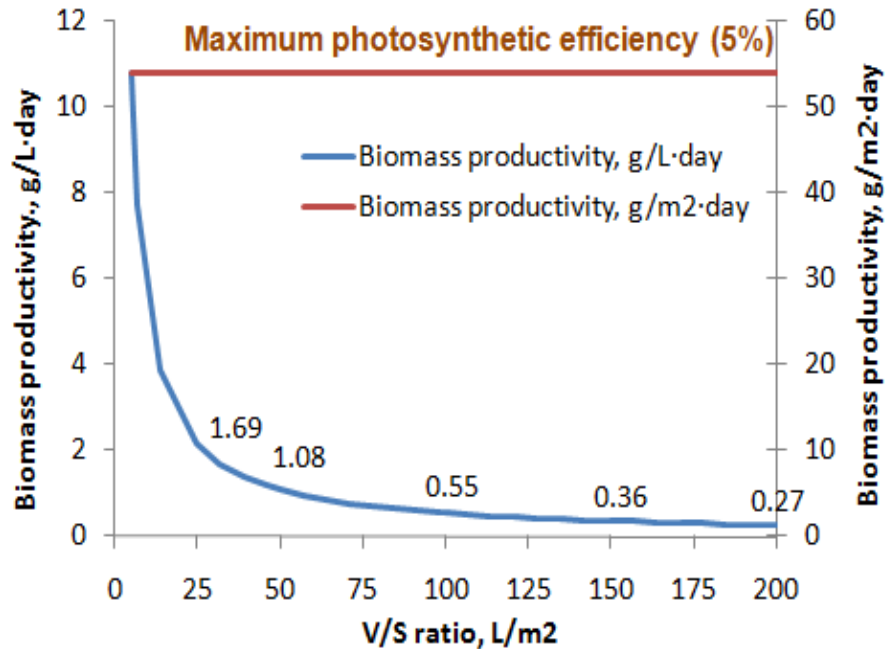
La disponibilidad de radiación solar determina la productividad máxima de biomasa que puede alcanzarse.

La radiación solar en zonas templadas es de 250 W/m², equivalente a 21.6 MJ/m²·día o 2160 kWh/m²·año

Considerando un 5% de eficiencia fotosintética y un calor de combustión de la biomasa de 20 MJ/kg, hasta 190 t/ha·año de biomasa se puede producir en zonas templadas

ASPECTOS GENERALES DEL DISEÑO DE FOTOBIOREACTORES

Productividad de biomasa máxima

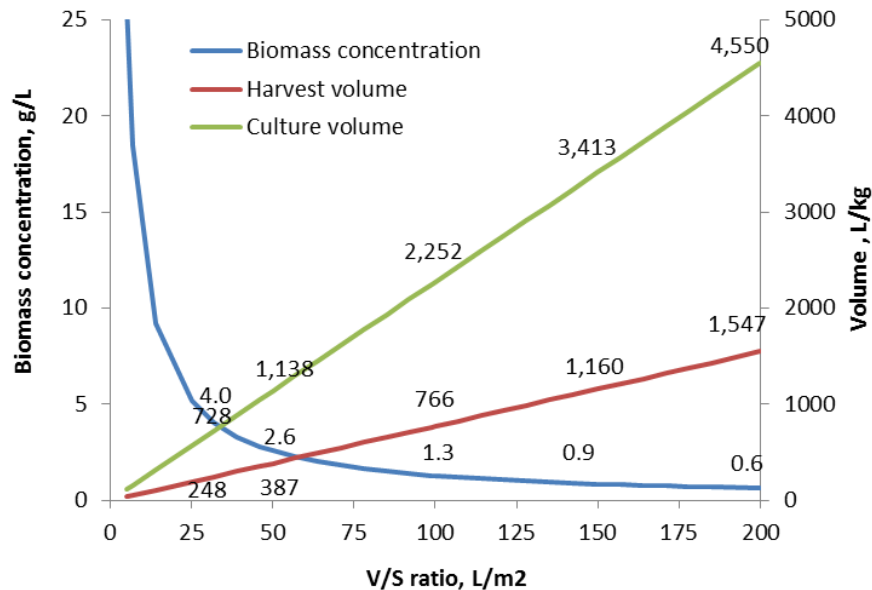


- La producción máxima de biomasa está limitada a 54 g/m²·día en zonas templadas, por lo que la productividad máxima por unidad de volumen está determinada por la relación V/S del reactor
- Si se opta por reactores con alta relación V/S la productividad volumétrica es baja (0.27 g/L·día para V/S=200 L/m²)
- Si se opta por reactores con baja relación V/S la productividad volumétrica es alta (1.69 g/L·día para V/S=25 L/m²)

$$Pb_{vol} \left[\frac{g}{m^3 \cdot day} \right] = \frac{Pb_{area} \left[\frac{g}{m^2 \cdot day} \right]}{V/S \left[\frac{m^3}{m^2} \right]}$$

ASPECTOS GENERALES DEL DISEÑO DE FOTOBIOREACTORES

Volumen de reactor y cosechado requeridos



La velocidad específica de crecimiento de las microalgas es del orden de 1 día^{-1} , y como la máxima producción de cualquier microorganismo se obtiene para una velocidad de dilución igual al 50% de la velocidad específica máxima, se puede aproximar que la dilución óptima en reactores de microalgas es de 0.4 día^{-1}

$$C_{b_{vol}} \left[\frac{g}{m^3} \right] = \frac{P_{b_{vol}} \left[\frac{g}{m^3 \cdot day} \right]}{D \left[\frac{1}{day} \right]}$$

$$V_{culture} \left[m^3 \right] = \frac{M_{day} \left[\frac{g}{day} \right]}{P_{b_{vol}} \left[\frac{g}{m^3 \cdot day} \right]}$$

$$V_{harvest} \left[\frac{m^3}{day} \right] = V_{culture} \left[m^3 \right] \cdot D \left[\frac{1}{day} \right]$$

Teniendo en cuenta este valor de velocidad de dilución óptima, tanto el volumen de reactor como el de cosechado necesarios para producir una unidad de masa de microalgas quedan definidos por la relación V/S del reactor

TIPOS DE FOTOBIOREACTORES

Escala de reactores abiertos y cerrados

Agricultura	Gran escala	Convencional	Micro-escala
Sistemas abiertos (Raceway)	> 100 ha	> 10 ha	> 1 ha
Sistemas cerrados (Fotobioreactores)	> 1.000 m ³	> 100 m ³	> 10 m ³
Biotecnología industrial	Fermentación a gran escala	Fermentación convencional	Laboratorio y escala piloto
Sistemas cerrados (Fermentadores)	> 1.000 m ³	> 100 m ³	> 10 m ³

Vítor Verdelho Vieira (2014) Microalgae for Fuels and Beyond: the leading trends in 2013; International Society for Applied Phycology Newsletter, pp 5-17.

TIPOS DE FOTOBIOREACTORES

Fotobioreactores abiertos y cerrados

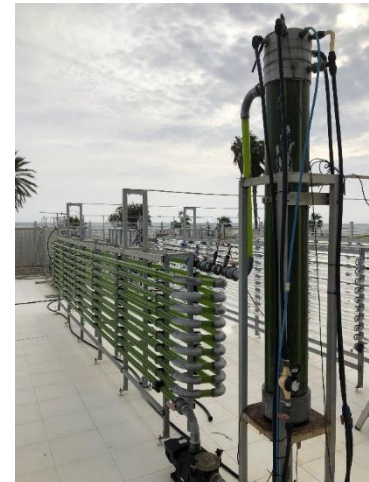
Reactores abiertos (contacto directo entre el cultivo y el ambiente)

- Gran escala
- Baja concentración de biomasa
- Bajo coste de producción
- Baja capacidad de control
- Alto riesgo de contaminación
- Válido sólo para cepas tolerantes a condiciones extremas



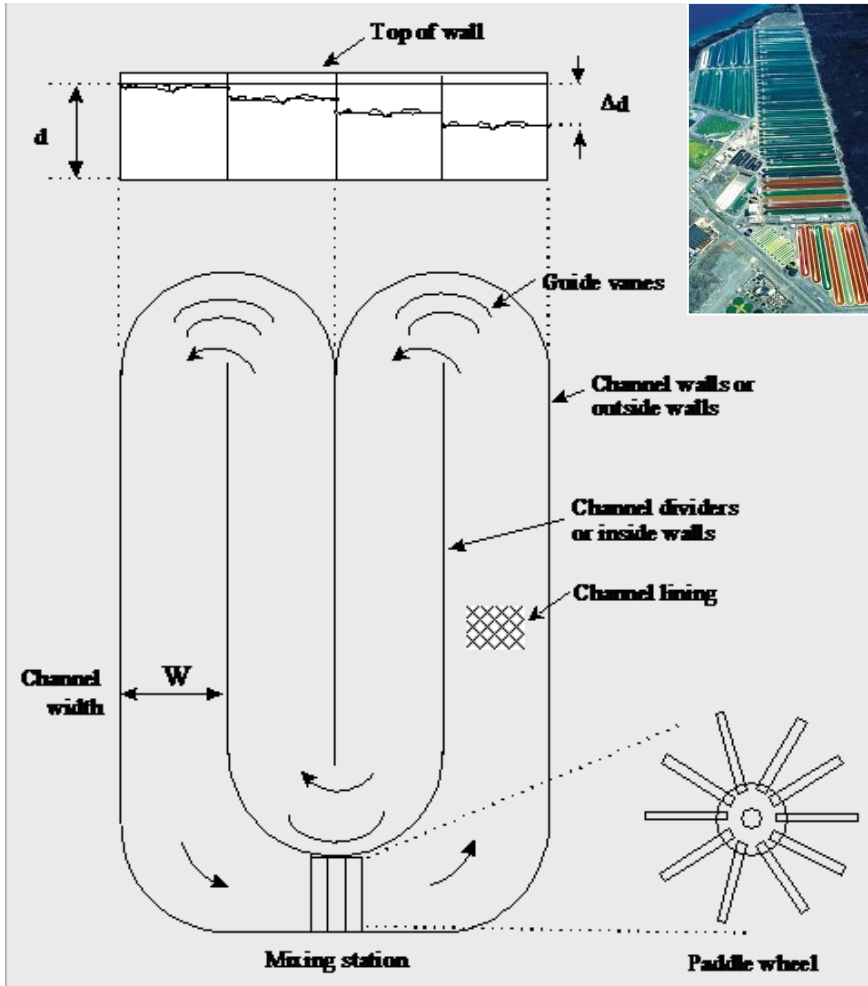
Fotobiorreactores cerrados (cultivo separado del ambiente exterior)

