

**PROCESO DE PRODUCCIÓN DE POLIHIDROXIBUTIRATO (PHB) A ESCALA
INDUSTRIAL POR *Bacillus megaterium* B2 USANDO GLICEROL CRUDO
COMO FUENTE DE CARBONO**

**LUIS OCTAVIO MALAVER CÁCERES
KARINA REYES RODRÍGUEZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2015

**PROCESO DE PRODUCCIÓN DE POLIHIDROXIBUTIRATO (PHB) A ESCALA
INDUSTRIAL POR *Bacillus megaterium* B2 USANDO GLICEROL CRUDO
COMO FUENTE DE CARBONO**

**LUIS OCTAVIO MALAVER CÁCERES
KARINA REYES RODRÍGUEZ**

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de:
Ingeniero Químico**

Director

Ph. D. HUMBERTO ESCALANTE HERNÁNDEZ

Codirector (es)

Ph. D. CAROLINA GUZMÁN LUNA

Ing. Químico VÍCTOR ALEXIS LIZCANO GONZÁLEZ

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2015

DEDICATORIA

A Dios, por ser mi guía, protector, y luz al final del camino,

A mi querida madre Josefina Cáceres Mayorga por su amor infinito, sin ella no sería nadie y no tendría motivos para seguir luchando,

A mi abuela Lucrecia Mayorga que me cuida y protege desde el cielo,

A mi hermano Carlos Nieves Cáceres por su apoyo, consejos, dedicación y por ser el mejor hermano del mundo,

A mi abuela María de la Cruz Rojas por su amor incondicional,

A mi padre Octavio Malaver Rojas por apoyarme y estar a mi lado,

A mi novia Johanna Rodríguez por estar a mi lado y tenerme paciencia,

A mi primo Jonathan Rey Malaver por ser como un hermano y estar siempre conmigo en las buenas y en las malas,

Al Doctor Humberto Escalante Hernández por su confianza, guía, enseñanzas, comprensión y amistad durante toda mi formación académica,

Al Ing. Químico Víctor Lizcano González por ayudarme en la realización del proyecto y estar en todo momento con nosotros,

A mis profesores por brindarme sus conocimientos y atención durante mi carrera.

Luis Octavio Malaver Cáceres

DEDICATORIA

A Dios por la vida, las oportunidades, por brindarnos salud y entendimiento para
alcanzar los objetivos propuestos.

A mis padres, hermanas y sobrinitos por su apoyo incondicional, amor y
comprensión,

A mis profesores por todas sus enseñanzas,

A mis amigos por los momentos compartidos y por su ayuda en situaciones
difíciles,

Al Ingeniero Víctor Lizcano por el aporte de sus conocimientos y ayuda
incondicional.

Karina Reyes Rodríguez

AGRADECIMIENTOS

Al doctor Humberto Escalante Hernández por su apoyo, guía y por creer en nosotros durante la realización de este trabajo.

Al ingeniero químico Víctor Alexis Lizcano González, por estar en todo momento con nosotros, por su colaboración y apoyo, sin ellos no hubiese sido posible la realización de esta trabajo.

A la doctora Carolina Guzmán Luna por su colaboración en el desarrollo de este trabajo.

A los docentes de la Escuela de Ingeniería Química por todos los conocimientos que nos brindaron durante toda la carrera, lo cual nos dio las bases académicas, éticas y morales para la culminación de este trabajo de grado.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	18
1. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA	26
1.1 OPTIMIZACIÓN DE LOS PARÁMETROS DEL MODELO CINÉTICO Y SELECCIÓN DE LA ESTRATEGIA DE ALIMENTACIÓN.	26
1.2 ESCALAMIENTO DE LA FERMENTACIÓN	28
1.2.1 Factores de escala	29
1.2.2 Simulación de la fermentación	30
1.3 DISEÑO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE PHB	30
1.3.1 Capacidad de la planta	30
1.3.2 Balance de masa del proceso	30
1.3.3 Diseño de equipos principales del proceso de producción de PHB	31
2. RESULTADOS Y ANÁLISIS	33
2.1 OPTIMIZACIÓN DE LOS PARÁMETROS DEL MODELO CINÉTICO Y SELECCIÓN DE LA ESTRATEGIA DE ALIMENTACIÓN	33
2.2 ESCALAMIENTO DE LA FERMENTACIÓN	37
2.2.1 Factores de escala	37
2.2.2 Simulación de la fermentación a escala industrial	37
2.3 DISEÑO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE PHB	41
2.3.1 Capacidad de la planta	41
2.3.2 Balance de masa	41
2.3.3 Diseño de equipos principales del proceso de producción de PHB	42
3. CONCLUSIONES	49
4. RECOMENDACIONES	50
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	51
BIBLIOGRAFÍA	57
ANEXOS	63

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Empresas fabricantes de PHB.	19
Tabla 2. Propiedades y composición glicerol crudo.	22
Tabla 3. Ecuaciones modelo cinético	23
Tabla 4. Dimensiones y especificaciones fermentador de laboratorio.	28
Tabla 5. Valores iniciales de los parámetros.	33
Tabla 6. Valores de los parámetros optimizados.	33
Tabla 7. Factores de escala	37
Tabla 8. Dimensiones y especificaciones fermentador modelo y prototipo.	38
Tabla 9. Dimensiones agitador tipo Rushton de 6 palas.	42
Tabla 10. Especificaciones serpentín.	44
Tabla 11. Dimensiones y condiciones de operación tanque de almacenamiento.	44
Tabla 12. Dimensiones y condiciones de operación centrífuga	45
Tabla 13. Dimensiones tanques digestores y de lavado.	46
Tabla 14. Dimensiones y condiciones de operación autoclave	47
Tabla 15. Dimensiones tanque de almacenamiento PHB	47
Tabla 16. Dimensiones y condiciones de operación secador	48
Tabla 17. Composición medio de cultivo	63
Tabla 18. Balance de masa del proceso	65
Tabla 19. Relaciones geométricas para un fermentador estándar	76
Tabla 20. Coeficiente de transferencia de masa (U)	83
Tabla 21. Tipo de material para distintas sustancias.	85
Tabla 22. Esfuerzos permitidos en materiales denominación ASTM	86
Tabla 23. Valores de TOR recomendados.	88
Tabla 24. Desplazamientos generados por el impulsor.	89
Tabla 25. Características técnicas de centrífugas decantadoras.	92
Tabla 26. Propiedades del acero inoxidable	97

Tabla 27. Valores máximos de esfuerzo permitido*1.000 lb/pulg ² .	98
Tabla 28. Tipo de tapas recipientes a presión	99
Tabla 29. Valores de conductividad térmica de aislantes:	101
Tabla 30. Eficiencias térmicas en operaciones típicas de secado por aspersión que comprenden diferentes diseños de cámaras.	111
Tabla 31. Relación entre tamaño promedio de partícula y diámetro mínimo para la cámara de secado	120
Tabla 32. Relación entre altura y diámetro para la cámara de secado	120
Tabla 33. Características de los ciclones de alta eficiencia.	122
Tabla 34. Especificaciones técnicas de secadores por aspersión	124

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Esquema general de la metodología propuesta.	26
Figura 2. Perfiles de concentraciones de biomasa, PHB, glicerol y velocidad de crecimiento, experimento fed batch C (FBC)	35
Figura 3. Perfiles de concentraciones de biomasa, PHB, glicerol y velocidad de crecimiento, experimento fed batch D (FBD)	36
Figura 4. Perfil del flujo de alimentación	38
Figura 5. Perfiles de volumen, velocidad de crecimiento y concentraciones en el fermentador industrial.	39
Figura 6. Diagrama de proceso de producción de PHB	43
Figura 7. Cálculo de la relación P_g/P	75
Figura 8. Tipos de agitadores	76
Figura 9. Dimensiones del ciclón	123

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Condiciones de operación proceso de producción de PHB a escala de laboratorio.	63
Anexo B. Balance de masa del proceso a escala industrial	65
Anexo C. Escalado y diseño mecánico fermentador	72
Anexo D. Diseño del tanque de almacenamiento	84
Anexo E. Diseño centrifuga decantadora	90
Anexo F. Diseño de autoclave	95
Anexo G. Diseño de tanques de mezcla	103
Anexo H. Diseño de secador por aspersion	110

NOMENCLATURA

X_r = biomasa residual (g/l)

μ = velocidad específica de crecimiento (h^{-1})

P = concentración de PHB (g/l)

S = concentración de sustrato (g/l)

N = concentración de nitrógeno (g/l)

k_1 = constante empírica asociada al crecimiento celular (g PHB/g biomasa)

k_2 = constante empírica no asociada al crecimiento celular (g PHB/g biomasa*h)

k_3 = constante asociada al consumo de la fuente de nitrógeno para la producción de biomasa residual (g N/g X_r)

k_4 = constante asociada al consumo necesario para las actividades de mantenimiento celular (g X_r /g N*h)

$k_L a$ = coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno (1/h)

C_c^* = Concentración de saturación del oxígeno disuelto en el líquido en la interfase gas-líquido (g O₂/L)

C_o = Concentración de oxígeno disuelto en el medio de fermentación (O₂/L)

N_p = número de potencia

N_a = número de aireación

Re = número de Reynolds

P = potencia de agitación requerida (kg*m/s) - (Hp)

P_g = potencia con aeración (kg*m/s) - (Hp)

ξ_c = factor de conversión

n = velocidad de rotación del impulsor (rps)

D_j = diámetro del impulsor (m)

D_t = diámetro del tanque (m)

H_L = altura del líquido (m)

ρ = densidad del medio (kg/m³)

μ = viscosidad del medio (kg/m*s)

f= flujo de entrada de aire (m³/min)

vm= volumen de gas, por volumen de líquido, por minuto

vs= velocidad del aire (m/h)

RESUMEN

TITULO: PROCESO DE PRODUCCIÓN DE POLIHIDROXIBUTIRATO (PHB) A ESCALA INDUSTRIAL POR *Bacillus megaterium* B2 USANDO GLICEROL CRUDO COMO FUENTE DE CARBONO .

