

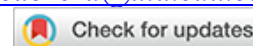
## Diseño de un sistema de agitación para un biorreactor de 1m<sup>3</sup> de capacidad para la producción de ácido glicérico a partir de glicerol por fermentación microbiana de *Acetobacter tropicalis*

Design an agitation system for a 1m<sup>3</sup> capacity bioreactor to produce glyceric acid from glycerol by microbial fermentation of *Acetobacter tropicalis*.

Daniel Cabrera-Valle <sup>1\*</sup>, Henry Pérez <sup>1</sup>

<sup>1</sup>Universidad Técnica de Ambato/Facultad de Ciencia e Ingeniería en Alimentos y Biotecnología/ Ambato/Ecuador

\* Correspondence: [da.cabrera@uta.edu.ec](mailto:da.cabrera@uta.edu.ec)



### ABSTRACT

This work presents the design of an agitation system for a 1m<sup>3</sup> capacity bioreactor intended to produce glyceric acid (GA) through microbial fermentation of *A. tropicalis* using 20% v/v glycerol as the primary substrate. Building on previous studies that evaluated ideal conditions for glyceric acid production, initial data were utilized to identify the impeller type and perform subsequent calculations, including impeller Reynolds number, power consumption, and mixing time. Once the agitator type was specified, standard geometric relationships were employed to size components of the agitation system, such as tank size, baffle plates, and agitator dimensions. Power consumption calculations were compared with results from other studies on fermentation media with similar rheological characteristics. The agitator's power consumption for mixing 1m<sup>3</sup> of medium was determined to be 8.35 kW, achieving 95% homogenization in 5.14 seconds, with a mixing time error of approximately 10%, operating at an agitation speed of 500 rpm.

**Keywords:** agitation system; glyceric acid; bioreactor

### RESUMEN

Este trabajo presenta el diseño de un sistema de agitación para un biorreactor con capacidad de 1m<sup>3</sup>, destinado al uso en la producción de ácido glicérico (AG) mediante la fermentación microbiana de *A. tropicalis* utilizando glicerol al 20% v/v como sustrato principal. Basándose en estudios previos que evaluaron las condiciones ideales para la producción de ácido glicérico, se utilizaron datos iniciales para identificar el tipo de impulsor y realizar cálculos subsiguientes, incluyendo el número de Reynolds del impulsor, el consumo de potencia y el tiempo de mezclado. Una vez identificado el tipo de agitador, se emplearon relaciones geométricas estándar para dimensionar componentes del sistema de agitación, como el tamaño del tanque, las placas deflectoras y las dimensiones del agitador. Los cálculos de consumo de potencia se compararon con resultados de otros estudios sobre medios de fermentación con características reológicas similares. Se determinó que el consumo de potencia del agitador para mezclar 1m<sup>3</sup> de medio es de 8.35 kW, logrando una homogeneización del 95% en 5.14 segundos, con un error en el tiempo de mezclado de aproximadamente el 10%, operando a una velocidad de agitación de 500 rpm.

**Palabras Calve:** Sistema de agitación; ácido glicérico; biorreactor

## INTRODUCCIÓN

El agotamiento futuro de los combustibles fósiles y del petróleo ha suscitado la necesidad imperante de explorar y emplear nuevas fuentes de energía renovable, destacando los bio-combustibles<sup>1</sup>. En la actualidad, el etanol y el biodiésel figuran como los biocombustibles más prevalentes. Sin embargo, en el proceso de producción de biodiésel, al igual que en cualquier proceso industrial, se generan residuos y subproductos que con frecuencia son subestimados debido a la presencia de impurezas o a sus limitadas aplicaciones industriales. Este fenómeno resulta en una acumulación excesiva y devaluación de subproductos, ejemplificado por el glicerol, un subproducto común en la producción de biodiésel<sup>2</sup>.

A nivel global, la producción anual de glicerol asciende a aproximadamente 900,000 toneladas (2,000 millones de libras). Las fuentes preeminentes de su generación incluyen la producción de biodiésel, los ácidos grasos, los alcoholes grasos, la saponificación y rutas sintéticas<sup>3</sup>.

La principal fuente de obtención de glicerol se encuentra en el proceso de producción de biodiésel, como se documenta en un estudio previo. La Unión Europea, al ser uno de los principales productores mundiales de biodiésel, lideró también en la producción de glicerol, alcanzando 170,000 barriles por día en 2011. Le siguen Centro y Sur América, aproximándose a una producción diaria de 100,000 barriles<sup>4</sup>.

En el presente, la producción y el consumo de biocombustibles han experimentado un potencial incremento en comparación con años anteriores, fenómeno evidenciado tanto en los mercados consolidados como en la generación de nuevos mercados que buscan mitigar las emisiones de gases de efecto invernadero. El crecimiento en la producción de biocombustibles, particularmente de biodiésel, y las perspectivas para los años venideros<sup>4</sup>.

Según la Agencia Internacional de Energía<sup>4</sup>, la producción mundial de biocombustibles experimentó un notable incremento hasta el año 2018, alcanzando un récord de 154 mil millones de litros, lo que representa un aumento del doble en comparación con el año 2017, con una tasa de crecimiento anual del 7%. Se proyecta un aumento adicional del 25% para el año 2024, especialmente en mercados clave como China, Brasil y Estados Unidos.