- Pequeña escala
- Alta concentración de biomasa
- Alto coste de producción
- Alta capacidad de control
- Bajo riesgo de contaminación
- Válido para cualquier cepa



TIPOS DE FOTOBIOREACTORES

Reactores abiertos: Raceways



Productividad de biomasa

0.015 kg/m²·día (~45 ton/ha·año)

Concentración de biomasa

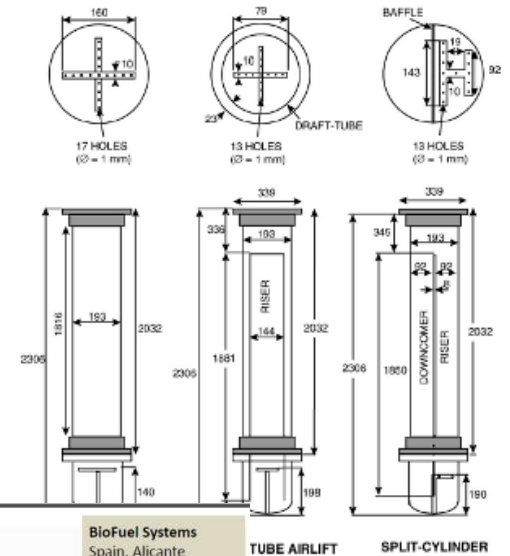
0.5 kg/m³ (0.25 kg/m³)

Relacion volumen /superficie

0.2-0.4 m³/m²

TIPOS DE FOTOBIOREACTORES

Fotobioreactores cerrados: Columnas de burbujeo



TIPOS DE FOTOBIOREACTORES

Fotobioreactores cerrados: Reactores tubulares



Productividad de biomasa

0.050 kg/m²·día (~100 ton/ha·año)

Concentración de biomasa

3.0 kg/m³ (1.5 kg/m³)

Relación volumen/superficie

0.04-0.08 m³/m²

TIPOS DE FOTOBIOREACTORES

Fotobioreactores cerrados: Reactores planos



Productividad de biomasa

0.035 kg/m²·día (~80 ton/ha·año)

Concentración biomasa

2.0 kg/m³ (1.0 kg/m³)

Relación volumen/superficie

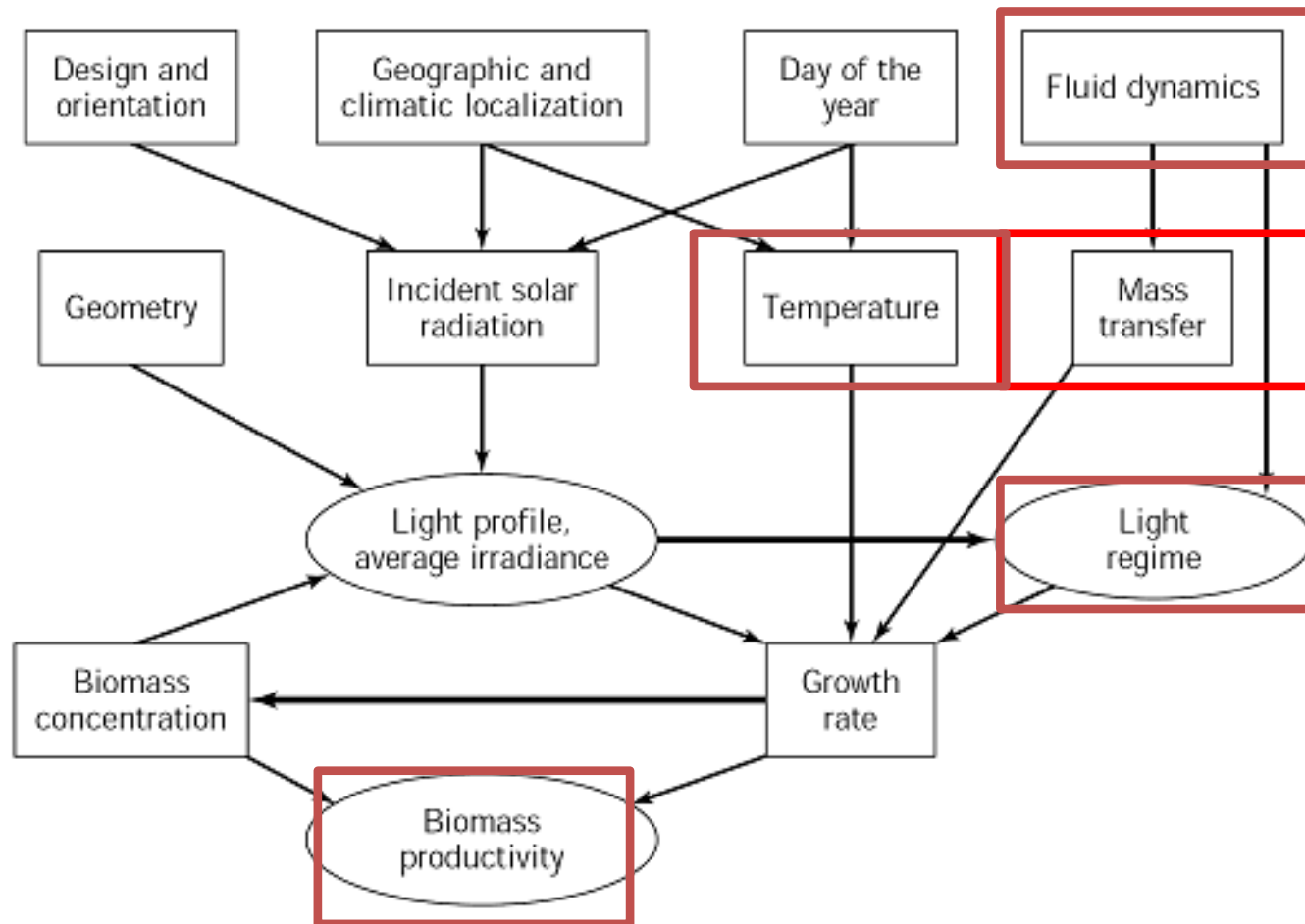
0.07-0.1 m³/m²

CONTROL DE FOTOBIOREACTORES

¿Porqué es necesario mover y controlar la temperatura de los cultivos de microalgas?



Para maximizar el rendimiento de los cultivos es necesario optimizar tanto la transferencia de materia, como la fluidodinámica y temperatura del cultivo



Relationship between major factors influencing the biomass productivity of microalgal mass cultures (from E. Molina Grima 1999, Encyclopedia of Bioprocess Technology: Fermentation, Biocatalysis and Bioseparations. 1753-1769)

NECESIDAD DEL SUMINISTRO DE ENERGÍA

Suministro de energía

Se debe suministrar energía para:

1. Aumentar la transferencia de masa y evitar niveles tóxicos de oxígeno
2. Reducir los gradientes de nutrientes en el cultivo
3. Evitar la sedimentación de las células en el reactor
4. Forzar las células a moverse entre las zonas iluminadas y oscuras del reactor

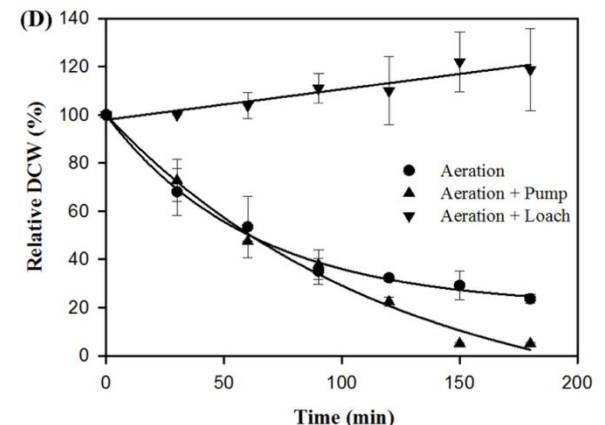
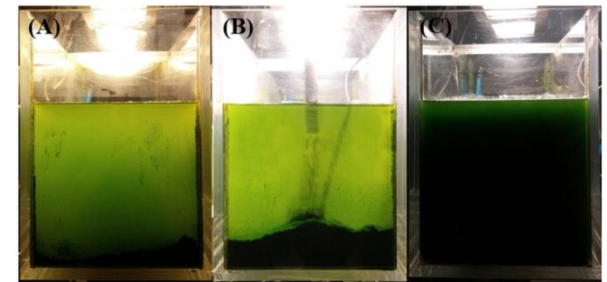


Se puede suministrar energía mediante:

1. Burbujeo de aire
2. Agitación mecánica
3. Impulsión del fluido

La energía suministrada puede dañar las células por:

1. Interacciones burbuja-célula
 - a. En los orificios de inyección de gas
 - b. Por choque o coalescencia de burbujas
 - c. Explosión de burbujas en la superficie
2. Interacciones de las células con partes mecánicas
3. Interacciones célula-pared
4. Interacciones célula-liquido

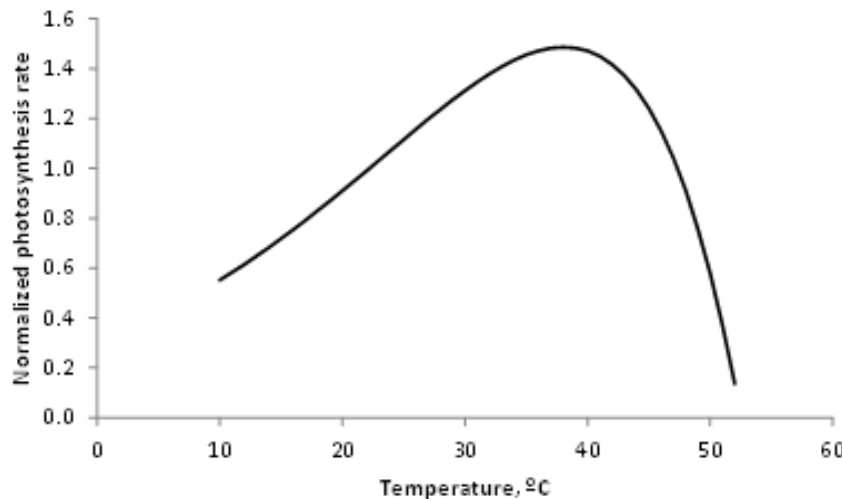


NECESIDAD DEL CONTROL DE TEMPERATURA

Control de temperatura

Importancia del control de temperatura:

Para maximizar el rendimiento de los cultivos se debe mantener la temperatura óptima, pero sobre todo es necesario disponer de mecanismos de control de la temperatura para evitar el sobrecalentamiento de los mismos que puede conducir a la muerte del cultivo