AUTORES: LUIS OCTAVIO MALAVER CÁCERES
KARINA REYES RODRÍGUEZ*

PALABRAS CLAVE: Polihidroxibutirato, *Bacillus megaterium*, glicerol crudo, escalado, diseño de proceso.

CONTENIDO:

La problemática ambiental que genera la acumulación de plásticos sintéticos en el mundo ha llevado a la investigación en el desarrollo de biopolímeros biodegradables que tengan características similares al polietileno y polipropileno como lo es el caso de los polihidroxicanoatos. El más común de ellos es el Polihidroxibutirato (PHB) que se produce vía fermentativa con diversos sustratos y microorganismos que lo acumulan intracelularmente. El glicerol crudo es un subproducto de la industria del biodiesel y su uso como fuente de carbono permitiría la disminución en los costos del proceso. En este trabajo se diseñó el proceso de producción de Polihidroxibutirato (PHB) a partir de glicerol crudo y *Bacillus megaterium* B2 con base en el modelo cinético para la fermentación planteado por Moreno, *et. al.*, (2015). En el proceso se distinguen dos etapas importantes: 1. Fermentación; 2. Extracción y purificación. Para el dimensionamiento y condiciones apropiadas del fermentador se siguió la metodología de escalado a partir de un fermentador modelo de volumen de 4 litros. Se obtuvieron las condiciones de agitación y aireación adecuadas para lograr similitud geométrica y dinámica en un fermentador prototipo de 10000 litros bajo el criterio de mantener la relación P/V constante. En esta escala se alcanzó una producción de 1,85 g/l de PHB en 15 horas. En el diseño se incluye el diagrama de flujo del proceso junto con el balance de masa que permitió calcular las dimensiones de los equipos.

* Proyecto de grado

** Facultad de Ingenierías Físico-químicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: ESCALANTE HERNANDEZ Humberto Ing. Químico Ph. D. Co-director: GUZMÁN LUNA Carolina Ph. D, LIZCANO Victor Alexis Ing. Químico.

ABSTRACT

TITLE: PRODUCTION PROCESS OF POLYHYDROXYBUTYRATE (PHB) INDUSTRIAL SCALE BY *Bacillus megaterium* B2 USING CRUDE GLYCEROL AS A CARBON SOURCE*.

AUTHORS: LUIS OCTAVIO MALAVER CÁCERES
KARINA REYES RODRÍGUEZ**

KEY WORDS: Polyhydroxybutyrate, *Bacillus megaterium*, crude glycerol, scales up, process design.

CONTENTS:

Environmental problem produce the accumulation of synthetic plastics in the world has lead to the research in the development of biodegradable biopolymers that have similar characteristics to Polyethylene and Polypropylene such as the case of Polyhydroxyalkanoates. The most common of them are the Polyhydroxybutyrate (PHB) which is produced via fermentation with various substrates and microorganisms that accumulates intracellularly. The crude glycerol is a byproduct of the biodiesel industry and is used as a carbón source would allow the reduction in process costs. On this research the producción process of polyhydroxybutyrate (PHB) was designed from crude glycerol and *Bacillus megaterium* B2 based on a kinetic model for the fermentation suggested by Moreno, *et. al* 2015. In the process stands out two important stages: 1. Fermentation; 2. Extraction and purification. For dimensioning and appropriate conditions of fermenter is followed the scaling methodology suggested from a fermenter model volume of 4 liters. Appropriate conditions of agitation and aeration were obtained to achieve geometric and dynamic similarity in a 10.000 liters fermented prototype under the judgment of keeping the P/V constant. This scale was reached the production of 1.85 g/l PHB in 15 hours. On the design the flux diagram process is included with the mass balance that allowed calculating the dimentions of the equipments.

* Project degree

** Physical-chemistry Engineering Faculty. Chemical Engineering School. Director: Ph. D. ESCALANTE HERNANDEZ Humberto. Co-director: Ph. D. GUZMÁN LUNA Carolina, Chemical engineering LIZCANO Victor Alexis.

INTRODUCCIÓN

La producción mundial de plásticos se incrementó a 288 millones de toneladas en 2012 y se pronostica un crecimiento promedio anual de 9% [1]. En Colombia, se consumieron $3,05 \cdot 10^5$ toneladas de polietileno y $1,4 \cdot 10^5$ toneladas de polipropileno en el año 2012 [2].

La desventaja del uso de los plásticos es su disposición final. Los plásticos no son degradados fácilmente por procesos naturales, se acumulan y permanecen en el ambiente por largo tiempo. Los plásticos generan un grave problema de contaminación ambiental. Algunas alternativas para disminuir la cantidad de desechos plásticos son los procesos de incineración, reciclaje y fotodegradación. Sin embargo dichos procesos siguen siendo insuficientes para el tratamiento de las grandes cantidades de plásticos consumidos por lo que millones de toneladas terminan en los vertederos y los océanos [3].

Como solución a la problemática de contaminación ambiental por los plásticos, han surgido los polihidroxicanoatos (PHAs). Los PHAs son plásticos biodegradables con propiedades similares a polímeros sintéticos, pero con tiempos de degradación más cortos [4]. Los PHAs son poliésteres naturales sintetizados por diferentes microorganismos a partir de diversos sustratos. Más de 300 especies de bacterias utilizan carbohidratos, lípidos y residuos agroindustriales, para producir biopolímeros, acumulando desde 1 hasta 80% del polímero en relación a su peso seco [3].

El primer PHA descubierto y el más estudiado es el Polihidroxi butirato (PHB), cuya producción industrial inició en Estados Unidos, en la década de los 60's [3], llegando hoy a tener amplia producción por diferentes empresas (Tabla 1).

El precio del PHB es alto en comparación con los plásticos derivados del petróleo. Los sustratos usados hasta el momento (glucosa, fructosa o sacarosa) representan entre el 30% y el 40% del costo total de la producción del PHB [5]. En búsqueda de mejoras en el proceso de fermentación y extracción de PHB se han desarrollado investigaciones enfocadas al uso de residuos agroindustriales como sustratos.

Tabla 1. Empresas fabricantes de PHB.

Producto	Empresa	Producción (t/año)
Biogreen®	Mitsubishi Gas Chemical Company Inc. (Japón)	10.000
Mirel™	Telles (US)	50.000
Biocycle®	Empresa Industrial PHB (Brasil)	50
Biomer®	Biomer Inc. (Alemania)	50
Enmat®	Tianan Biologic, Ningbo (China)	10.000
Nodax™	P & G (US)	20.000-50.000
Nodax™	Lianyi Biotech (China)	2.000
Kaneka PHBH	Kaneka Corporation (Japón)	1.000
Bio Verde	Tianjin Gree Bio-Science Co / DSM	10.000
Meredian	Meredian (US)	272.000

Fuente: modificado de Chanprateep, (2010) [5]

El glicerol es un subproducto de la industria del biodiesel producido en grandes cantidades lo cual ha generado una caída en su precio convirtiéndolo en una materia atractiva para su aprovechamiento. En el 2014 se produjeron aproximadamente 51800 t de glicerol en Colombia [6]. El glicerol es usado en la industria alimenticia, farmacéutica, cosmética, automovilística, papelera y textil. Adicionalmente, dada la naturaleza reducida de las cadenas de carbono del glicerol, puede ser usado como fuente de carbono en procesos microbiológicos [7].

La producción de PHB usando *Cupriavidus necátor* a partir de glicerol con diferentes purzas, logró disminuir los costos de materia prima de 10% a 20% en

comparación al proceso a partir de glucosa [7]. En Colombia Moreno *et. al.*, (2015) [8], estudiaron la producción de PHB a partir de glicerol residuo de la industria del biodiesel (GRIB) y una cepa nativa de *Bacillus megaterium* (denominada *B. megaterium* B2). La producción de PHB fue de 0,147 g/ (L*h) [9]. Los rendimientos obtenidos por Moreno *et. al.*, (2015) superan los trabajos reportados por Valappil *et. al.*, (2007) (0,036 g/(L*h), utilizando *B. cereus*) [10] y López *et. al.*, (2012) (0,103 g/(L*h), utilizando *B. megaterium*) [11]. Adicionalmente, este trabajo realizado en Colombia, propuso un modelo matemático para describir el crecimiento del microorganismo, el consumo de sustrato y la formación de producto con cuatro estrategias de alimentación: a) batch (B), b) alimentación ascendente (FBA), c) alimentación discontinua (FBD) y d) alimentación continua (FBC).