Este crecimiento global en la industria de biocombustibles ha generado una sobreproducción de glicerol, con la consiguiente disminución de su precio, lo que ha impulsado la búsqueda de alternativas para procesar y utilizar eficientemente los subproductos y residuos generados por este mercado en expansión<sup>5</sup>.

En Ecuador, desde 2007 se ha trabajado en la formulación de combustibles, como la gasolina extra con bio-etanol anhidro y diésel con biodiésel en una proporción del 5%, con el objetivo de generar empleo y promover el desarrollo sustentable del sector agrícola<sup>6</sup>. Empresas como La Fabril han destacado como uno de los principales productores de biodiésel en el país, aprovechando excedentes en la producción de palma para agregar valor mediante la fabricación de biocombustibles. La producción de palma ha mostrado una tendencia al alza, con un excedente de 270,000 toneladas en 2012, 100,000 toneladas más que en 2010<sup>7</sup>.

La expansión de la industria del biodiésel ha llevado a una sobreproducción de glicerol a nivel mundial, resultando en una disminución de su precio. Ante esta situación, se ha explorado la posibilidad de transformar el glicerol en productos de alto valor agregado, como los bioplásticos<sup>5</sup>. La producción de bioplásticos a partir de glicerol ha adquirido relevancia debido a preocupaciones medioambientales y de disposición final asociadas con los plásticos petroquímicos.

Otras aplicaciones del glicerol incluyen la producción de ácido glicérico (GA) mediante la oxidación biológica de bacterias acéticas. El GA tiene diversas aplicaciones, como la producción de polímeros biodegradables utilizados en bioplásticos. Sin embargo, a pesar de su potencial, el GA es costoso como reactivo para investigaciones y procesos industriales<sup>8</sup>.

Para transformar materias primas de bajo costo, como el glicerol, en productos de alto valor, se requiere el empleo de biorreactores que mantengan condiciones óptimas de operación para garantizar la rentabilidad del bioproceso. Estos biorreactores deben controlar parámetros como pH, temperatura, humedad, agitación de la mezcla y presencia de oxígeno<sup>9</sup>. El biorreactor de tanque agitado es comúnmente empleado en la industria y puede operar según métodos como discontinuo (batch), semicontinuo (Fed-Batch) y continuo<sup>10</sup>.

El éxito de un bioproceso depende de la comprensión de la cinética de las reacciones biológicas, los balances de materia y energía, así como de mantener condiciones ideales para la formación del producto<sup>10,11</sup>. Los biorreactores suelen incluir un agitador, fuentes de alimentación y salida de sustrato y producto, y en procesos aeróbicos, también se requieren fuentes de entrada y salida de gas, deflectores, aireadores y un recubrimiento térmico<sup>11</sup>.

El glicerol, también conocido como 1,2,3-trihidroxiopropano o glicerina, es un subproducto derivado de la transesterificación de grasas animales y vegetales durante la producción de biodiésel, con una relación molar de 1/10 (glicerol/biodiésel)<sup>12</sup>. Este polialcohol se presenta como un líquido viscoso, incoloro y ligeramente dulce a temperatura ambiente. Su presencia en diversos compuestos lo hace parte integral de aceites y grasas, tanto de origen animal como vegetal, en forma de mono-, di- o triacilglicéridos, que consisten en glicerol y una, dos o tres moléculas de ácidos grasos. Asimismo, se encuentra incorporado en fosfolípidos que forman parte de las membranas celulares<sup>4</sup>. La naturaleza de sus grupos hidroxilo confiere al glicerol solubilidad en agua y alcoholes, con una solubilidad ligeramente menor en disolventes orgánicos y una insolubilidad en hidrocarburos.

Un derivado del glicerol de alto valor es el ácido glicérico (GA), obtenido mediante la oxidación catalítica metálica de los grupos hidroxilo presentes en el glicerol. A pesar de que el mercado del ácido glicérico se ve limitado por los costos asociados con su síntesis química, posee un significativo potencial de aplicación en diversos compuestos químicos, particularmente en las industrias cosmética y farmacéutica. La síntesis química del ácido glicérico conlleva la obtención de una mezcla racémica de GA (D-L), siendo el D-GA el isómero requerido en la industria. Este último se obtiene principalmente mediante la descomposición de fructosa en procesos biotecnológicos<sup>8</sup>.

En la producción de ácido acético, las bacterias acéticas desempeñan un papel crucial. La acción de la enzima alcohol deshidrogenasa convierte el alcohol en acetaldehído, que, a su vez, se transforma en ácido acético mediante la enzima acetaldehído deshidrogenasa. En paralelo, la oxidación de los grupos hidroxilo del glicerol, facilitada por las enzimas alcohol y aldehído deshidrogenas dependientes de NAD, puede generar D-GA al oxidar el alcohol primario. Por otro lado, la oxidación del alcohol secundario resulta en la formación de DHA<sup>13</sup>.

En este trabajo, se presenta el diseño de uno de los componentes esenciales de los biorreactores, el sistema de agitación, para la producción de ácido glicérico mediante fermentación bacteriana de glicerol. Este enfoque se basa en investigaciones previas que han identificado condiciones óptimas para la producción de ácido glicérico.