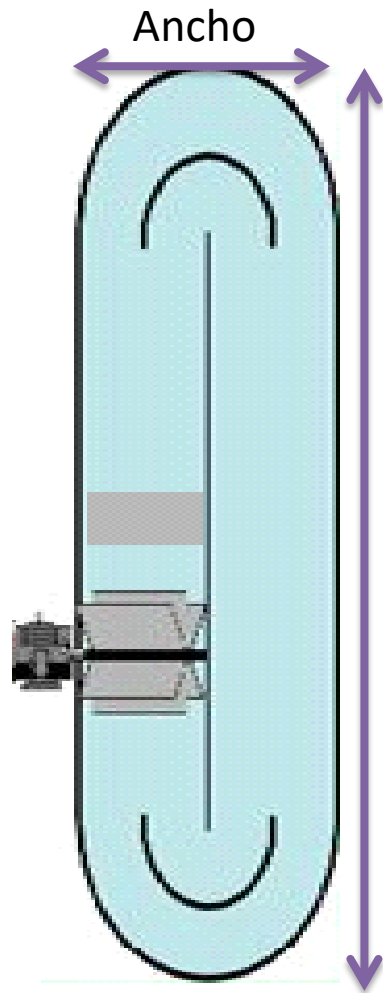


Principales factores a tener en cuenta:

1. La temperatura óptima y el rango de temperaturas tolerables por la cepa
2. La fuente de frío/calor a utilizar
3. El equipo de transferencia de calor requerido

SUMINISTRO DE ENERGÍA EN RACEWAY

Diseño del reactor raceway



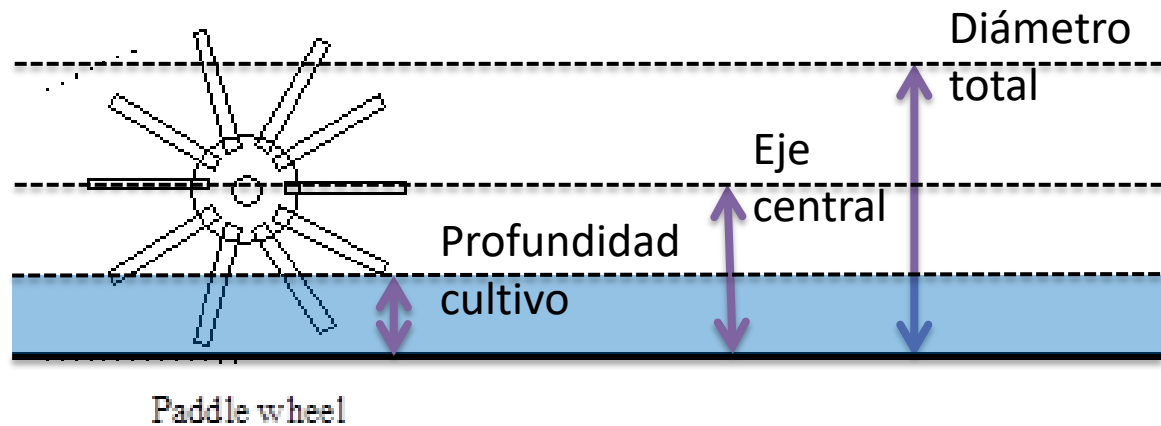
$\text{Largo/Ancho} = 10\text{-}20$

$\text{Profundidad} = 0.2\text{-}0.4 \text{ m}$

$\text{Eje central} = 2 \times \text{Profundidad}$

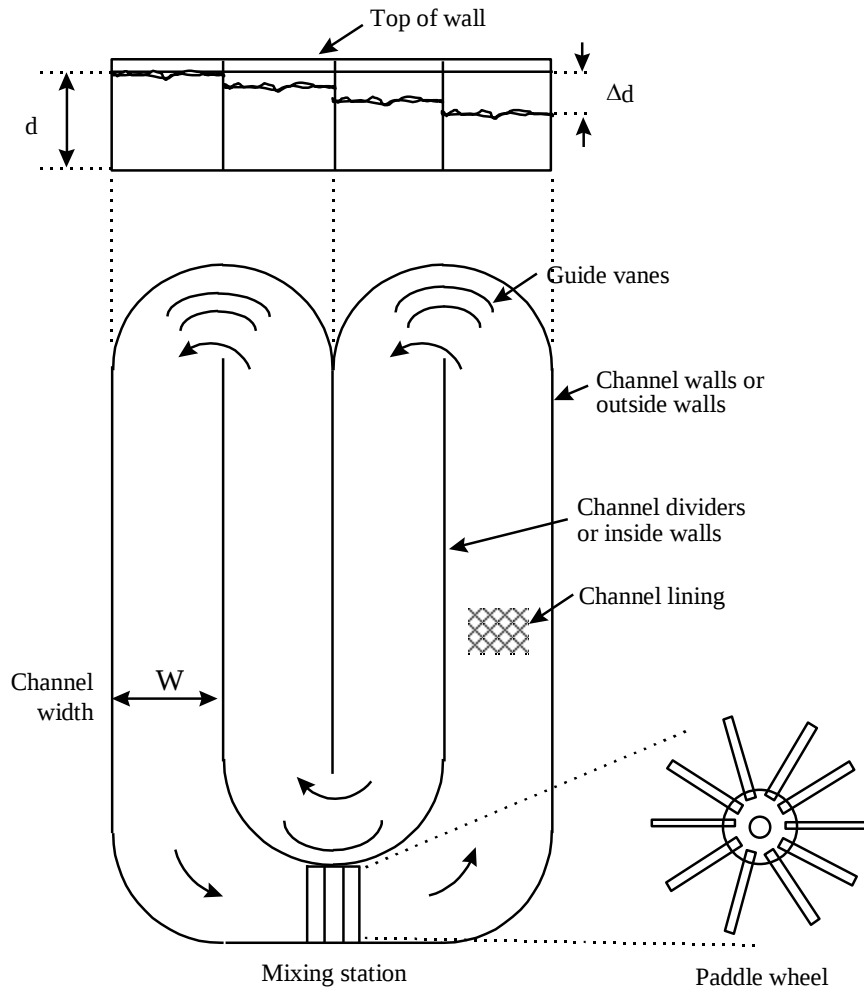
$\text{Diámetro} = 2 \times \text{Eje central}$

$\text{Deflectores} = 10\text{-}12$



SUMINISTRO DE ENERGÍA EN RACEWAY

Circulación del cultivo en reactores raceway



Ostwald, W.J. (1988) Microalgal Biotechnology, eds. Borowitzka and Borowitzka, pp 357-94, Cambridge University Press, Cambridge.

SUMINISTRO DE ENERGÍA EN RACEWAY

Influencia de la velocidad del liquido en el consumo de energía

OPTIMAL DEPTH = 20 cm

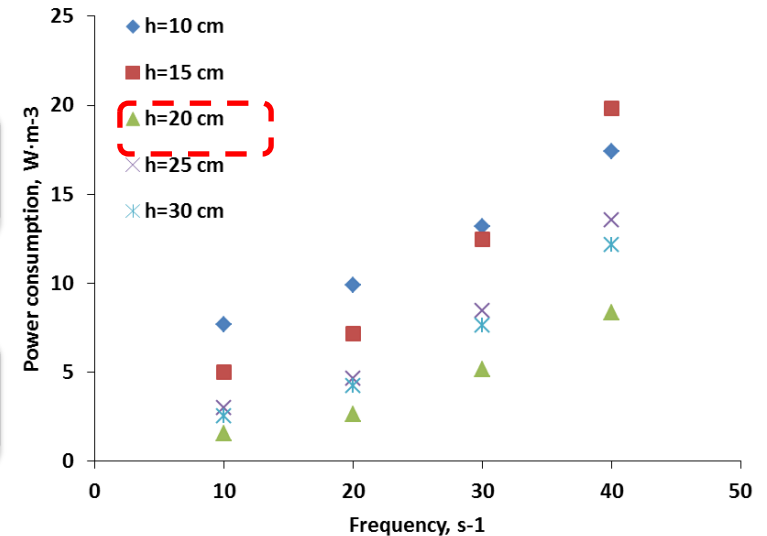
Mayor

Elevado consumo energía
Baja velocidad

Menor

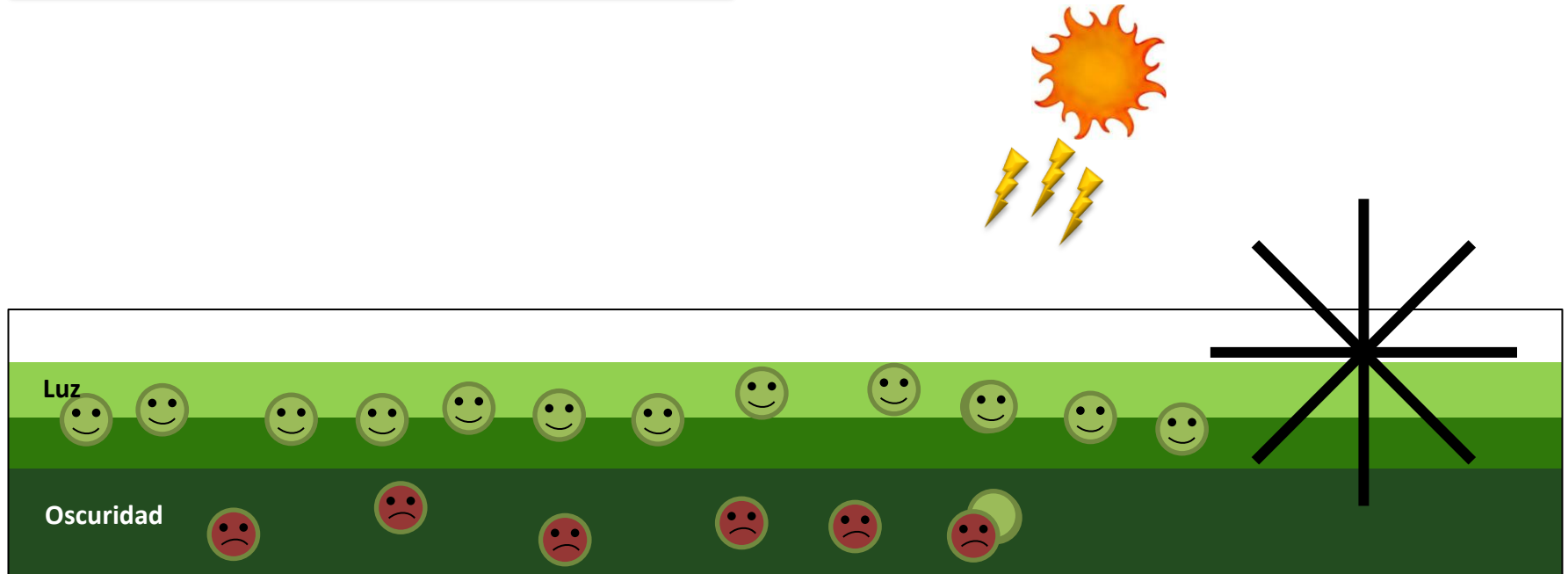
Bajo consumo de energía
Baja velocidad

Profundidad
óptima



SUMINISTRO DE ENERGÍA EN RACEWAY

Consecuencias de inadecuada mezcla



Consecuencias de baja mezcla:

- Reducción de ciclos luz/oscuridad.
 - Optimo: $0.3-1.0 \text{ s}^{-1}$
 - Real: $0.01-0.03 \text{ s}^{-1}$

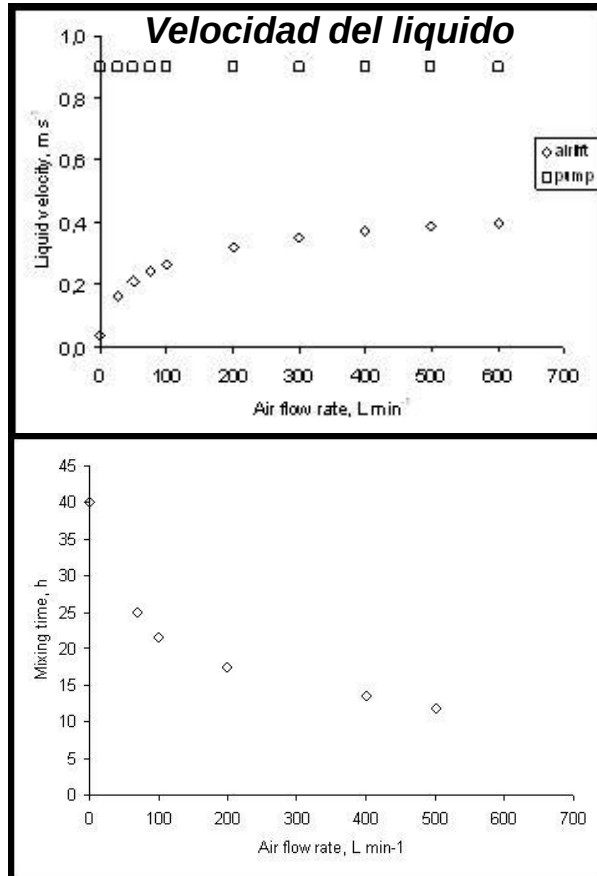


Baja productividad

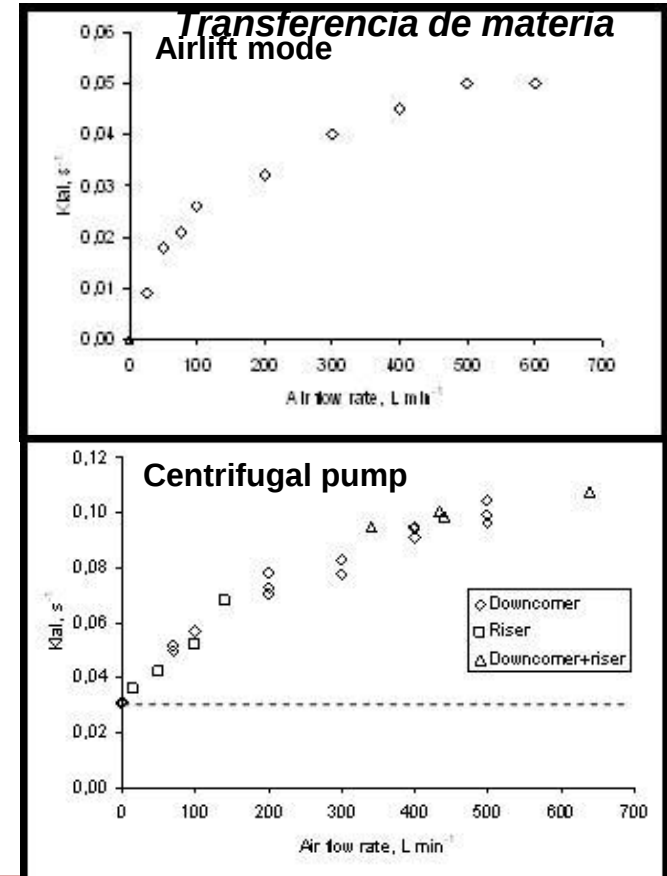
La utilización de elevados diámetros de tubo y bajas velocidades de circulación favorecen la disminución del consumo de energía

SUMINISTRO DE ENERGÍA EN TUBULARES

Airlift versus bomba centrífuga



- Utilizando bomba centrífuga se puede alcanzar una velocidad de 0.9 m/s
- El tiempo de mezcla es menor de 24 h



- El coeficiente de transferencia de masa es mucho mayor cuando se utiliza bomba centrífuga
- En todo caso, es siempre necesario aportar aire para al desorción de oxígeno en la columna de burbujeo

La circulación del cultivo se puede conseguir tanto neumáticamente como mediante bombas centrífugas

SUMINISTRO DE ENERGÍA EN TUBULARES

Influencia del suministro de energía en la productividad del reactor

Comparación: bomba centrífuga versus reactor airlift

MODO AIRLIFT :

Date	Dilution, 1/h	I_0 , $\mu\text{Em}^{-2}\text{s}^{-1}$	I_{av} , $\mu\text{Em}^{-2}\text{s}^{-1}$	DO_2 , %Sat.	pH	Temp., °C	C_b , g L^{-1}	P_b , $\text{g L}^{-1}\text{day}^{-1}$	Efficiency, % global radiation
14-April	0.03	581	114	272.0	8.25	24.3	0.99	0.26	1.3
25-April	0.03	836	105	244.4	8.03	24.0	1.44	0.38	1.7
2-May	0.03	582	117	251.9	8.24	20.8	0.88	0.18	1.7
11-May	0.04	650	203	194.0	7.84	22.6	0.63	0.23	1.0

MODO BOMBA CENTRIFUGA:

Date	Dilution, 1/h	I_0 , $\mu\text{Em}^{-2}\text{s}^{-1}$	I_{av} , $\mu\text{Em}^{-2}\text{s}^{-1}$	DO_2 , %Sat.	pH	Temp., °C	C_b , g L^{-1}	P_b , $\text{g L}^{-1}\text{day}^{-1}$	Efficiency, % global
7-April	0.042	523	40	236	8.13	26.8	2.18	1.05	5.9%
16-April	0.042	631	44	258	8.05	28.4	2.41	1.16	5.2%
12-May	0.048	570	52	285	8.02	23.1	2.30	1.10	4.1%

Cuando se utiliza bomba centrífuga la velocidad del líquido es mayor y se obtienen mayores productividades así como eficiencia de utilización de la luz

ENSUCIAMIENTO EN TUBULARES

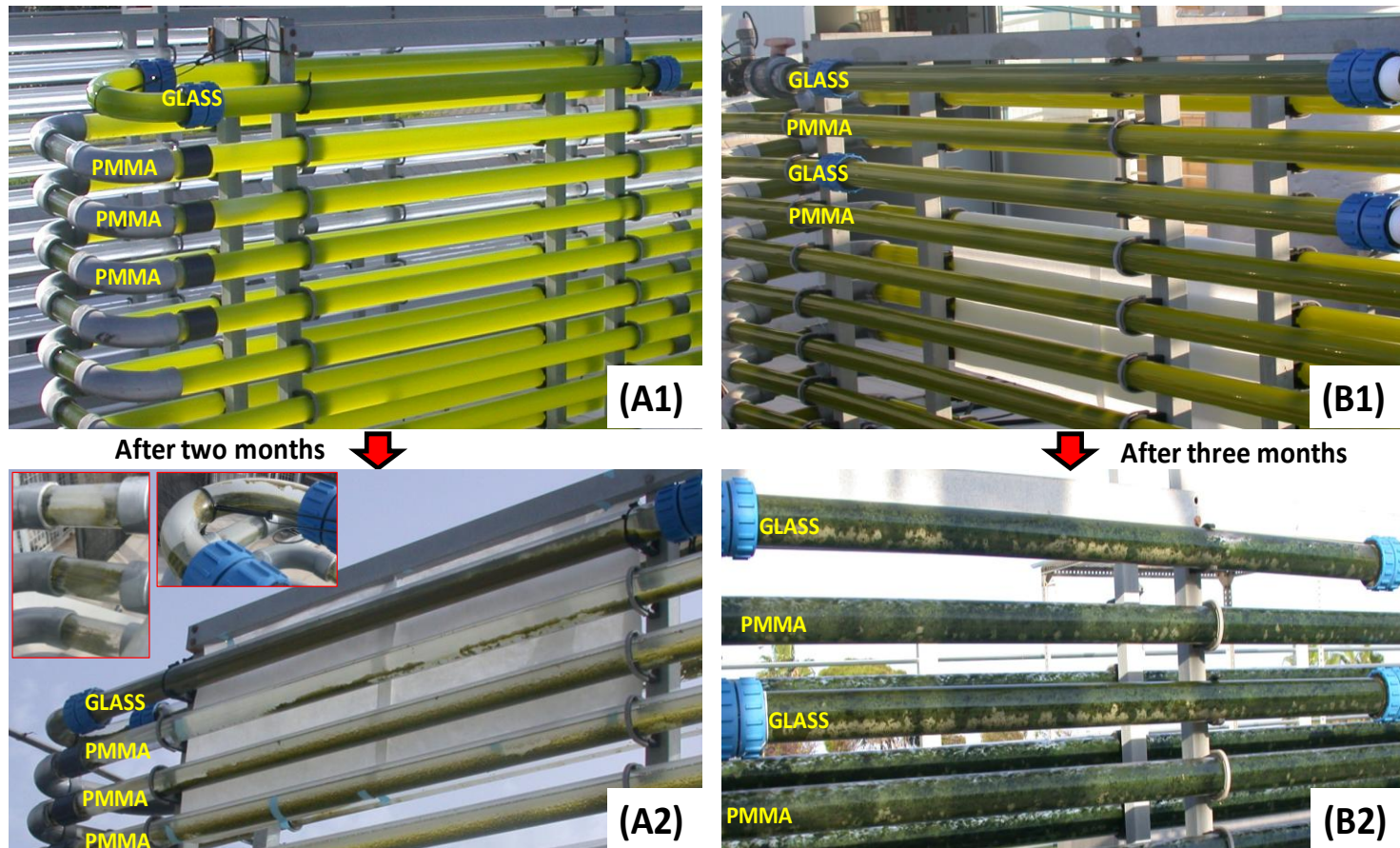
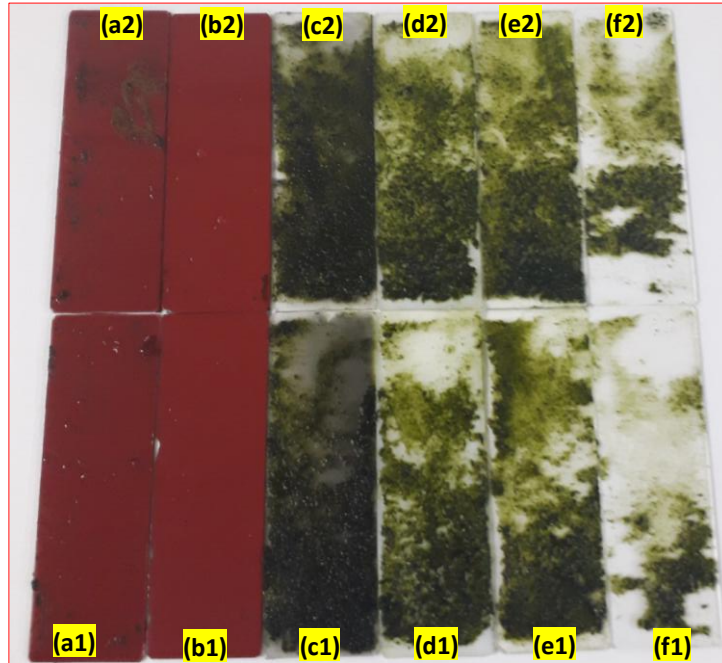