En resumen, en Colombia la producción de PHB, a partir de GRIB empleando *Bacillus megaterium* B2, se ha planteado a escala laboratorio y actualmente no se cuenta con un estudio técnico del proceso a una mayor escala, lo cual es un requisito para estudios de viabilidad técnica, financiera y ambiental del proceso. Por consiguiente, el objetivo de este trabajo de fin de carrera fue realizar un diseño del proceso de producción de PHB a escala industrial, tomando una base de operación de GRIB de acuerdo a la producción nacional, y utilizando *Bacillus megaterium* B2, es decir con base en parte de los resultados del trabajo de Moreno *et. al.*, (2015). Como objetivos específicos se realizó la optimización de los parámetros que describen el modelo cinético (para las estrategias de alimentación FBD y FBC), se determinaron las condiciones de operación del fermentador industrial por medio de una metodología de escalado y se hizo el diseño de los equipos principales del proceso.

PROCESO DE PRODUCCIÓN DE PHB

El proceso de producción de PHB desarrollado por Moreno *et. al.*, (2015) consta de dos etapas: i) Fermentación y ii) Extracción y purificación.

FERMENTACIÓN

La fermentación se realizó con glicerol residuo de la Industria del biodiesel (GRIB) como sustrato y *Bacillus megaterium* B2 como inóculo. Se llevó a cabo en un bioreactor de 4 L a 34°C, pH de 7 y agitación de 400 rpm. Los sustratos limitantes del proceso son el oxígeno y la fuente de carbono. Para la alimentación continua se utilizó glicerol a 484 g/L y nitrógeno de 18 g/L [9]. Una descripción completa del proceso se presenta en el anexo A.

Bacillus megaterium

Bacillus megaterium es una bacteria Gram positiva, aeróbica, esporulada. Su nombre proviene del griego "megat(h)erium" que significa animal grande debido a su gran tamaño (4 x 1,5 µm). *Bacillus megaterium* es una bacteria de tamaño 100 veces mayor que *Escherichia coli*. Este microorganismo, puede crecer en una amplia variedad de fuentes de carbono por lo que se pueden utilizar medios de cultivo simples y económicos [12].

Glicerol

El glicerol es un compuesto químico obtenido como subproducto en la industria oleoquímica. Durante la producción de biodiesel, el glicerol representa el 10% en peso de los productos obtenidos. El glicerol es un componente muy estable, no irritante, con bajo grado de toxicidad sobre el medio ambiente. En el mercado, se encuentra como glicerol puro o crudo, el cual posee un alto contenido de

impurezas (metanol, agua, jabones y sales). La siguiente tabla presenta algunas características y composiciones del glicerol crudo. [13]

Tabla 2. Propiedades y composición glicerol crudo.

Parámetro	Valor
pH (solución 10%)	4-9
Densidad (g/mL)	1,04
Glicerol (%p/p)	40%-88%
Agua (%p/p)	12% máx.
Cenizas (%p/p)	2% máx.
Residuos orgánicos	2% máx.

Fuente: modificado de Posada, (2010) [13]

EXTRACCIÓN Y PURIFICACIÓN

En la etapa de extracción y purificación, la membrana celular debe ser destruida para separar el PHB de la biomasa residual. Se realiza una digestión con hipoclorito de sodio como pretratamiento. La siguiente etapa es una digestión con dodecil sulfato sódico (SDS). En el proceso de purificación se hace un lavado con etanol que permite retirar restos de lípidos, seguido de un proceso de secado. El procedimiento anterior se desarrolló según un protocolo de extracción establecido en el centro de estudios e investigaciones ambientales (CEIAM) de la universidad Industrial de Santander. Una descripción completa del proceso se presenta en el anexo A.

CINÉTICA DE LA PRODUCCIÓN DE PHB

La cinética de fermentación se describe mediante el modelo matemático planteado por Moreno, *et. al.*, (2015), el cual permite describir el crecimiento del microorganismo, la producción de PHB, el consumo de oxígeno, nitrógeno y glicerol en cultivos batch y fed-batch a través del planteamiento de los balances de

masa para cada componente [9]. En la tabla 3 se resumen las ecuaciones del modelo cinético.

Tabla 3. Ecuaciones modelo cinético

Variable	Ecuación
Volumen de trabajo en el bioreactor	$\frac{dV}{dt} = F$ (1)
Biomasa residual (Xr)	$\frac{dX_r}{dt} = \mu - \frac{F}{V} * X_r$ (2)
Producto	$\frac{dP}{dt} = k_1 * \mu * X_r + k_2 * X_r - \frac{F}{V} * P$ (3)
Consumo de PHB en ausencia de fuente de carbono	$\frac{dP}{dt} = -k_8 * X_r$ (4)
Glicerol	$\frac{dS}{dt} = -\alpha * \mu + \gamma * X_r + \frac{F}{V} * S_f - \frac{F}{V} * S$ (5)
Nitrógeno	$\frac{dN}{dt} = -\mu * k_3 + k_4 * X_r + \frac{F}{V} * N_f - \frac{F}{V} * N$ (6)
Consumo de oxígeno	$\frac{dO}{dt} = k_L a * (C_G^* - C_o) - (k_5 * \mu * X_r + k_6 * X_r)$ (7)
Velocidad específica de crecimiento	$\mu = \mu_m * \frac{S^n}{S^n + k_s^n} + \frac{O}{O + K_o}$ (8)

Fuente. Moreno, *et. al.*, (2015) [9]

ESCALADO

El escalado permite encontrar las condiciones del fermentador prototipo siguiendo diversas metodologías según las características del proceso. Fenómenos de transporte como la transferencia de oxígeno, el mezclado y la tensión de cizallamiento se pueden alterar durante el escalado de la fermentación, cambiando el metabolismo microbiano, la cinética, rendimientos y productividades, por lo que el éxito del escalado está en mantener la cinética óptima desarrollada a escala más pequeña [14].

Para el escalado de una fermentación se debe identificar la propiedad física o mecánica específica más crítica en el proceso y mantenerla constante. Las propiedades más comunes para realizar el escalado de un bioreactor son la transferencia de oxígeno, mezclado, esfuerzo cortante y el régimen de flujo. El escalado también tiene en cuenta el principio de similitud geométrica entre las escalas, implicando que la proporción entre la altura y el diámetro sea constante. Los mejores criterios para pasar de una escala a otra son mantener P/V y $k_L a$ constante [15]. La comparación entre los números adimensionales característicos del proceso permite encontrar los factores de escala.

Números adimensionales: Los números adimensionales que rigen los fenómenos de transporte en el fermentador son los siguientes [16]:

- Número de potencia:

$$N_p = \frac{\text{fuerzas externas}}{\text{fuerzas inerciales}}$$

$$N_p = \frac{P g_c}{n^3 D_i^5 \rho} \quad (9)$$

Donde P es la potencia de agitación requerida ($\text{kg} \cdot \text{m} / \text{s} - (\text{Hp})$), g_c es un factor de conversión, n es la velocidad de rotación del impulsor (rps), $D_i =$ diámetro del impulsor (m) y ρ densidad del medio (kg / m^3).

- Número de aireación:

$$N_a = \frac{\text{velocidad del gas/área transversal del tanque}}{\text{velocidad de la punta del impulsor}}$$

$$N_a = \frac{f}{n D_i^3} \quad (10)$$

Donde f = flujo de entrada de aire (m^3/min)

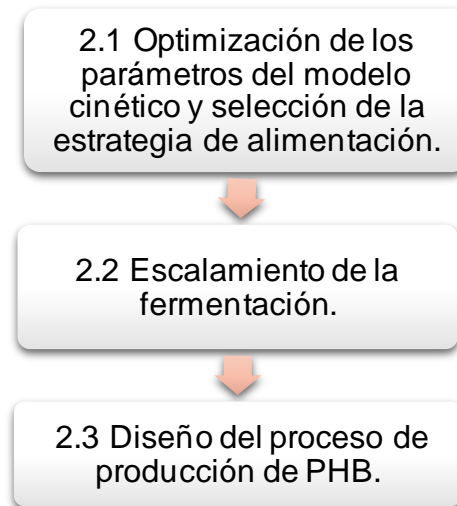
- Número de Reynolds:

$$Re = \frac{\text{fuerzas inerciales}}{\text{fuerzas viscosas}}$$

$$Re = \frac{nD_i^2 \rho}{\mu} \quad (11)$$

1. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA

Figura 1. Esquema general de la metodología propuesta.