---

## MATERIALES AND METODOS

El sistema de agitación se diseñó para operar bajo un conjunto de parámetros específicos para optimizar la producción. La tasa de aereación se estableció en 2.5 volúmenes de aire por volumen de medio por minuto (vvm), lo que proporciona una oxigenación adecuada para el proceso. Se utilizó una concentración de glicerol

del 20 % v/v como sustrato principal. La densidad del medio de fermentación fue de 1048,17 kg/m<sup>3</sup>, una medida que es crucial para calcular la transferencia de masa y la dinámica del fluido en el biorreactor. La temperatura de fermentación se mantuvo constante a 30 °C para favorecer la actividad metabólica óptima de los microorganismos. La velocidad de agitación se fijó en 500 revoluciones por minuto (rpm), lo que asegura una mezcla homogénea y una distribución uniforme de los nutrientes. Finalmente, el volumen del biorreactor se diseñó para una capacidad de 1m<sup>3</sup>, lo que permite escalabilidad y viabilidad económica para aplicaciones industriales<sup>8</sup>.

### Identificación del tipo de rodete que se ajusta a las necesidades de agitación de *A. tropicalis* para la producción de GA

Existen distintos tipos de rodetes que pueden aplicarse según el uso y las características reológicas de una amplia variedad de medios de cultivo. Según Doran en 1998<sup>14</sup> la viscosidad, al ser uno de los factores que más afecta al comportamiento y flujo de los fluidos, ejerce un impacto significativo en las operaciones de bombeo, mezcla, transferencia de energía y materia en los biorreactores. Con base en estas características y tras estudiar diversos tipos de rodetes en un amplio rango de viscosidades, Doran en 1998<sup>14</sup>, recomienda la selección del tipo de rodete de acuerdo con los intervalos de viscosidad de los medios de fermentación, ofreciendo una guía visual en la Figura 1.

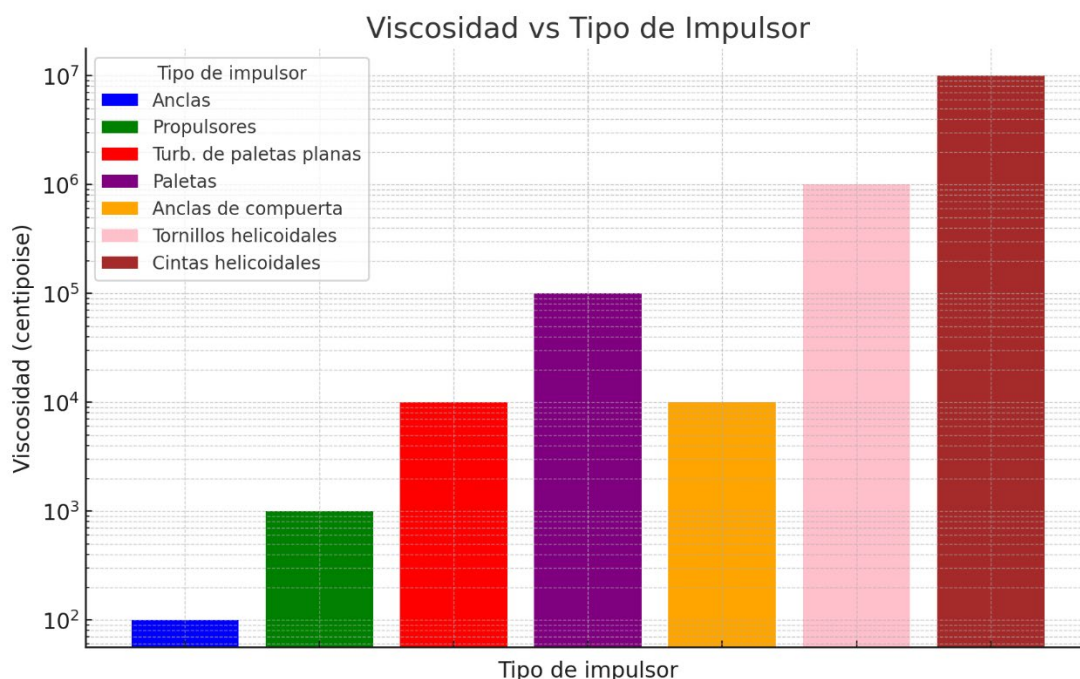


Figura 1. Intervalos de viscosidad para diferentes impulsores

### Dimensionamiento geométrico de los componentes del sistema de agitación

Conforme a lo señalado por Rojas en 2019<sup>9</sup>, las características del flujo generadas en un tanque agitado están intrínsecamente vinculadas al tipo de rodete utilizado para movilizar la mezcla, así como a sus dimensiones, las propiedades del fluido y las proporciones geométricas tanto del tanque como de las placas deflectoras. Cada una de estas consideraciones ejerce un impacto significativo en el tipo de flujo, la velocidad y el consumo de potencia asociados al sistema de agitación. No obstante, es posible recurrir a las proporciones geométricas establecidas en la literatura científica como punto de partida para el diseño de los componentes del sistema de agitación.