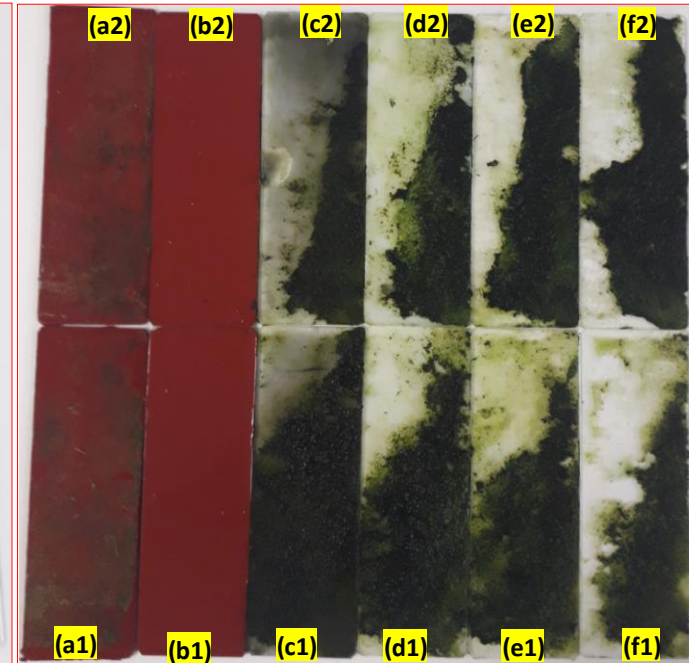
Figura . (A1 y B1) Fotografía de los dos PBR tubulares externos utilizados para el cultivo de la microalga marina *N. gaditana* pocos días después de la inoculación. Los segmentos de tubos y codos entre las juntas azules están hechos de vidrio (VIDRIO). El resto del circuito del fotobiorreactor está construido por polimetacrilato (PMMA). (La longitud del circuito del tubo es de 168 m y el diámetro interior de los tubos de vidrio y PMMA es de 42 y 50,4 mm, respectivamente). (A2 y B2) Detalle del biofouling formado después de dos y tres meses ininterrumpidos de cultivo, respectivamente. En la figura A2, también se puede ver el biofouling en los codos de vidrio y PMMA colocado en el primer reactor.

BÚSQUEDA DE MATERIALES

GLASS photobiorreactor



PMMA, photobiorreactor



Proyectos RTI2018-101891-B-100, CTQ2013-46552-R y CTQ2014-55888-C3-02 y el Programa del Fondo Europeo de Desarrollo Regional.

COSECHADO DE LA BIOMASA

El Cosechado de microalgas es uno de las mas difíciles problemas, y menos satisfactoriamente resuelto, en el cultivo masivo de microalgas

El Cosechado de biomasa puede ser un *gran problema*, debido a: (i) el pequeño tamaño de las células ($2-15\ \mu\text{m}$ diametro), (ii) su baja velocidad de sedimentación por gravedad ($<10^{-5}\ \text{ms}^{-1}$), y (iii) la baja concentración de la biomasa en el medio de cultivo ($<5\ \text{kg m}^{-3}$ biomasa seca).



La mayoría de los sistemas comerciales existentes utilizan la centrifugación para la cosecha, pero esta es una operación costosa adecuada solo para productos de alto valor.

Para productos de mediano y bajo costo se requiere una etapa de pre-concentración, por ejemplo, combinando la coagulación-floculación con flotación o sedimentación, además de una etapa final de deshidratación por filtración o centrifugación.



COSECHADO DE LA BIOMASA PARA PRODUCTOS A GRANEL

Para los “commodities”, la elección de la tecnología de cosechado tiene que ser energéticamente eficiente y barata.. ¿Cual debe ser la elección?... Parece que hay consenso de que...

Coagulación-floculación con sedimentación (o flotación) seguido de una concentración posterior de la suspensión por centrifugación o filtración

COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN



Bioresource Technology
Volume 118, August 2012, Pages 102-110



Evaluation of flocculants for the recovery of freshwater microalgae

M.R. Granados, F.G. Acien [✉], C. Gómez, J.M. Fernández-Sevilla, E. Molina Grima

[Show more](#)

<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.05.018>

[Get rights and content](#)



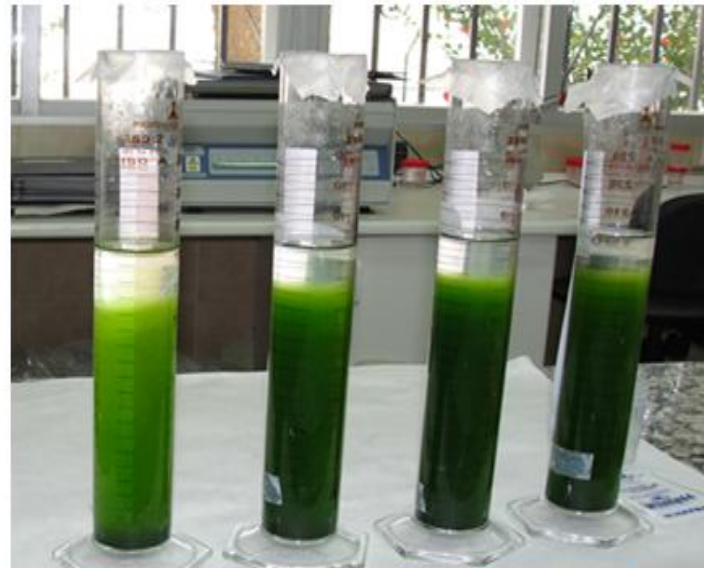
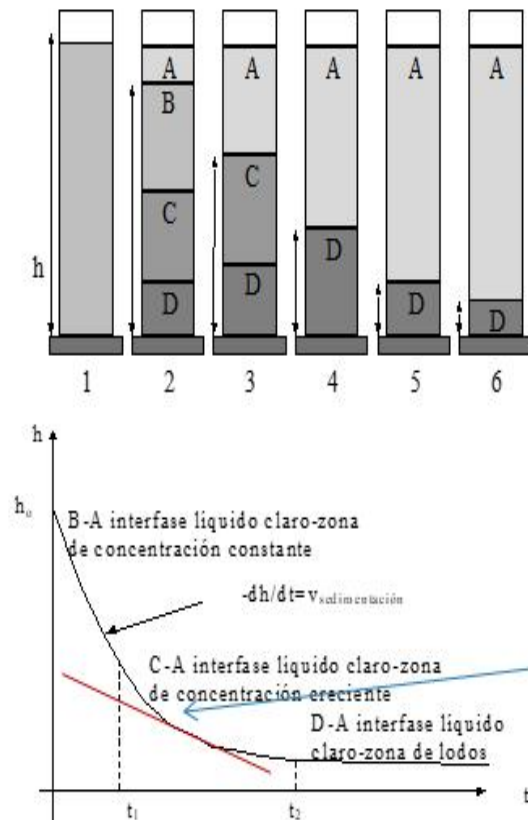
- ✓ Coagulación: Adición de floculante para desestabilizar la doble capa eléctrica que rodea las células (~ segundos) y la formación de núcleos microscópicos, bajo INTENSA DE AGITACIÓN
- ✓ Floculación: Agregación de las células desestabilizadas en flóculos (~20-30 min), bajo SUAVE AGITACIÓN.

Tres pasos: (I) mezclar el coagulante; (II) Crecimiento de los floculos y (III) sedimentación

- Fácil con algas de agua de agua dulce
- Necesita coagulantes (sales metálicas, polielectroilitos, etc)
... sea cual sea el método, encontrar el pH adecuado, ayuda al proceso.