1.1 OPTIMIZACIÓN DE LOS PARÁMETROS DEL MODELO CINÉTICO Y SELECCIÓN DE LA ESTRATEGIA DE ALIMENTACIÓN.

Se realizó una optimización simultánea de los parámetros cinéticos con los datos obtenidos en los experimentos Fed batch C y Fed batch D para posteriormente seleccionar la estrategia de alimentación que permitiera obtener la mayor concentración de polímero en el medio de cultivo. Los valores iniciales de los parámetros se estimaron de la siguiente manera:

La velocidad específica de crecimiento se calculó mediante la ecuación 2:

$$\frac{1}{X_r} * \frac{dX_r}{dt} = \mu \quad (12)$$

Los datos experimentales de biomasa residual se ajustaron a una función dependiente del tiempo, empleando el software Curve Expert Professional (versión de prueba). Dicha función de ajuste permite calcular los valores de la derivada punto a punto.

La máxima velocidad específica de crecimiento se calculó integrando la ecuación 2 [17]. Durante la fase exponencial de crecimiento $\mu = \mu_m$.

$$\int_{X_{r0}}^{X_r} \frac{dX_r}{X_r} = \int_{t=t_0}^t \mu_m dt$$

$$\ln \frac{X_r}{X_{r0}} = \mu_m (t - t_0) \quad (13)$$

En la fase exponencial, $t - t_0$ representa el tiempo de duración, X_{r0} la biomasa residual al inicio de la fase exponencial y X_r la biomasa residual al final de la fase. Linealizando la ecuación 13:

$$\ln X_r = \ln X_{r0} + \mu_m t \quad 14$$

Graficando $\ln X_r$ vs t , se identificó la fase de crecimiento exponencial y se calculó la pendiente la cual corresponde a el valor de μ_m .

Para los parámetros α , γ , k_1 , k_2 , k_3 , y k_4 , se linealizaron las ecuaciones 3, 5 y 6 despreciando los efectos del cambio de volumen.

$$\frac{1}{X_r} * \frac{dP}{dt} = k_1 * \mu + k_2 \quad (15)$$

$$\frac{1}{X_r} * \frac{dS}{dt} = -\alpha * \mu * \gamma \quad (16)$$

$$\frac{1}{X_1} * \frac{dN}{dt} = - \mu * k_3 + k_4 \quad (17)$$

Siguiendo la estructura de la ecuación de la recta se obtuvieron los valores de la pendiente y el punto de corte para estimar los parámetros. Los valores iniciales de los parámetros $k_{L,a}$, k_5 , k_6 , K_o , K_s y n fueron tomados de literatura [9].

La optimización simultánea de los 14 parámetros del modelo se realizó empleando la herramienta ODE45 y la función fmincon del software MATLAB (MathWorks) versión 7,12 [18]. La validez del modelo se evaluó mediante el coeficiente de correlación R^2 .

1.2 ESCALAMIENTO DE LA FERMENTACIÓN

Para el cambio de escala se tomó como base las especificaciones geométricas y operacionales del fermentador de laboratorio con volumen de operación de 4 litros.

Tabla 4. Dimensiones y especificaciones fermentador de laboratorio.

Variable	Unidad	Valor
V	m ³	0,004
(f/V)	vvm	1
D _i	m	0,077
D _t	m	0,142
H _L	m	0,254
n	rpm	400
P	Hp	0,014
H _L /D _t	-	1,79
D _i /D _t	-	0,54
v _s	m/h	15,22
R _e	-	3982,23

Fuente: Manual de operación del equipo BioFlo

1.2.1 Factores de escala: Los factores de escala fueron encontrados a través de la relación de los números adimensionales que rigen los fenómenos de transporte en el fermentador, como se muestra a continuación [16]:

- Número de potencia: con la relación de los números de potencia se calculó el factor P_1/P_2 . Igualando los N_p del fermentador prototipo (2) y el fermentador modelo (1):

$$\frac{N_{p1}}{N_{p2}} = \frac{P_1}{P_2} \frac{g_{c1}\rho_1}{g_{c2}\rho_2} \frac{n_2^3 D_{i2}^5}{n_1^3 D_{i1}^5}$$

Asumiendo densidad del medio constante:

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{n_1^3 D_{i1}^5}{n_2^3 D_{i2}^5} \quad (18)$$

- Número de aireación: Con la relación entre los números de aireación se calculó el factor F_1/F_2 . Igualando los N_a del fermentador prototipo (2) y el fermentador modelo (1):

$$\frac{N_{a1}}{N_{a2}} = \frac{f_1}{f_2} \frac{n_2 D_{i2}^3}{n_1 D_{i1}^3}$$

$$\frac{f_1}{f_2} = \frac{n_1 D_{i1}^3}{n_2 D_{i2}^3} \quad (19)$$

- Número de Reynolds: Con la relación entre los números de Reynolds se calcula el factor n_1/n_2 . Igualando los R_e del fermentador modelo (1) y el fermentador prototipo (2):

$$\frac{R_{e1}}{R_{e2}} = \frac{n_1 D_{i1}^2}{n_2 D_{i2}^2} \frac{\rho_1 \mu_2}{\rho_2 \mu_1}$$

Asumiendo que la densidad y la viscosidad del medio son constantes:

$$n_1 D_{i1}^2 = n_2 D_{i2}^2 \quad (20)$$

Conocida la relación de diámetro del impelente entre el fermentador modelo y el prototipo y las especificaciones del fermentador modelo, se calculan los factores de escala para determinar las especificaciones del fermentador prototipo.

1.2.2 Simulación de la fermentación: Se realizó la simulación de la fermentación con los parámetros optimizados, la estrategia de alimentación seleccionada y el volumen obtenido en el escalamiento. Las concentraciones de glicerol y nitrógeno en la corriente de alimentación fueron de 484 g/L y 18 g/L, respectivamente [9]. Se seleccionó el flujo de alimentación que maximizara la producción de PHB. Se tomó como criterio de parada de la fermentación el punto en el cual se observe una disminución en la concentración del polímero.

1.3 DISEÑO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE PHB

1.3.1 Capacidad de la planta: Se definió la capacidad de la planta en función de la disponibilidad de materia prima. Se procesarán 181,8 ton/año de glicerol crudo considerando un porcentaje de pureza de 88% p/p. Este volumen de glicerol crudo corresponde aproximadamente al 16% del producido en una planta de biodiesel del país. Se calculó la producción anual de polímero en función del rendimiento de la fermentación y de la cantidad de glicerol crudo a procesar, posteriormente se calculó el número de fermentadores de 10000 L y ciclos de operación requeridos para procesar la materia prima disponible.

1.3.2 Balance de masa del proceso: Los balances de masa de cada una de las corrientes se realizaron en función del flujo total de medio fermentado. Las

eficiencias en la etapa de extracción y los insumos requeridos en el proceso fueron tomados según un protocolo de extracción establecido en el centro de estudios e investigaciones ambientales (CEIAM) de la universidad Industrial de Santander

1.3.3 Diseño de equipos principales del proceso de producción de PHB

- Fermentador: El equipo de fermentación es cilíndrico, vertical con agitación mecánica. Las dimensiones se obtuvieron con la metodología de escalado de la sección 1.2. El agitador se diseñó de acuerdo a lo propuesto por Quintero, (1981) [15] y el sistema de calentamiento siguiendo la metodología empleada por Arboleda, (2003) [19]. Las condiciones de operación se pueden observar con detalle en el anexo B.
- Tanque de almacenamiento: Se usará un tanque de almacenamiento de medio fermentado con el fin de que los tiempos de las etapas de fermentación y de extracción no se vean afectados e interrumpidos. El pH del medio fermentado debe mantenerse en valores menores a 5 con el fin de inhibir el crecimiento microbiano y evitar el consumo del producto. El tanque es cilíndrico para dispersar cargas y presiones, además tendrá su respectivo factor de seguridad con el cual se calcula el volumen efectivo a diseñar. Para la selección del material se tuvo en cuenta la composición del medio.
- Centrifuga decantadora: En el diseño de la centrifuga decantadora se tuvo en cuenta las recomendaciones del catálogo de Martin [20]. Los diseños de centrifugas decantadoras más comunes en el mercado son de tipo horizontal y tazón cilíndrico terminado en forma cónica.
- Tanque Digestor: Este tanque se diseña con los mismos parámetros, suposiciones y factores de seguridad que se utilizan para tanques de

almacenamiento. Además se debe contar con un sistema de calentamiento que mantenga la temperatura en 50 °C para la digestión con hipoclorito.

- Autoclave: El autoclave se diseñó a partir del flujo másico y la densidad de la corriente proveniente del tanque de digestión con SDS. Ya que se necesita sobredimensionar el equipo por cuestiones de seguridad, también se incluyó un factor y una eficiencia de soldadura para el cálculo del volumen. Para la selección del material se consideró la resistencia a la corrosión. Debido a que se manejan altas presiones, se aplicó un factor de seguridad para calcular el espesor de las placas del cuerpo y las tapas, las cuales serán de tipo torisféricas.