En el proceso de dimensionamiento del tanque y el rodete, se tomarán en cuenta las relaciones geométricas estándar aplicables a una turbina tipo Rushton con paletas planas, siguiendo las Ecuaciones (1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10 y 11)<sup>15,16</sup>:

$$\frac{H_t}{D_t} = \frac{3}{2} \quad (1)$$

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad (3)$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad (5)$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad (2)$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad (4)$$

$$\frac{j}{D_t} = \frac{1}{10} \quad (6)$$

$$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3} \quad (7)$$

$$\frac{D_h}{D_d} = \frac{1}{4} \quad (8)$$

$$\frac{E_d}{D_d} = \frac{1}{30} \quad (9)$$

$$\frac{E_p}{D_d} = \frac{1}{40} \quad (10)$$

$$\frac{H_L}{D_t} = 1 \quad (11)$$

### Cálculo del consumo de potencia requerida para la agitación

Una vez establecidas las dimensiones del sistema de agitación, es imperativo determinar la potencia necesaria para mantener la velocidad de giro del impulsor en 500 rpm. Para llevar a cabo este análisis, se considerarán las dimensiones del tanque y del rodete, así como la viscosidad y densidad del líquido, la velocidad del agitador y, dado que parte del líquido asciende durante la agitación y debe vencer la fuerza de gravedad, también se tomará en cuenta este factor <sup>15</sup>

En consonancia con Katoh en 2012 <sup>17</sup>, es importante destacar que la potencia no puede estimarse de manera teórica incluso en sistemas agitados simples. En cambio, su determinación debería basarse en análisis dimensionales y mecánica de fluidos, respaldados por estudios experimentales. Se han desarrollado, a través de estudios de mecánica de fluidos en tanques agitados, curvas y ecuaciones empíricas que relacionan el número de potencia con el número de Reynolds para diversos tipos de rodetes, permitiendo así la estimación del consumo de potencia en tanques agitados.

De acuerdo con Doran en 1998 <sup>14</sup>, las relaciones entre las variables que influyen en el cálculo de la potencia se expresan típicamente en forma de números adimensionales, como el número de Reynolds del rodete  $Re_i$  (Ecuación 12) y el número de potencia  $N_p$  (Ecuación 13), como se presenta a continuación.

$$Re_i = \frac{N_i D_i^2 \rho}{\mu} \quad (12)$$

Donde:

$N_i$  = Velocidad del agitador

$D_i$  = Diámetro del rodete

$\rho$  = Densidad del fluido

$\mu$  = Viscosidad del fluido

Utilizando la relación que existe entre el número de Reynolds del rodete  $Re_i$  y el Número de Potencia ( $N_p$ ), se calculó la potencia requerida mediante la Ecuación (13) <sup>17</sup>,

$$N_p = \frac{P}{\rho N_i^3 D_i^5} \quad (13)$$

Donde:

$P$  = Potencia

$\rho$  = Densidad del fluido.

$N_i$  = Velocidad de agitación.

$D_i$  = Diámetro del rodete

## Cálculo del tiempo de mezcla

El tiempo de mezcla permite conocer la efectividad de mezclado, se puede calcular mediante varios métodos experimentales, los más comunes son mediante el empleo de un trazador, simulación o ecuaciones empíricas<sup>18</sup>. Según Doran en 1998<sup>14</sup>, el tiempo de mezcla dependerá de variables como la viscosidad del fluido, tipo de rodete, el tamaño y la velocidad de agitación. Gracias a la determinación experimental del tiempo de mezcla y su relación con varias de estas variables para un determinado tipo de rodete, se puede emplear ecuaciones que relacionan estos factores con el comportamiento del fluido según el número de Reynolds rodete y la velocidad de agitación.

Conociendo el número de Reynolds rodete se aplica la Ecuación 14, que representa el producto adimensional  $N_i t_m$  en función del número de Reynolds rodete, el producto adimensional  $N_i t_m$  representa los giros que debe dar el agitador para homogenizar la mezcla con una desviación del  $t_m$  de 10%<sup>14</sup>.

$$N_i t_m = \frac{1.54 V}{D_i^3} \quad (14)$$

**Donde:**

$V =$  Volumen del líquido

$D_i =$  Diámetro del rodete

$N_i =$  Velocidad de agitación

---

## RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### Identificación del tipo de rodete que se ajusta a las necesidades de agitación de *A. tropicalis* para la producción de GA

Para una viscosidad de 1,35 cP se presenta la opción de elegir entre un rodete tipo hélice o uno tipo turbina de palas planas. No obstante, los rodetes tipo hélice se caracterizan como agitadores de flujo axial, siendo utilizados principalmente en fluidos agitados que contienen sólidos. Su fuerte flujo axial evita que los sólidos se sedimenten en el fondo del tanque, y su rango de velocidad típico oscila entre 400 y 800 rpm, siendo empleados en tanques de dimensiones extremadamente grandes con múltiples agitadores. En contraste, los agitadores tipo turbina son eficaces en un amplio intervalo de viscosidades y generan corrientes principalmente radiales y tangenciales, evitando la formación de zonas muertas. Estas corrientes resultan particularmente útiles para la dispersión o disolución eficiente de gases en el fluido<sup>15</sup>.

Considerando estas consideraciones, y para un medio de baja viscosidad que requiere aireación, se selecciona como la mejor alternativa un rodete tipo turbina, específicamente un agitador tipo turbina Rushton. Este tipo de agitador ofrece una agitación uniforme y una adecuada dispersión de gases en sistemas aireados. Como señala<sup>19</sup>, los agitadores más comúnmente utilizados en procesos fermentativos son aquellos de flujo radial, como la turbina Rushton. Esto se debe a su facilidad de montaje tanto en la parte inferior como en la superior del tanque, su capacidad de drenaje sencillo y su baja capacidad de cizallamiento en las paredes celulares.