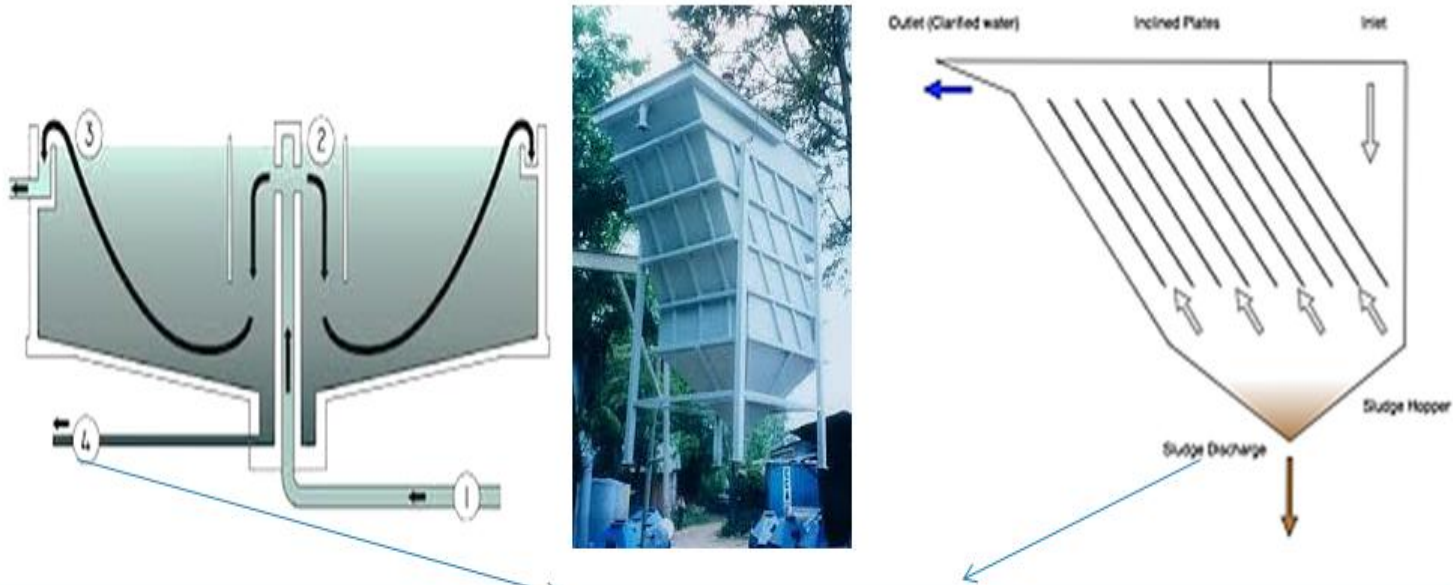
COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN-SEDIMENTACIÓN

La dosis óptima de coagulante depende de la microalga en cuestión, del medio de cultivo, de la concentración celular, de densidad de carga de la superficie de la célula, del coagulante que se utilice y dosis del mismo, de la intensidad de la agitación, y DEBE determinarse caso por caso (método de Kinch-Robert)



$$hi = -v * ti + \frac{h_0 * c_0}{c}$$

COAGULACIÓN-FLOCULACIÓN-SEDIMENTACIÓN



El resultado final es un lodo con una conc celular de entre 20-40g/L

El área de la sección transversal de los decantadores es demasiado alta. Esa es la razón por la cual los decantadores lamelares se han desarrollado ya que estos, necesitan mucho menos espacio para la mismo caudal de cultivo de entrada, L_0 , y concentración de biomasa C_0 .

FILTRACIÓN DE LODOS DE BIOMASA

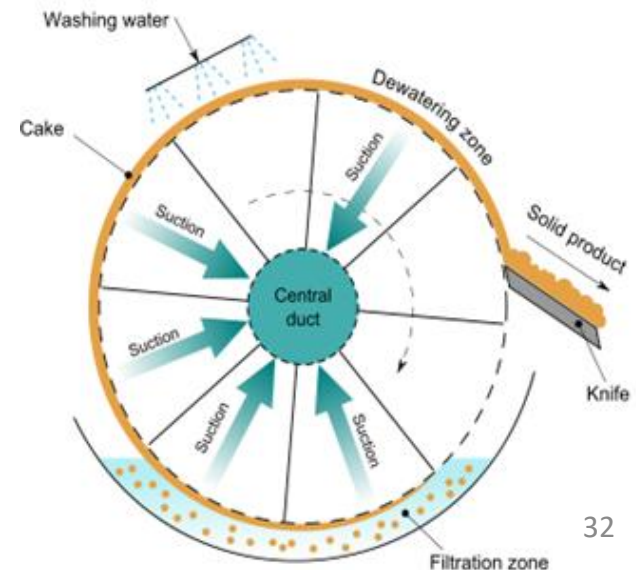
- Los lodos obtenidos suelen ser bastante viscosos .
- Se requiere una presión relativamente alta para filtrar la suspensión de microalgas

$$\frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P}{\frac{\mu \alpha S V}{A} + \mu \beta}$$

ΔP para vez es mayor que $4\text{-}5 \text{ kg}\cdot\text{cm}^{-2}$ debido al alto consumo de energía de presiones más altas y la sensibilidad de los biomateriales a una presión excesiva

- El volumen total del lodo de biomasa se reduce un 97%.
- La recuperación de la biomasa es superior al 98% y la concentración de la torta es muy alta.

La velocidad de filtración es mayor cuando se usa lodo de biomasa que cuando se usa el caldo de cultivo original.
La tasa de filtración fue sobre $60 \text{ g m}^{-2} \text{ min}^{-1}$



CENTRIFUGACIÓN DE LODOS DE BIOMASA

La recuperación de biomasa en una centrífuga depende de: (i) la velocidad de sedimentación de biomasa, (ii) el tiempo de residencia de la biomasa dentro del campo centrífugo, y (iii) la distancia a recorrer por la biomasa dentro de ese campo centrífugo hasta sedimentarse

$$v_g = \frac{(\rho_p - \rho_f) d_p^2 \omega^2 r}{18 \mu_f}$$

donde $\omega = \pi N / 30$

$$Z = \frac{\omega^2 r}{g} \quad Q = \frac{v_g \cdot \Sigma}{\eta}$$

$$\frac{Q_1}{\Sigma_1} = \frac{Q_2}{\Sigma_2}$$

El consumo de energía de una centrifugación convencional está alrededor de 1-8 kWh·m⁻³ de suspensión de microalgas, similar a 1-6 kWh·m⁻³ para filtration a vacío



- La reducción en el volumen es un 97%.
- La concentración de la torta es de más de 350 g/L
- El rendimiento de recuperación de biomasa sobre 99%.

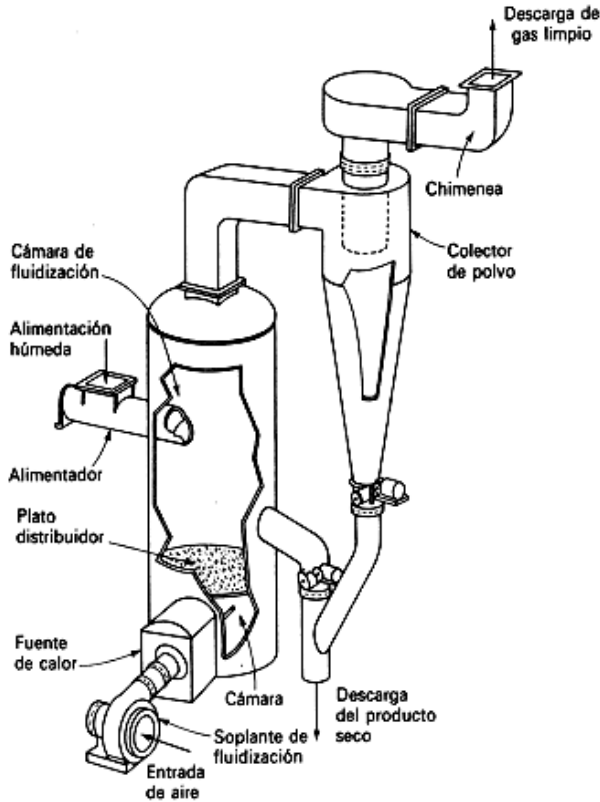
SECADO EN SPRAY Y LIOFILIZACIÓN

SECADO EN SPRAY

- **Altas velocidades de evaporación**
- **Flujo de aire suele ser ciclónico**
- **Dimensiones de la cámara de secado para que las gotas no alcancen las paredes hasta que estén suficientemente secas**

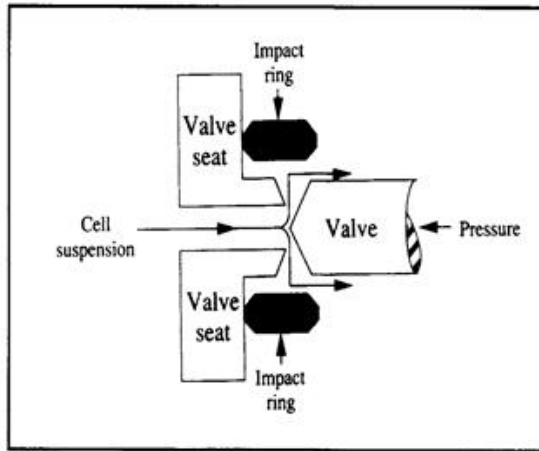
LIOFILIZACIÓN

- **Lodo de la centrifugación/filtración se distribuye en bandejas con concentración de 150 g/L**
- **En el liofilizador , el lodo se congela y a vacío se produce la sublimación del agua**
- **El resultado es una torta seca con una granulometría muy heterogenea que se muele para reducir el tamaño**



PRETRATAMIENTO DE LA BIOMASA

Homogeneización a alta presión



$$\ln\left(\frac{W_m}{W_m - W}\right) = k_h n_{\text{passes}} P^\gamma$$



W_m es la cantidad máxima de proteína disponible para la liberación, W es la cantidad de proteína liberada después n_{passes} a través del homogenizador, k es una constante de velocidad dependiente de la temperatura, y P es la presión de operación. El exponente γ es una medida de la resistencia de las células a su rotura y, para una microalga en particular, depende en cierta medida de las condiciones de crecimiento.

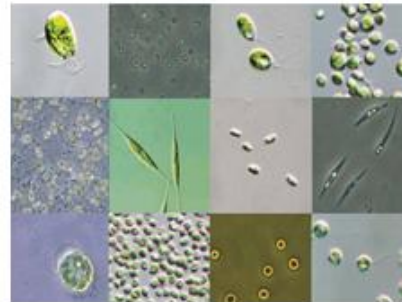
PROCESADO DE LA BIOMASA

Compuestos puros:

EPA, AA, DHA
Astaxantina
Beta-caroteno
Luteína
Ficocianinas
Ficoeritrinas
Dino toxins
C13 PUFA's
Bioactives

Biomasa

Alimento animal
Acuacultura
Alimentos funcionales
Tailored lipids



Biocombustibles/ biofertilizantes

Biodiesel
Bioetanol
Biogás
Biofertilizantes
Bioestimulantes
Biopesticidas

Bioremediación

Gases de combustión
Agua residual
Suelos

**PROCESADO
BIOMASA**



MERCADO

PROCESADO DE LA BIOMASA

Productos de alto valor

Cepa seleccionada por su alto contenido/ pureza / productividad en el producto deseado.

Extracción/ pasos de recuperación diseñados para un máximo rendimiento/ pureza del producto.

Subproductos y residuos descartados, **pero hay que gestionarlos** .