- Secador por aspersion: Se escogió un atomizador de disco rotatorio el cual dispersa el flujo en forma de gotas a través de una corriente de aire con flujo paralelo. El flujo de aire fue calculado mediante balance de energía y es calentado por una resistencia. Para la selección del material se tuvo en cuenta la composición y temperatura de las corrientes de entrada. Para el cálculo de las dimensiones de la cámara de secado y de ciclón se utilizaron relaciones de diámetro-altura teniendo en cuenta el flujo de entrada de aire. Para el cálculo de la fuerza motriz se tuvo en cuenta parámetros como el diámetro de la cámara de secado y la temperatura del flujo de entrada de aire.

2. RESULTADOS Y ANÁLISIS

2.1 OPTIMIZACIÓN DE LOS PARÁMETROS DEL MODELO CINÉTICO Y SELECCIÓN DE LA ESTRATEGIA DE ALIMENTACIÓN

En la tabla 5 se muestran los valores iniciales calculados para los parámetros μ_m , α , γ , k_1 , k_2 , k_3 , k_4 de las dos estrategias de alimentación fed batch C (FBC) y fed batch D (FBD) necesarios para la optimización.

Tabla 5. Valores iniciales de los parámetros.

	μ_m	k_1	k_2	k_3	k_4	α	γ
FBC	0.683	0.288	-0.003	0.063	0.003	1.845	0.081
FBD	0.834	0.614	-0.028	0.111	0.001	2.025	0.137

Como resultado de la optimización simultanea entre los dos tipos de alimentación se obtuvieron los valores de los parámetros mostrados en la tabla 6.

Tabla 6. Valores de los parámetros optimizados.

Parámetro	Unidad	Valor
n	Adimensional	2.4246
k_s	gS/l	4.0123
k_o	gO ₂ /l	0.0074
k_5	gO ₂ /gX _r	0.2805
k_6	gO ₂ /gX _r .h	0.0726
k_7	gS/l	3.6236
k_8	gP/gX _r .l	0.0858
k_1a	1/h	52.6564
μ_m	1/h	0.792
k_1	gP/gX _r	0.3416
k_2	gP/gX _r .l	-0.0103
k_3	gN/gX _r	0.0978

Parámetro	Unidad	Valor
k_d	$\text{gN/gX}_1\cdot\text{l}$	0.0027
α	gS/gX_1	2.0031
γ	$\text{gS/gX}_1\cdot\text{l}$	0.1219

Figura 2. Perfiles de concentraciones de biomasa, PHB, glicerol y velocidad de crecimiento, experimento fed batch C (FBC)

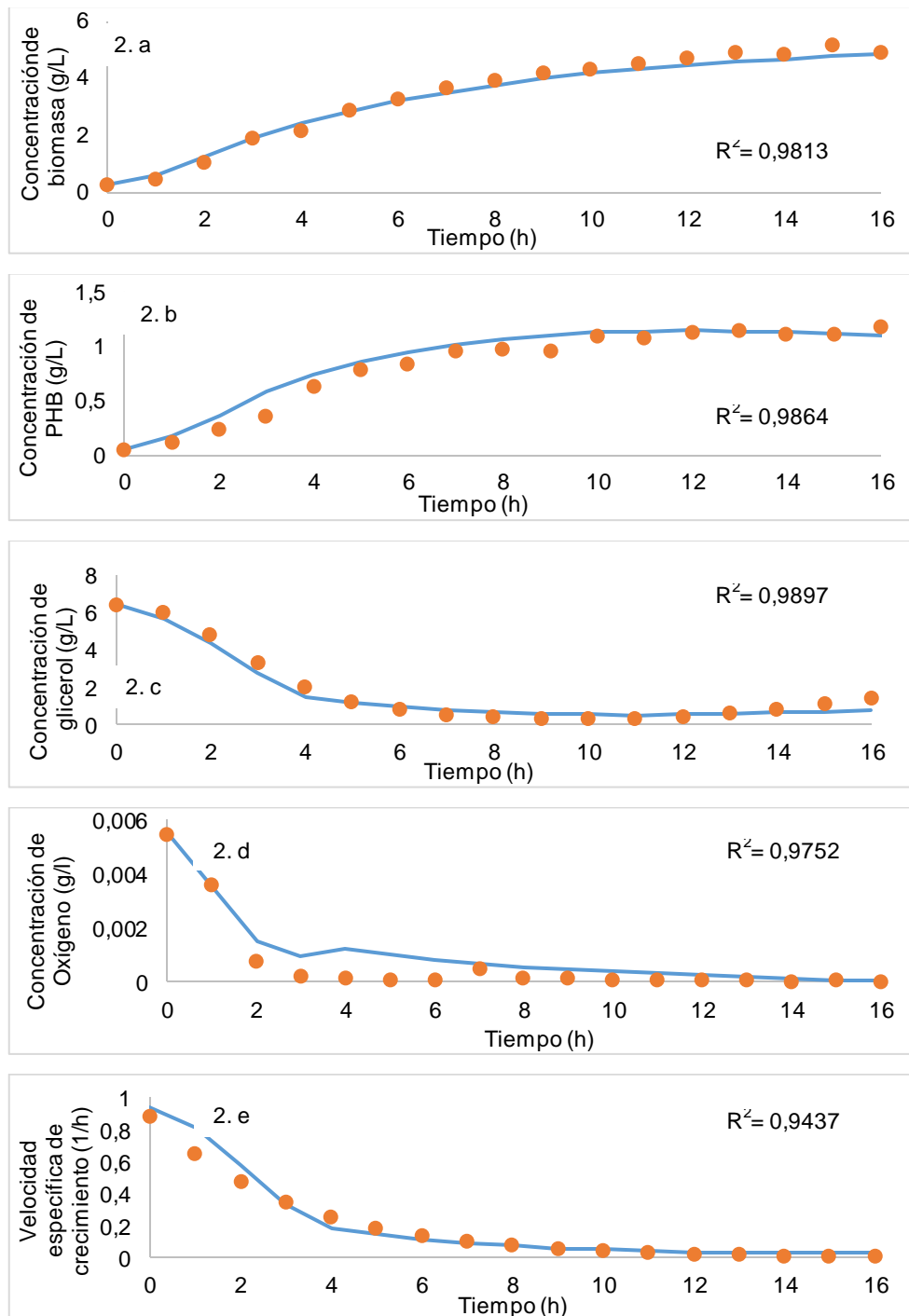
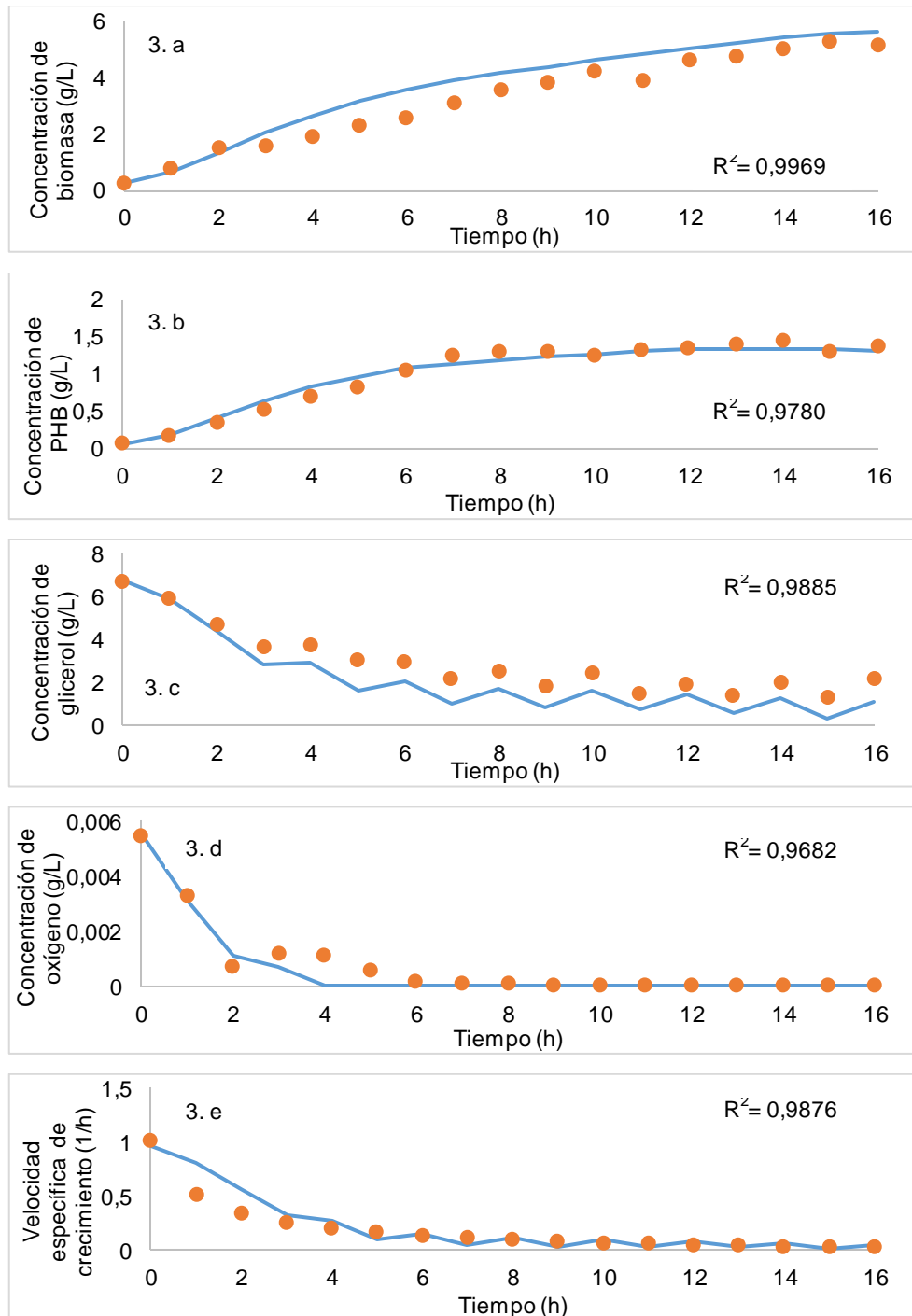