Según Rushton en 1950<sup>20</sup>, la turbina Rushton, un agitador tipo turbina con palas planas ampliamente adoptado en aplicaciones industriales, es capaz de generar flujos tanto radiales como tangenciales cuando se utiliza con deflectores adecuados. Este diseño se caracteriza por inducir altos niveles de cizallamiento y turbulencia, siendo notablemente eficiente en términos de bombeo. La eficacia de este agitador se manifiesta especialmente en procesos de dispersión de fases líquido-líquido y gas-líquido. Esta capacidad para promover una mezcla intensiva lo hace particularmente útil en diversas aplicaciones industriales.

## Dimensionamiento de los componentes del sistema de agitación

Para la producción de ácido glicérico a partir de glicerol por fermentación de *A. tropicalis*, se ha diseñado un sistema de agitación para un biorreactor de  $1\text{ m}^3$  de capacidad que consta de un tanque cilíndrico provisto de 4 deflectores adecuadamente separados y un agitador tipo Turbina Rushton de paletas planas cuyas dimensiones se presenta en la Tabla 2.

Factor	Dimensiones (mm)
Altura del Tanque ( $H_t$ )	1500
Altura del líquido ( $H_L$ )	1000
Diámetro del Tanque ( $D_t$ )	1000
Altura entre el fondo y la paleta ( $E$ )	330
Diámetro del rodete ( $D_a$ )	330
Largo de la paleta ( $L$ )	83
Numero de palas	6 unidades
Alto de la paleta ( $W$ )	66
Diámetro del disco ( $D_d$ )	220
Diámetro del eje del disco ( $D_h$ )	55
Ancho de la placa deflectora ( $j$ )	100
Número de placas deflectoras	4 unidades

Tabla 1. Dimensiones del sistema de agitación

La Tabla 1 muestra el resumen de las dimensiones geométricas del sistema de agitación para  $1\text{ m}^3$  de capacidad, el cual consta de un tanque de agitación de 1000 mm de diámetro por 1500 mm de altura, con 4 deflectores de 100 mm de ancho, acompañado de un rodete tipo turbina de disco con hojas planas de 330 mm de diámetro cuyas dimensiones son: diámetro del disco ( $D_d$ ) = 220 mm, alto de la paleta ( $W$ ) = 66 mm y largo de la paleta ( $L$ ) = 83 mm. Las dimensiones y configuración del sistema de agitación (Tabla 2) se muestran en la Figura 2.

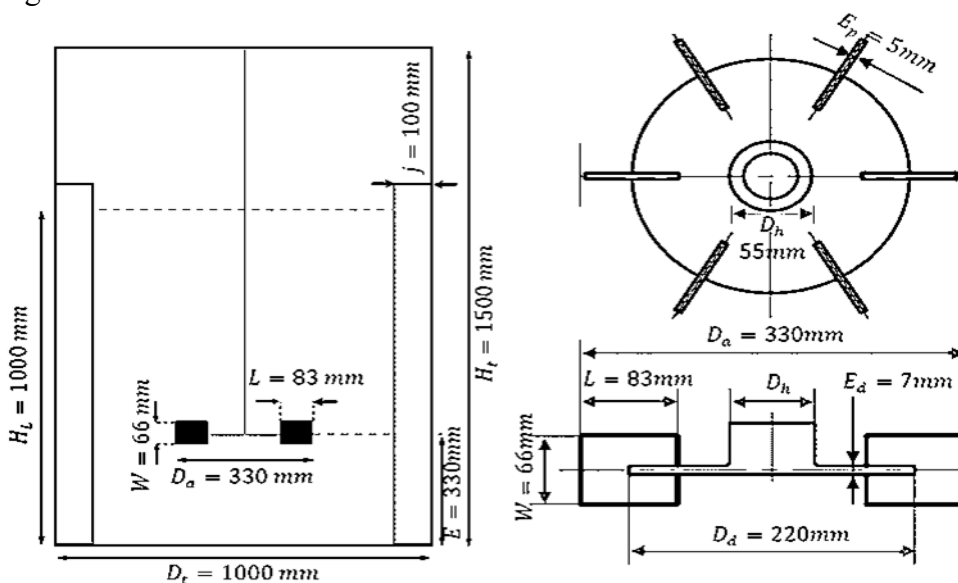


Figura 2. Configuración y dimensionamiento geométrico del sistema de agitación con turbina Rushton.

La Figura 2 muestra la configuración estándar del sistema de agitación y sus dimensiones desde la vista superior y lateral del agitador.<sup>15</sup>, durante los últimos años la forma física de los biorreactores más utilizados no ha

sufrido cambios significativos, sin embargo, para cubrir las necesidades de producción de ciertos procesos específicos se han desarrollado nuevas formas de biorreactores, pero en general se mantienen las relaciones geométricas estándar. Lázaro en 2013 <sup>19</sup>, menciona que para mantener un bioproceso adecuadamente agitado y reducir el consumo energético es importante considerar las relaciones geométricas estándar  $HL/Dt = (1 - 1,5)$  y  $Di/Dt = (0,3 - 0,5)$ . Según Katoh en 2015 <sup>17</sup>, en biorreactores en los que la altura del líquido es mayor al diámetro del tanque, el flujo generado por un solo agitador no es suficiente para mantener la mezcla homogénea y se corrige con la colocación de otro rodete en el mismo eje rotor a una altura superior.