Productos de bajo valor

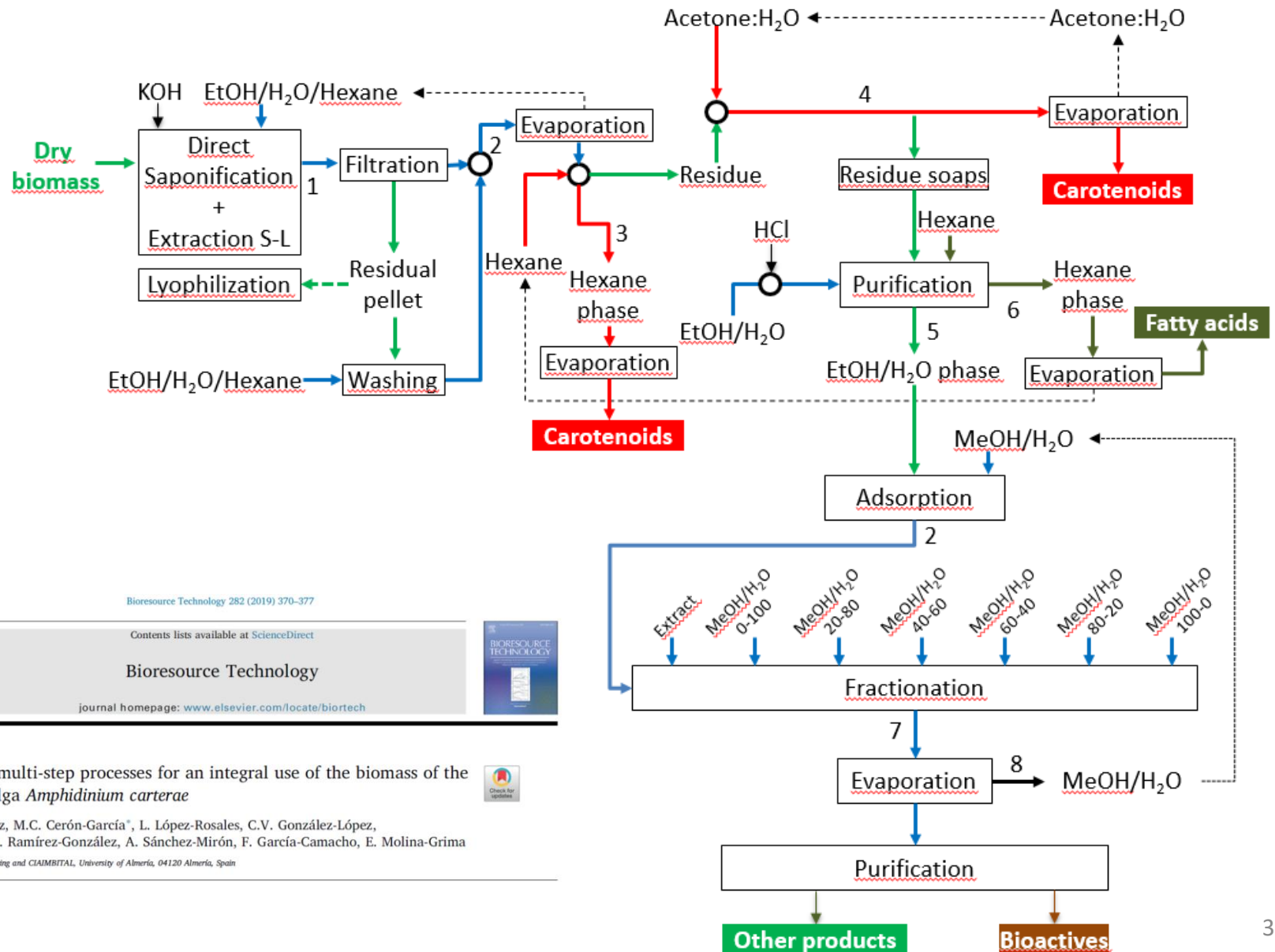
Se define el producto principal y una variedad de cepas. son consideradas.

Los subproductos y el reciclaje de residuos se consideran para cada uno.

Extracción/ paso de recuperación esta n diseñado para preservar subproductos.

Tanto para productos de alto como de bajo valor, el procesamiento integrado (Biorrefinería) es una necesidad, no una opción.

EJEMPLO PROCESO DE PRODUCTOS DE ALTO VALOR



Bioresource Technology 282 (2019) 370–377

Contents lists available at ScienceDirect

Bioresource Technology

journal homepage: www.elsevier.com/locate/biortech



Assessment of multi-step processes for an integral use of the biomass of the marine microalga *Amphidinium carterae*

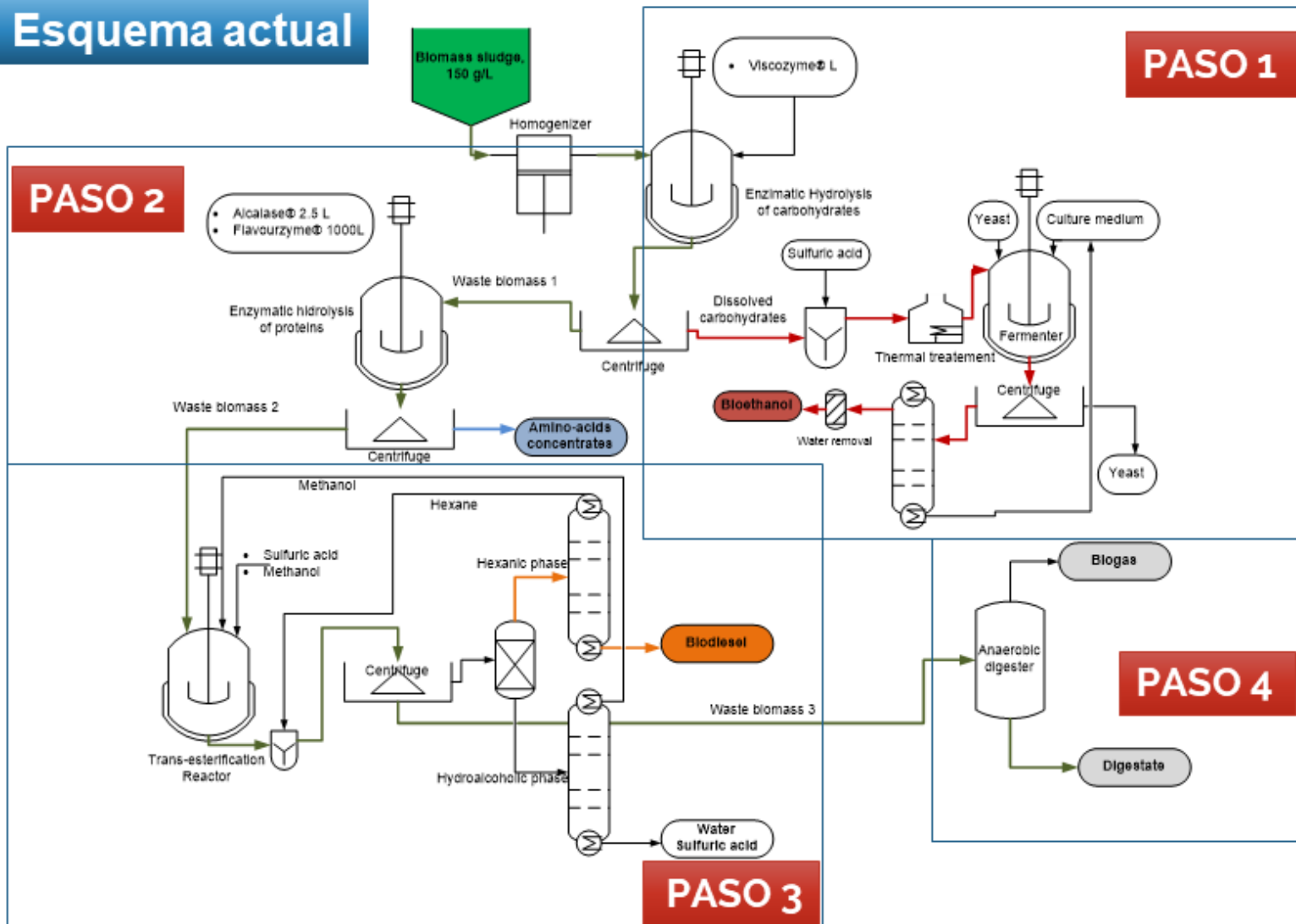
M. López-Rodríguez, M.C. Cerón-García*, L. López-Rosales, C.V. González-López, A. Molina-Miras, A. Ramírez-González, A. Sánchez-Mirón, F. García-Camacho, E. Molina-Grima

Department of Chemical Engineering and CIAMBITAL, University of Almería, 04120 Almería, Spain



EJEMPLO PROCESO DE PRODUCTOS DE BAJO VALOR

Esquema actual



PARTICIPACIÓN EN PROYECTOS

Proyecto: **New approaches in developing antibiofouling materials for the manufacture of industrial microalgae photobioreactors (BIOFOULING-PBR)**

RTI2018-101891-B-I00

Investigador Principal: Emilio Molina Grima/María del Carmen Cerón García

Proyecto: **Microbioma marino contra el cáncer (MARBIOM).**

Investigador principal: Francisco García Camacho

Tipo de proyecto: RTC-2017-6405-1 (Convocatoria Retos-Colaboración 2017). Ministerio de Ciencia, Innovación y Universidades.