Figura 3. Perfiles de concentraciones de biomasa, PHB, glicerol y velocidad de crecimiento, experimento fed batch D (FBD)



En las figuras 2 y 3 se pueden observar los perfiles de concentración en el tiempo de la biomasa residual, PHB, glicerol y la velocidad de crecimiento en los experimentos FBC y FBD. El coeficiente de correlación R^2 promedio para los dos experimentos con alimentación continua y discontinua es de 0,971 y 0,983 respectivamente. Se seleccionó la estrategia de alimentación discontinua (FBD) debido a que logró alcanzar una mayor producción de PHB (1,44 g/L) con respecto al FBC (1,18 g/L). La influencia de la estrategia de alimentación sobre la producción de PHB se ha demostrado en diferentes estudios disponibles en la literatura [21] [22].

2.2 ESCALAMIENTO DE LA FERMENTACIÓN

Se realizó escalamiento desde un fermentador modelo de 4 L a uno de 10000 L. Los cálculos detallados se pueden ver en el anexo B.

2.2.1 Factores de escala: Los factores de escalado calculados se presentan en la tabla 7. Las dimensiones del fermentador modelo y prototipo se pueden ver en la tabla 8.

Tabla 7. Factores de escala

Factores de escala	
P/V	1
D_{i2}/D_{i1}	13,57
n_2/n_1	0,17
$(f/V)_2/(f/V)_1$	0,17
P_2/P_1	2500

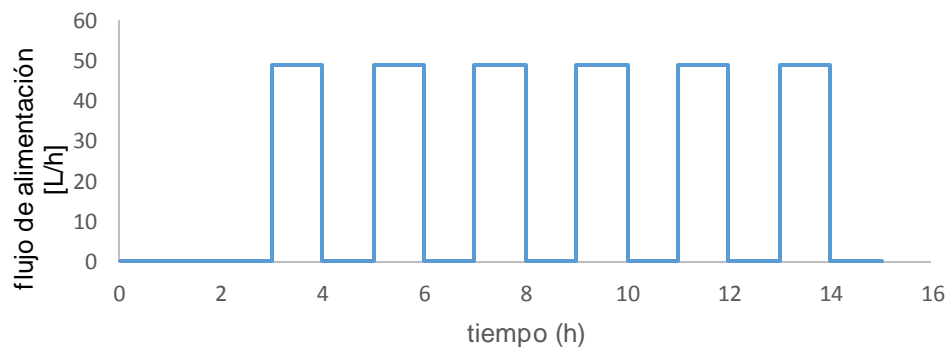
2.2.2 Simulación de la fermentación a escala industrial: La fermentación se llevará a cabo por 15 horas, ya que a partir de este tiempo se observa una disminución en la concentración de PHB. El perfil de alimentación seleccionado

que maximiza la producción de polímero se muestra en la figura 4 y corresponde a una alimentación intermitente de 48,8 L/h a partir de la hora 3 de la fermentación.

Tabla 8. Dimensiones y especificaciones fermentador modelo y prototipo.

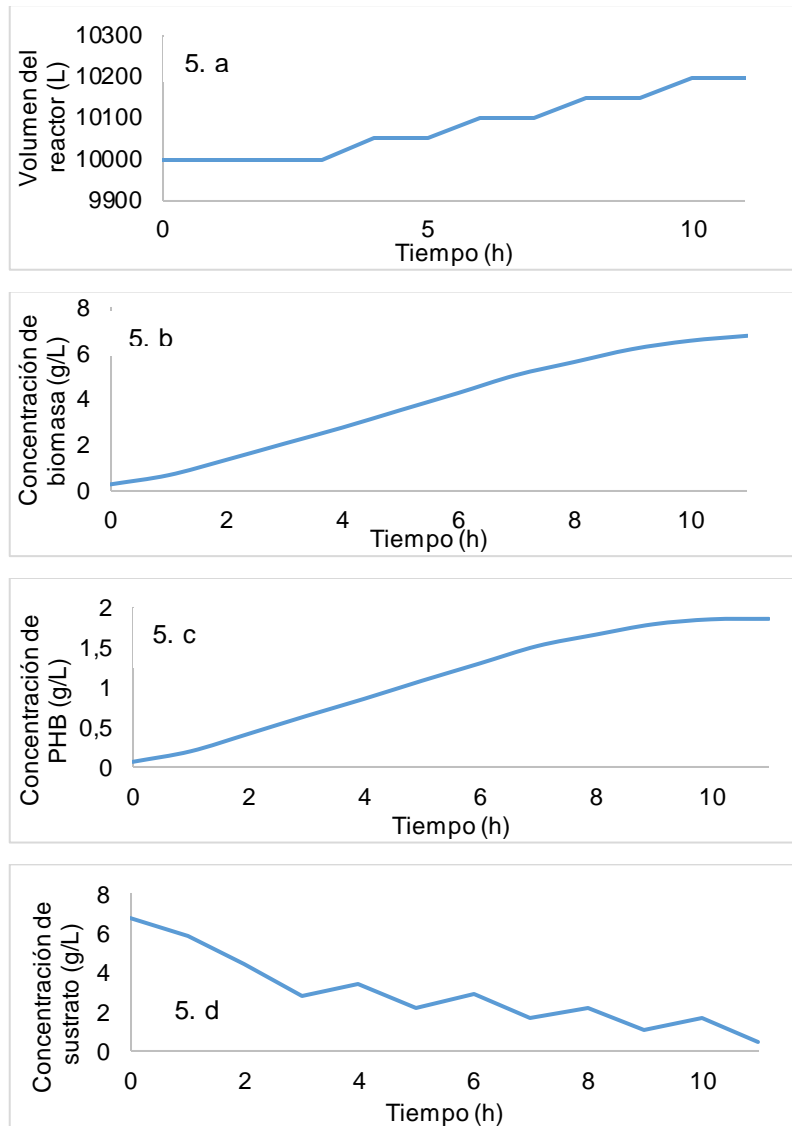
Parámetro	Unidad	Modelo	Prototipo
V	L	4	10000
f/V	vvm	1	0,175
D _j	m	0,077	1,045
D _t	m	0,142	1,923
H _l	m	0,254	3,442
n	rpm	400	70,301
f	m ³ /min	0,004	1,757
P	HP	0,014	34,75
P _g	HP	0,012	29,537
v _g	m/h	15,218	36,301
R _e	-	3982,23	128920,56

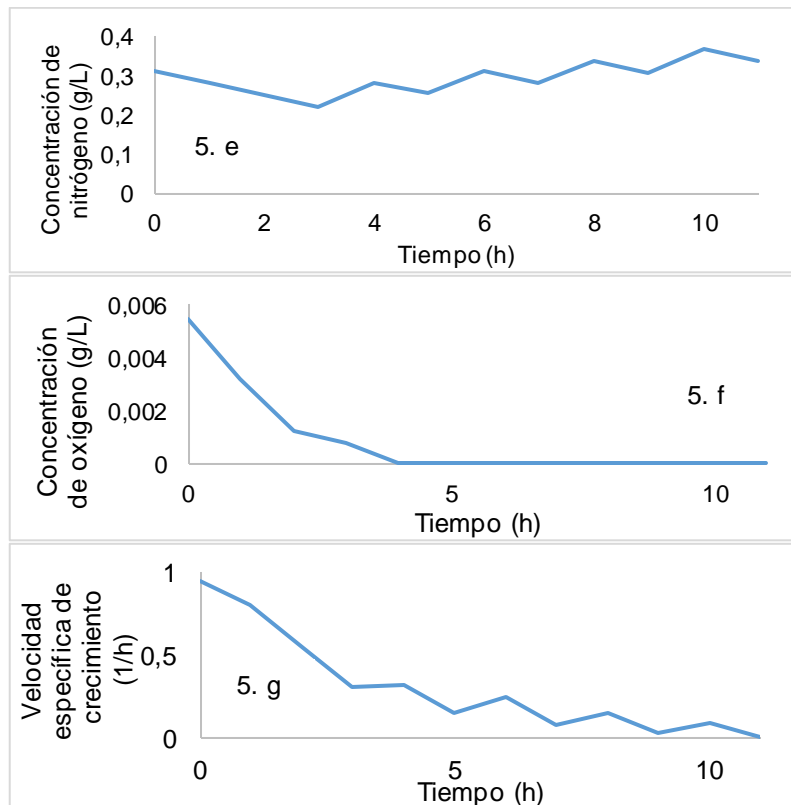
Figura 4. Perfil del flujo de alimentación



En la figura 5 se observan los perfiles de volumen, velocidad de crecimiento y concentraciones de biomasa, PHB, glicerol, nitrógeno y oxígeno obtenidos en un fermentador con volumen de 10.000 L.