En este caso se han respetado los criterios geométricos de diseño de biorreactores propuestos por McCabe <sup>15</sup> y Li <sup>16</sup> con relaciones  $Ht/Dt = 1,5$ ,  $HL/Dt = 1$  y  $Di/Dt = 0,33$ , recalando que las relaciones  $Di/Dt$  pueden variar dependiendo del tipo de rodete específico que se emplee debido a las características del flujo que estos generan.

Los efectos en la velocidad de agitación y el consumo de potencia causado por diferentes relaciones  $Di/Dt$  con turbinas Rushton se muestra en los estudios realizados por Cortés en 2009 <sup>21</sup>, el autor emplea relaciones  $Di/Dt$  de 0,33 – 0,36 y 0,39, mostrando que el aumento de estas relaciones para un mismo volumen de medio genera una disminución en la velocidad de agitación de 460, 385 y 345rpm respectivamente.

Además, Cortés <sup>21</sup>, destaca la importancia de adherirse a los criterios de diseño geométrico específicos para un tipo determinado de rodete. Incluso pequeñas variaciones en las dimensiones pueden resultar en que el sistema no alcance la eficiencia para la cual fue diseñado. En el caso analizado, si el objetivo fuera alcanzar una velocidad de agitación de 480 rpm empleando la relación  $Di/Dt = 0,39$ , se requeriría un mayor consumo de potencia, lo cual tendría un impacto negativo en la economía del proyecto.

Finalmente, las dimensiones y la disposición de los deflectores son factores críticos que influyen en las características del flujo y la homogeneización de la mezcla. La presencia de cuatro deflectores, espaciados adecuadamente, previene la formación de vórtices y flujo circular. Estos deflectores pueden ubicarse a diferentes distancias y disposiciones con respecto a la pared del tanque, dependiendo de la viscosidad del fluido <sup>14</sup>. Trabajando con una viscosidad baja de  $1,35 \cdot 10^{-3} \text{ kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ , los deflectores se encuentran unidos a la pared del tanque y miden 100 mm de ancho. Es ideal emplear relaciones de 1/10 a 1/12 del diámetro del tanque <sup>14</sup>, y la distancia entre los deflectores y el agitador en relación a  $0,2 D_t$ , correspondiente a 200 mm para este estudio.

## Consumo de potencia

En el proceso de producción de ácido glicérico a partir de glicerol en un biorreactor con una capacidad de  $1\text{m}^3$ , se hace necesario emplear un agitador tipo turbina Rushton. El consumo de potencia estimado para este agitador es de 8,35 kW. Se considera prudente utilizar aproximadamente 9 kW para compensar posibles pérdidas de potencia en el sistema, proporcionando un margen adicional para mantener la velocidad de agitación en 500 rpm. Estos resultados, junto con otros parámetros relacionados con el consumo de potencia, como el número de Reynolds, el número de potencia y la velocidad de agitación, se comparan en la Tabla 3 con los obtenidos en otros estudios que involucran medios de características reológicas similares.

Sistema de producción	Densidad $\text{Kg} \cdot \text{m}^{-3}$	Viscosidad $\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$	Velocidad de agitación (rpm)	$Re_i$	$N_p$	Consumo de Potencia ( $\text{kW} \cdot \text{m}^{-3}$ )	Fuente
Acido glicérico	1050	$1,35 \cdot 10^{-3}$	500	$7 \cdot 10^5$	7,5	8,35	Propia
Etanol	1100	$1,00 \cdot 10^{-3}$	250	$4 \cdot 10^4$	5	3,98	(22)
Cerveza	1040	-	600	$1,0 \cdot 10^5$	10	11,60	(23)
Aminoácidos esenciales	980	$2,63 \cdot 10^{-3}$	150	$1,1 \cdot 10^5$	6,3	2,1	(24)

Tabla 2. Resultados y comparación con estudios similares.



La Tabla 2 exhibe la influencia de los parámetros de operación en el consumo de potencia de los agitadores. El consumo de potencia se presenta como la cantidad de energía requerida para agitar 1 m<sup>3</sup> de medio para cada sistema de producción. Aunque no todos los sistemas están diseñados para una capacidad de 1 m<sup>3</sup>, se estima esta cifra aplicando el criterio de escalado conocido como consumo de potencia por unidad de volumen.

La densidad y viscosidad de los medios son factores clave en muchos cálculos y son comparables en cada sistema de producción de la Tabla 3. El número de Reynolds del rodete en estos sistemas varía entre 10<sup>4</sup> y 10<sup>5</sup>, un parámetro crucial que indica el comportamiento del fluido en tanques agitados. Según Katoh en 2015<sup>17</sup>, para lograr una mezcla efectiva, es conveniente mantener el régimen turbulento, y en tanques agitados, se alcanza el régimen turbulento completamente desarrollado a  $Re_i \geq 10^4$ .