Duración: Del 01/01/2018 al 31/12/2021

Proyecto: **Sustainable Algae Biorefinery for Agriculture aNd Aquaculture**

Investigador Principal: D. Francisco Gabriel Acien Fernández

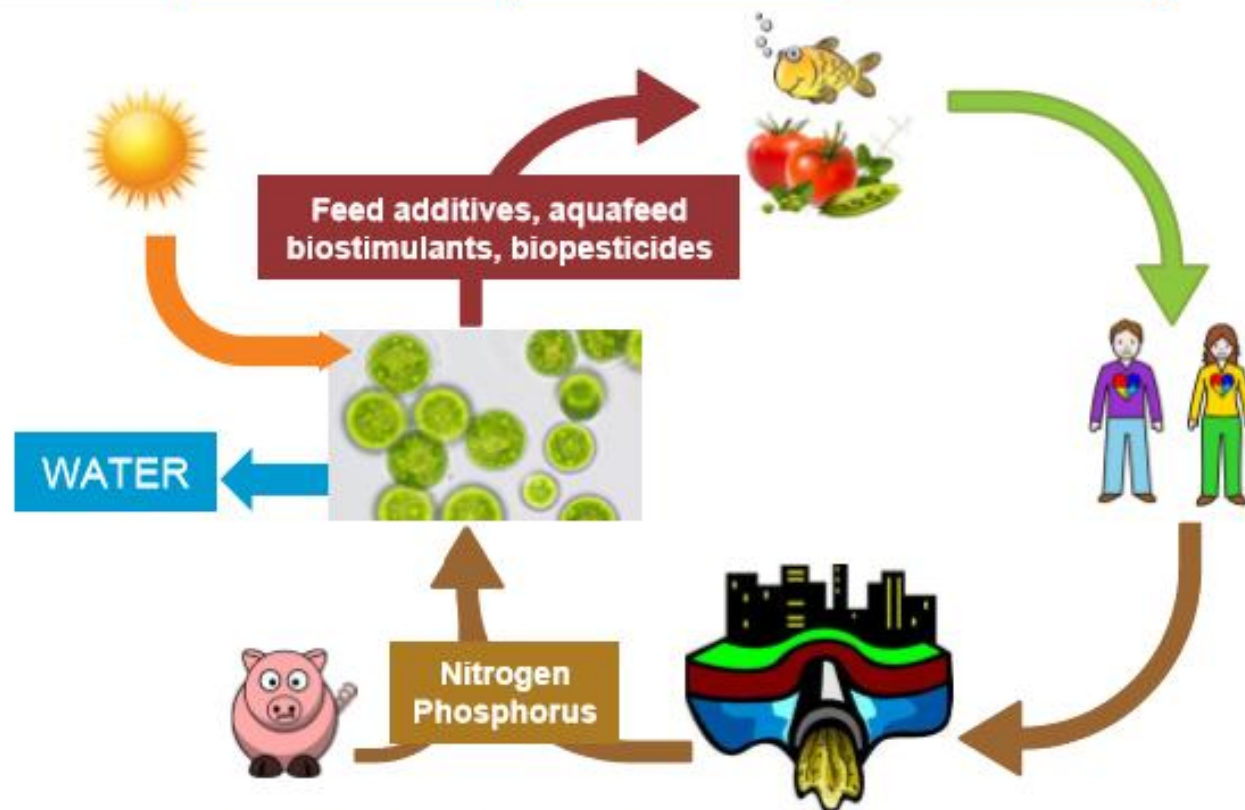
Tipo de Proyecto: EU H2020 SABANA

Fecha Inicio: Octubre 2016 Fecha Final: Septiembre 2020.



This project is funded by
the European Union

Objective

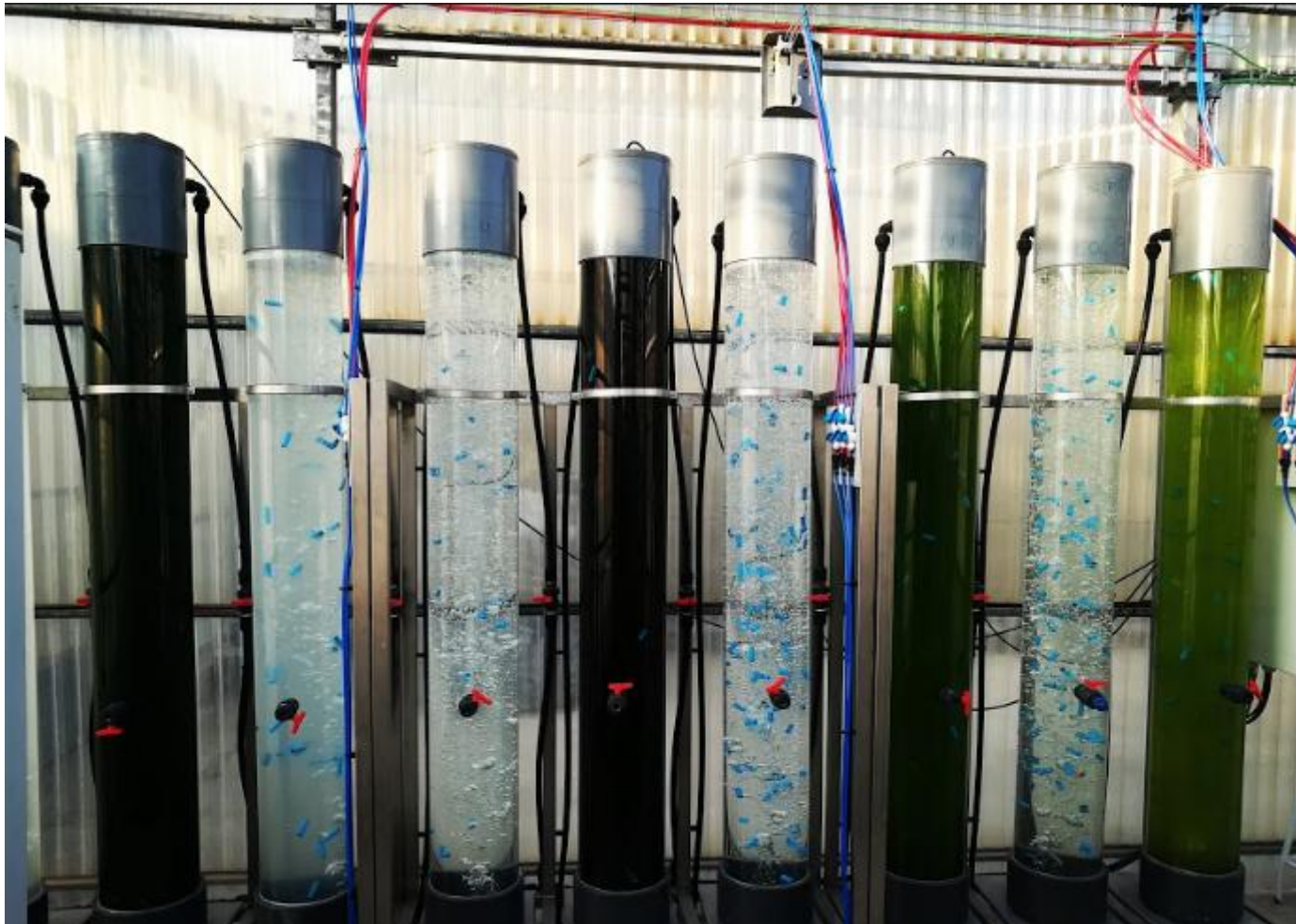


Save water, save energy, save CO₂ emissions,
recover nutrients..., thus be sustainable



This project has received
funding from the European
Union's Horizon 2020
Research and Innovation
program under the Grant
Agreement No. 727874

The facility includes nine 100 L bubble column reactors, three 3.0 m³ tubular photobioreactors, three 100 m² raceway reactors, two 80 m² and 160 m² thin-layer reactors, and one large 650 m² raceway reactor. All of them are installed at IFAPA center just attached to the University of Almeria. The plant is fully automated.









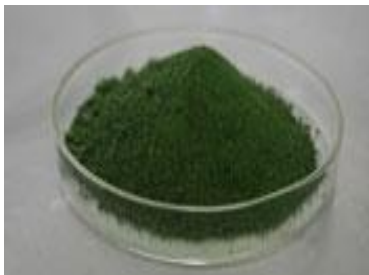
PROCESSING *Nannochloropsis gaditana* BIOMASS FOR THE PRODUCTION OF HIGH VALUE ADITIVES

- Sales R.¹, Cerón-García, M.C.², Navarro- López, E.², Alarcón- López F.J.³,
Acién-Fernández, F.G.², Molina-Grima, E.²
 - 1 Departamento de Aquicultura, UFSC – Brasil
 - 2 Department of Chemical Engineering, University of Almería, Spain
 - 3 Department of Biology and Geology, University of Almería, Spain

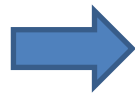


Work context

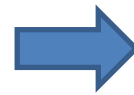
- To obtain high-value additives from the biomass of the microalgae *Nannochloropsis gaditana*.
- To evaluate its potential use as additives in aquafeeds.



**MICROALGAE
BIOMASS**



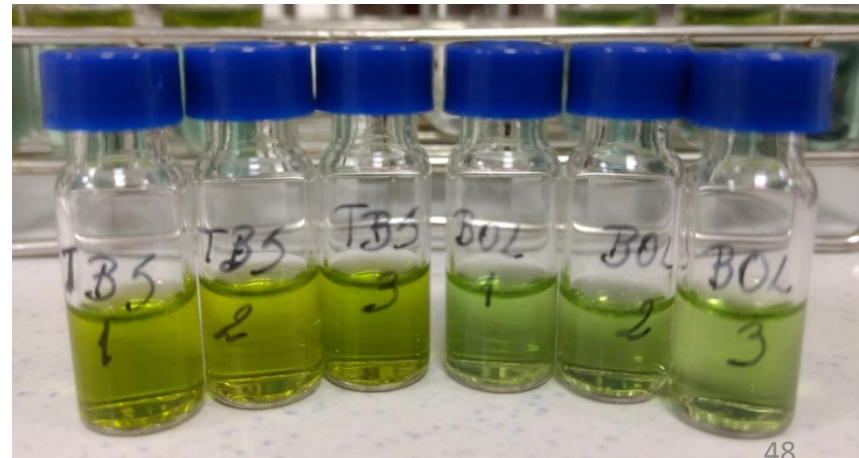
AQUAFEEDS



**MARINE
FISH**

Scaling-up the extraction process

- Obtain 3 products:
 - I) whole lipid fraction (fatty acid and carotenoids)
 - II) concentrate of the unsaponifiable lipid fraction (carotenoids)
 - III) concentrate of the saponifiable lipid fraction (fatty acids)



Scaling-up the extraction process

- Modifications to the method → Cerón et al. (2018)
 - substitute ethanol for propanol in the three-component solution
 - perform the extraction without drying the solvents.
- Drying the solvents takes time



- **BIOMASS:** *Nannochloropsis gaditana* cultivated in tubular photobioreactors at the microalgae pilot plant at UAL – Almeria, dilution rate $0,3 \text{ d}^{-1}$ cultured on spring and autumn.
- **EXTRACTION METHOD → CERÓN et al. (2018)**
- **ANALYTICAL PROCEDURES:**
 - Fatty acid content: Gas Chromatography
 - Carotenoid content: HPLC-diode array



Agradecimientos



This project has received funding from the European Union's Horizon 2020 Research and Innovation program under the Grant Agreement No. 727874



MINISTERIO
DE CIENCIA, INNOVACIÓN
Y UNIVERSIDADES



Proyectos RTI2018-101891-B-100, CTQ2013-46552-R y CTQ2014-55888-C3-02 y el Programa del Fondo Europeo de Desarrollo Regional.