Figura 5. Perfiles de volumen, velocidad de crecimiento y concentraciones en el fermentador industrial.





En la figura 5.a se observa el perfil del volumen en el fermentador, teniéndose un aumento de 1,95% al final del cultivo. En las figuras 5.b y 5.c se observan los perfiles de biomasa y PHB los cuales alcanzan concentraciones mayores en comparación a la escala laboratorio: 6,77 g/L y 1,85 g/L respectivamente. El aumento en la producción de PHB (28,5%) es debido a la optimización del flujo de alimentación. El porcentaje de acumulación de polímero en la célula (g PHB/g biomasa) a las 15 horas de fermentación es 21,5%. En la figura 5.d se muestra el perfil de glicerol con respecto al tiempo, el cual tiene un descenso pronunciado hasta la hora 7 del proceso, seguido de fluctuaciones propias del tipo de alimentación. No se tienen incrementos significativos en la concentración de glicerol, lo cual podría provocar inhibición por sustrato. De la hora 7 a la hora 15 del proceso, el rendimiento producto sustrato fluctúa en un rango de 0,12 a 0,16 g PHB/g Glicerol consumido. En la figura 5.e se puede observar que el perfil de concentración de nitrógeno es ascendente ya que la relación carbono/nitrógeno en

la corriente fed batch alimentada a partir de la hora 7 del proceso se mantuvo pero el flujo de dicha corriente se aumentó con el fin de maximizar la producción de biomasa y polímero generando cambios en las condiciones de cultivo, es decir se está alimentando más nitrógeno que no está siendo consumido por la bacteria encontrándose este nutriente en exceso. Esto muestra que no hay limitación por fuente de nitrógeno, por tanto se podría disminuir la concentración en la corriente fed batch o suministrar el glicerol y el nitrógeno en corrientes fed batch por separado para alimentar solo la cantidad necesaria. En la figura 5.g se observa el perfil de velocidad específica de crecimiento, la cual es cada vez menor a medida que avanza la fermentación. El comportamiento de la velocidad específica de crecimiento está acorde con las tendencias de las concentraciones de glicerol y oxígeno disuelto, confirmando la relación existente entre estas variables.

2.3 DISEÑO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE PHB

2.3.1 Capacidad de la planta: Un fermentador de 10000 L, consumirá un total de glicerol de 157,52 kg en 15 horas. Se tiene disponible 181 t/año de glicerol, que corresponden a 315 kg de glicerol por ciclo por tanto se implementan dos fermentadores por ciclo. Al año se realizan 508 ciclos de 17 horas, dando una producción total de PHB de 19,2 t/año.

2.3.2 Balance de masa: El diagrama del proceso se realizó en el software SuperPro Designer v8.5 (versión de prueba) y puede observarse en la figura 6. En el anexo B se puede ver en detalle la descripción del proceso a escala industrial y la composición de las corrientes.

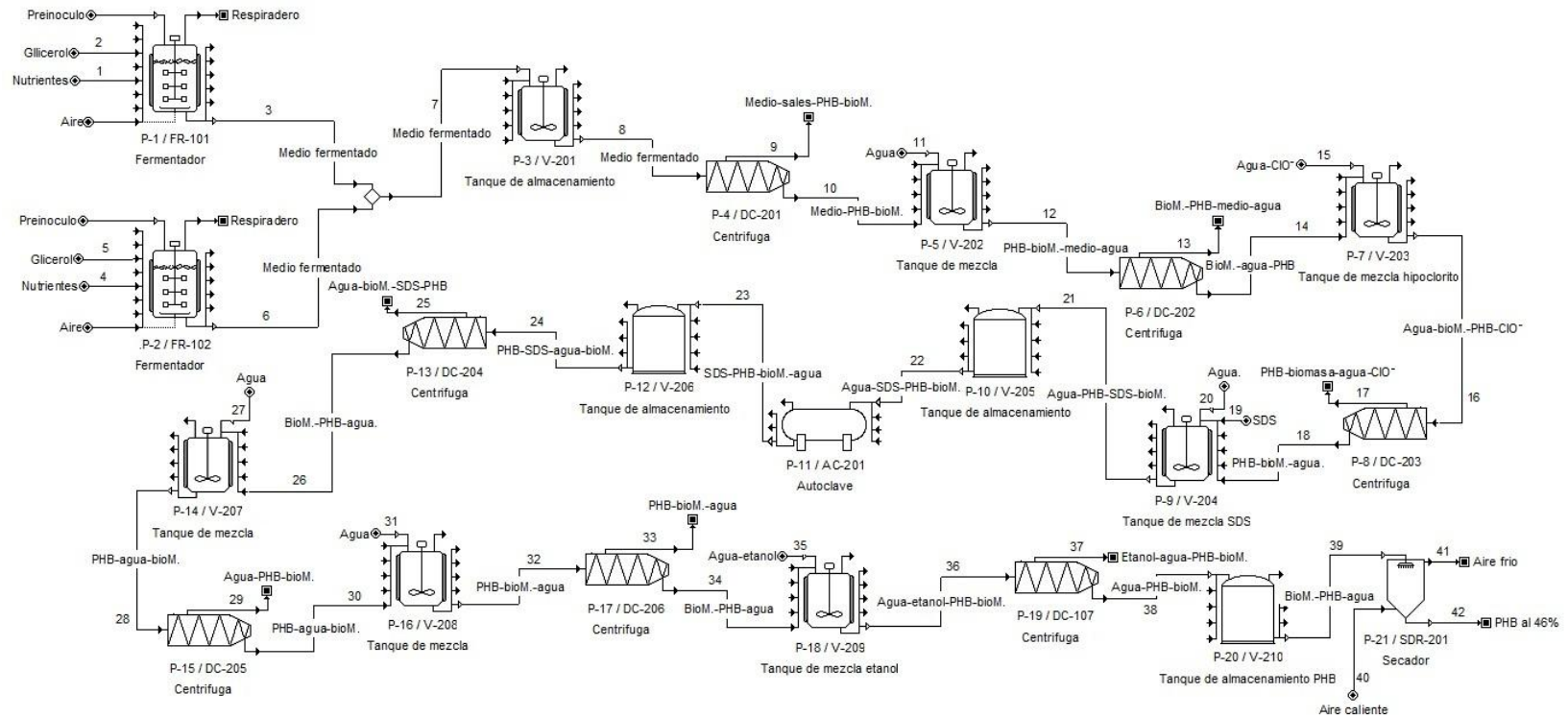
2.3.3 Diseño de equipos principales del proceso de producción de PHB

• Fermentador: Las dimensiones y condiciones de operación del fermentador fueron encontradas en la sección de escalamiento. Aplicando un factor de seguridad del 20%, el volumen del fermentador será de 12000 L, con un diámetro de 2,04 metros y una altura de 3,66 metros. Se seleccionó un agitador tipo Rushton de 6 palas de acuerdo a la viscosidad del medio. Los cálculos se pueden ver con mayor detalle en el anexo C. Las dimensiones del agitador se presentan en la tabla 9.

Tabla 9. Dimensiones agitador tipo Rushton de 6 palas.

Parámetro	Unidad	Valor
Diámetro del agitador	m	1,05
Distancia del fondo del tanque al agitador	m	1,05
Altura de la paleta	m	0,21
Longitud de la paleta	m	0,26
Diámetro de la placa circular del agitador	m	0,79
Ancho de bafles	m	0,48

Figura 6. Diagrama de proceso de producción de PHB



Símbolo	Nombre
p	Número de equipos
DC	Centrifuga decantadora
V	Tanque
FR	Fermentador
AC	Autoclave

Símbolo	Nombre
SDR	Secador por aspersión
PHB	Polihidroxibutirato
CIO-	Hipoclorito
SDS	Dodecilsulfato sódico
BioM.	Biomasa

En el fermentador se emplea un sistema de calentamiento por serpentín para aumentar la temperatura y mantenerla en 34°C. Las especificaciones del serpentín se muestran en la tabla 10.

Tabla 10. Especificaciones serpentín.

Parámetro	Unidad	Valor
Material del serpentín		Acero inoxidable
Diámetro	m	0.03
Longitud	m	490
Numero de vueltas		79
Área de transferencia	m ²	76,48
Flujo de masa fluido de calentamiento	kg/h	7945,08

- Tanque de almacenamiento: Se manejará un tanque a la salida de la zona de fermentación y dos tanques antes y después del autoclave ya que este opera en batch. Las dimensiones y especificaciones se muestran en la tabla 11.