La velocidad de agitación difiere en la mayoría de los sistemas y guarda una relación directamente proporcional con el consumo de potencia. Dado que las características del medio son similares entre los estudios de la Tabla 3, es posible comparar el consumo de potencia según las condiciones de operación. En la producción de etanol descrita por Abuámer en 2005<sup>25</sup>, se emplea una velocidad de agitación de 250 rpm, mientras que, en este estudio, la velocidad de agitación es de 500 rpm, resultando en consumos de potencia de 3,98 y 8,35 kW respectivamente. Esto revela un consumo de potencia proporcional al aumento en la velocidad de agitación, siendo en este estudio el consumo de potencia aproximadamente el doble al duplicarse la velocidad de agitación. Este mismo comportamiento se observa en el trabajo descrito por Argemí en 2016<sup>26</sup> para la producción de cerveza y Roja en 2019<sup>9</sup>, en la producción de aminoácidos esenciales. La utilización de turbinas Rushton en estos sistemas de agitación demuestra su aplicabilidad en procesos fermentativos aireados, y si estos sistemas hubieran sido diseñados para una misma velocidad de agitación (500 rpm), los consumos de potencia serían comparables al obtenido en este estudio

## Tiempo de mezcla

En los biorreactores, una de las funciones fundamentales de los sistemas de agitación es asegurar una mezcla eficiente que permita la transferencia adecuada de energía y masa en el sistema<sup>27</sup>. El tiempo de mezclado es un parámetro crucial que caracteriza la eficiencia del sistema de agitación al medir la rapidez con la que la mezcla alcanza un estado de homogeneización determinado, generalmente establecido en un 95%<sup>28</sup>. En este estudio, se empleó el modelo descrito por Doran en 1998<sup>14</sup>, utilizando ecuaciones empíricas que describen el comportamiento hidrodinámico del fluido en función de las condiciones de operación para una turbina tipo Rushton de 6 palas planas con 4 deflectores, considerando el número de Reynolds del rodete y la velocidad de agitación. El resultado obtenido fue un tiempo de mezcla de 5,14 segundos.

Según Katoh en 2015<sup>17</sup>, en reactores industriales con capacidad inferior a 10 m<sup>3</sup>, los tiempos de mezclado suelen ser menores a 100 segundos. El tiempo de mezcla obtenido en este estudio se sitúa dentro de este rango, con una desviación aproximada del 10%. Un valor más bajo indica una mejor agitación, ya que significa que el flujo generado por el impulsor es turbulento y la mezcla es efectiva.

---

## CONCLUSIONES

En este estudio, se ha desarrollado un diseño efectivo para un sistema de agitación en un biorreactor de 1 m<sup>3</sup> destinado a la producción de ácido glicérico mediante la fermentación microbiana de *A. tropicalis*. El uso de un agitador tipo turbina Rushton de 6 palas planas, con dimensiones cuidadosamente calculadas, ha demostrado ser eficiente en la generación de corrientes de flujo para asegurar una homogeneización del 95% en un tiempo de mezcla de 5,14 segundos. Con un consumo de potencia calculado de 8,35 kW y una recomendación de 9 kW para compensar posibles pérdidas, se garantiza un rendimiento óptimo del sistema. Este diseño, aplicable a medios de baja viscosidad como el compuesto por un 20% (v/v) de glicerol con viscosidad de 1,35 cP, ofrece un enfoque práctico y prometedor para la producción eficiente de ácido glicérico en procesos fermentativos aireados, subrayando la viabilidad del agitador tipo turbina Rushton en este contexto.

**Conflicts of Interest:** "The authors declare no conflict of interest."

---

## REFERENCIAS

1. Callejas Edmar. Biocombustibles. <https://www.redalyc.org/pdf/325/32512739009.pdf>. 2008;
2. Plaza A. GLICERINA Y GLICEROL, investigan nuevos usos para transformar subproductos del biodiesel - BIODIESEL ARGENTINA-NOTICIAS SOBRE BIODIÉSEL BIOCMBUSTIBLES Y ENERGIAS RENOVABLES. 2010. Available from: <https://biodiesel.com.ar/2435/glicerina-y-glicerol-investigacion-nuevos-usos-para-transformar-subproductos-del-biodiesel>
3. Lafuente G. Glicerol : Síntesis Y Aplicaciones. Universidad Nacional De Educación a Distancia. 2017;
4. Agencia Internacional De Energia (IEA). <https://www.iea.org/fuels-and-technologies/bioenergy>. 2019. Bioenergía - Combustibles y tecnologías.
5. Bautista C. Subproductos Generados en el Proceso De Producción de Biodiesel a Partir De Aceite De Tempate. 2009; Available from: [www.ufg.edu.sv](http://www.ufg.edu.sv)
6. La Hora. Canchimalero, alternativa gastronómica : Noticias Esmeraldas : La Hora Noticias de Ecuador, sus provincias y el mundo. <https://lahora.com.ec/noticia/574954/produccion-de-biodiesel>. 2011;
7. Revista-Líderes. La Fabril llena más tanques con biodiésel | Revista Líderes. 2013. Available from: <https://www.revistalideres.ec/lideres/fabril-llena-tanques-biodiesel.html>
8. Habe H, Shimada Y, Yakushi T, Hattori H, Ano Y, Fukuoka T, et al. Microbial production of glyceric acid, an organic acid that can be mass produced from glycerol. *Appl Environ Microbiol*. 2009;75(24).
9. Rojas E. Diseño y cálculo de un biorreactor de una planta piloto de producción de aminoácidos esenciales en la ciudad de Arequipa. [Arequipa]: Universidad Nacional San Agustín de Arequipa; 2019. Available from: <http://repositorio.unsa.edu.pe/handle/UNSA/9894>
10. Rovira JG. Diseño de un biorreactor para la obtención de Ácido Glicérico por fermentación bacteriana de Glicerol. [Barcelona]: Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial de Barcelona (ETSEIB); 2013.
11. Dondé Castro MJ. Transporte de momentum y calor : teoría y aplicaciones a la ingeniería de proceso. 2005;316.
12. Martínez Guadalupe. Producción de plásticos biodegradables en bacterias. UDELAR; 2013. Available from: <file:///C:/Users/DANIEL%20CABRERA/Downloads/uy24-17152.pdf>
13. Habe H, Fukuoka T, Kitamoto D, Sakaki K. Biotransformation of glycerol to D-glyceric acid by *Acetobacter tropicalis*. *Appl Microbiol Biotechnol*. 2009;81(6).
14. Doran Pauline. Principios de ingeniería de los bioprocesos. Editorial Acirbia SA; 1998. 133–158 p.
15. L. McCabe, Julian C. Smith. Operaciones básicas de ingeniería química - Google Libros. Available from: [https://books.google.com.ec/books?id=YBXZz82jwksC&pg=PA275&lpg=PA275&dq=rodetes+recomendados+segun+la+viscosidad&source=bl&ots=IZaRviRSaU&sig=ACfU3U07wLFVufzSeJb9rz1J\\_fBs44vi9A&hl=es&sa=X&ved=2ahUKEwjZ0qHD0afqAhXIGM0KHBYbwAGsQ6AEwAnoECAgQAQ#v=onepage&q=rod&f=false](https://books.google.com.ec/books?id=YBXZz82jwksC&pg=PA275&lpg=PA275&dq=rodetes+recomendados+segun+la+viscosidad&source=bl&ots=IZaRviRSaU&sig=ACfU3U07wLFVufzSeJb9rz1J_fBs44vi9A&hl=es&sa=X&ved=2ahUKEwjZ0qHD0afqAhXIGM0KHBYbwAGsQ6AEwAnoECAgQAQ#v=onepage&q=rod&f=false)
16. Li Z, Bao Y, Gao Z. PIV experiments and large eddy simulations of single-loop flow fields in Rushton turbine stirred tanks. *Chem Eng Sci*. 2011;66(6).
17. Katoh S. Ingeniería bioquímica: un libro de texto para ingenieros, químicos y biólogos. 2015. Available from: <https://ebookcentral.proquest.com/lib/uta-ebooks/reader.action?docID=1896078&query=bioprocess>

18. Ramirez A, RR, AA, & ME. AGITACION Y MEZCLADO. RE VISTA E NLACE QUÍMICO, UNIVE RSIDAD DE GUANAJUATO. 2012;4.
19. Lázaro Ana. Tecnología de los bioprocesos – Diseño de biorreactores y fermentadores. Tecnologías Críticas para la Industria. 2013;
20. Rushton JH, Costich EW, Everett HJ. Power characteristics of mixing impellers, Parts 1 and 2. Chem Eng Prog. 1950;46(8).
21. Cortés L. Diseño de una planta piloto multiuso. Instituto Politécnico Nacional; 2009. Available from: <https://tesis.ipn.mx/jspui/bitstream/123456789/19585/1/TOLALPA.pdf>
22. Abuámer Y. Diseño Básico De Una Planta Piloto De Producción De Etanol. 2005. p. 1–17.
23. Argemí M. Diseño de un biorreactor para la fabricación de la cerveza. Etseib. 2016;1–84.
24. Rojas E. Diseño y cálculo de un biorreactor de una planta piloto de producción de aminoácidos esenciales en la ciudad de Arequipa. 2019. Available from: <http://repositorio.unsa.edu.pe/handle/UNSA/9894>
25. Abuámer Y. Diseño Básico De Una Planta Piloto De Producción De Etanol. 2005. Available from: <https://biblus.us.es/bibing/proyectos/abreproy/20046/fichero/Cap%C3%ADtulos%252FCap%C3%A Dtulo+3.pdf>
26. Argemí M. Diseño de un biorreactor para la fabricación de la cerveza. ETSEIB. 2016;
27. Manuel C, Díaz S, Abelardo L, Méndez Hernández A. Construcción y Validación Experimental de un Biorreactor Artesanal Tipo Tanque Agitado para Fermentaciones Sumergidas a Escala de Laboratorio.
28. Ruffo Durán J, FCA, & DMJC. Características de la hidrodinámica de un biorreactor industrial tipo tanque agitado. Rev Mex Ing Quim. 2014;3.

**Received:** October 9th 2023/ **Accepted:** January 15th 2024 / **Published:** 15 February 2024

**Citation:** Cabrera-Vall, D, Pérez H. Diseño de un sistema de agitación para un biorreactor de 1m<sup>3</sup> de capacidad para la producción de ácido glicérico a partir de glicerol por fermentación microbiana de *Acetobacter tropicalis* . Bionatura Journal 2024; 1 (1) 11. <http://dx.doi.org/10.70099/BJ/2024.01.01.11>

**Additional information** Correspondence should be addressed to [da.cabrera@uta.edu.ec](mailto:da.cabrera@uta.edu.ec)

**ISSN.3020-7886**

**Peer review information.** Bionatura thanks anonymous reviewer(s) for their contribution to the peer review of this work using <https://reviewerlocator.webofscience.com/>

All articles published by Bionatura Journal are made freely and permanently accessible online immediately upon publication, without subscription charges or registration barriers.

**Bionatura ISSN.** First 13909355 Ecuador. **Scopus coverage years:** from 2016 to the present

**Publisher's Note:** Bionatura stays neutral concerning jurisdictional claims in published maps and institutional affiliations.

**Copyright:** © 2024 by the authors. They were submitted for possible open-access publication under the terms and conditions of the Creative Commons Attribution (CC BY) license (<https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>).