Tabla 11. Dimensiones y condiciones de operación tanque de almacenamiento.

Parámetro	Unidad	Valor
Tipo de material		Acero tipo A-283 placas de acero al carbón
Volumen alimentado	m ³	20,5
Volumen capacidad tanque	m ³	23,6
Volumen total tanque	m ³	26,2
Diámetro tanque	m	2,7
Altura cilindro	m	4,1
Altura total tanque	m	4,7
Presión hidrostática	kPa	46,9
Espesor de la placa por diseño	mm	34,5
Espesor de la placa del fondo	mm	35,5
Desplazamiento del agitador	gal/min	4.592,8
Diámetro del impulsor	m	0,9
Tipo aspa	-	recta

- Centrifuga decantadora: La centrifuga es alimentada a través de un tubo hueco dentro de un tornillo transportador el cual está en el interior de un cilindro o tina que gira a alta velocidad en la cual los sólidos se depositan y son desplazados por el tornillo hacia la parte cónica para sacarlos del equipo, los líquidos clarificados son expulsados al otro extremo de la centrifuga. La fuerza necesaria para el funcionamiento del equipo es proporcionada por un motor eléctrico [23]. Las dimensiones de la centrifuga se presentan en la tabla 12.

Tabla 12. Dimensiones y condiciones de operación centrifuga

Parámetro	Unidad	Valor
Caudal	m ³ /h	4,1
Tipo de Material		Acero Inoxidable AISI 304L
Longitud del Tornillo	m	0,93
Diámetro del Tornillo	m	0.22
Tipo de boquilla		cono
Capacidad de llenado	%	45
Máxima Velocidad	rpm	4800
Largo sin motor	m	1,79
Ancho	m	1,08
Alto sin base	m	0.64
Potencia Motor	HP	2,22

- Tanques de digestión: El tanque de digestión con hipoclorito tiene agitación continua y un sistema de calentamiento con serpentín ya que la operación se lleva a cabo a temperatura de 50 °C. El tanque de digestión con SDS y los tanques de lavado tiene agitación continua y manejan el mismo volumen por tanto se diseñaron bajo las mismas dimensiones, mostradas en la tabla 13.

Tabla 13. Dimensiones tanques digestores y de lavado.

Parámetro	Unidad	Valor
Tipo de material		Acero tipo A-283 placas de acero al carbón
Caudal	L/h	4.1
Volumen alimentado	m ³	4,1
Volumen capacidad tanque	m ³	4,72
Volumen total tanque	m ³	5,24
Diámetro tanque	m	1,59
Altura cilindro	m	2,38
Altura total tanque	m	2,78
Presión hidrostática	kPa	27,4
Espesor de la placa por diseño	mm	12,23
Espesor de la placa del fondo	mm	13,22
Desplazamiento del agitador	gal/min	918,52
Diámetro del impulsor	m	0,51
Tipo aspa	-	Recta
Parámetros serpentín tanque de digestión con hipoclorito		
Material serpentín	-	Acero inoxidable
Área de transferencia de calor	m ²	62,37
Flujo de masa fluido de calentamiento	kg/h	6,123
Diámetro del serpentín	m	0,03

- Autoclave: Las condiciones y dimensiones del equipo se muestran en la tabla 14.

Tabla 14. Dimensiones y condiciones de operación autoclave

Parámetro	Unidad	Valor
Caudal	L/h	4.1
Tipo de material	-	Acero inoxidable 304
Tipo de tapas	-	Toriféricas
Volumen autoclave	m ³	4,1
Diámetro autoclave	m	1,44
Longitud autoclave	m	2,87
Temperatura de diseño	°F	275,34
Presión de diseño	psi	36
Espesor de diseño	m	0,0045
Calor disperso	Btu/h	8.382,38

- Tanque de almacenamiento de producto: Las dimensiones del tanque de almacenamiento de PHB se muestran en la tabla 15.

Tabla 15. Dimensiones tanque de almacenamiento PHB

Parámetro	Unidad	Valor
Tipo de material	-	Acero tipo A-283
Volumen capacidad tanque	m ³	0,09
Volumen total tanque	m ³	0,10
Diámetro tanque	m	0,42
Altura cilindro	m	0,64
Altura total tanque	m	0,74
Presión hidrostática	kPa	7,3
Espesor de la placa por diseño	mm	2,06
Espesor de la placa del fondo	mm	3,06

- Secador por aspersion: El secado es un proceso que extrae el contenido de humedad de un material. Este contenido de humedad influye en la tasa de secado ya que entre más humedad en el material mayor será la energía requerida para

secarlo [24]. Las dimensiones y especificaciones del equipo se muestran en la tabla 16.

Tabla 16. Dimensiones y condiciones de operación secador

Parámetro	Unidad	Valor
Tipo de atomizador	-	Centrifugo de disco
Diámetro del disco	m	0,27
Velocidad angular del atomizador	rps	207
Flujo de masa de alimentación	kg/h	79,68
Flujo de masa de sólidos secos de la alimentación	kg/h	75,7
Temperatura del aire de entrada	°C	200
Flujo de aire a la entrada	kg/h	118,08
Diámetro de las gotas	µm	23,2
Caudal de aire cámara de secado	m ³ /h	101,8
Volumen de la cámara de secado	m ³	4,2
Diámetro superior de la cámara	m	1,6
Diámetro inferior de la cámara		0,16
Altura de la cámara de secado	m	3,13
Área de entrada al ciclón	m ²	0,0047
Diámetro superior del ciclón	m	0,2
Altura del ciclón	m	0,8
Fuerza Motriz	kW/h	4

3. CONCLUSIONES

- Se logró optimizar los parámetros cinéticos para las estrategias de alimentación continua (fed batch C) y discontinua (fed batch D) ($R^2 > 0.94$), siendo esta última la que logra una mayor producción de Polihidroxitirato (PHB), alcanzando una concentración de 1,44 g/L
- Se simuló el proceso de producción de PHB en el software Matlab, a una escala de 10000 L, obteniéndose una producción de polímero de 1,85 g/L y un rendimiento que oscila entre 0,12 y 0,16 g PHB/g glicerol consumido.
- Para una base de operación de 182 t/año de glicerol crudo (equivalente al 16% de la producción de una planta de biodiesel nacional) se diseñó el proceso a escala industrial dando una producción de PHB de 19,2 t/año.
- El proceso de producción de PHB a escala industrial incluye dos etapas, i) Fermentación y ii) Extracción y purificación. En cada etapa se realizó el diseño de las unidades de operación obteniéndose una alternativa al aprovechamiento de glicerol producido por una empresa nacional.

4. RECOMENDACIONES

- Realizar pruebas de caracterización a los subproductos generados durante el proceso con el fin de estudiar una alternativa para su disposición final.
- Elaborar un estudio de mercado en la industria de biodiesel que genera el glicerol como subproducto con el fin de estudiar la cantidad de glicerol disponible y poder hacer un mayor aumento en la escala del proceso.
- Plantear un estudio económico a partir de la capacidad de planta con los diseños realizados en este trabajo.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] HARDESTY, Britta Denise; GOOD, Thomas P y WILCOX, Chris. 2015. Novel methods, new results and science-based solutions to tackle marine debris impacts on wildlife. *Ocean & Coastal Management*, Vol. 115, págs. 4-9.
- [2] DEPARTAMENTO ADMINISTRATIVO NACIONAL DE ESTADÍSTICA. Encuesta anual manufacturera, 2011.
- [3] GONZÁLES GARCÍA, Yolanda; MEZA CONTRERAS, Juan Carlos; GONZÁLES REYNOSO, Orfil y CÓRDOVA LÓPEZ, Jesus Antonio. Síntesis y biodegradación de polihidroxicanoatos: plásticos de origen microbiano. 2013. *Revista Internacional de contaminación ambiental*, Vol. 29, págs. 77-115.
- [4] OTERO, Ivan Dario y FERNANDEZ, Pablo. Bioprospección de bacterias productoras de polihidroxicanoatos (PHA's) en el departamento de Nariño. 2013. *Biotecnología en el sector Agropecuario y Agroindustrial*, Vol. 11, págs. 12-20.
- [5] CHANPRATEEP, Suchada. Current trends in biodegradable polyhydroxyalkanoates. 2010. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, Vol. 110, págs. 621-632.
- [6] FEDERACIÓN NACIONAL DE BIOCOMBUSTIBLES DE COLOMBIA. Producción y Venta de Biodiesel. [En línea]. 2015. [Consultado 28 de septiembre de 2015] Disponible en <http://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-produccion-titulo-biodiesel.htm>.

- [7] NARANJO, Javier; POSADA, John; HIGUITA, Juan y CARDONA, Carlos. Valorization of glycerol through the production of biopolymers: The PHB case using *Bacillus megaterium*. 2013. Bioresource Technology, Vol. 133, págs. 38-44.
- [8] MORENO, Paalo; YAÑEZ, Camilo; MEDEIROS, Nilo; ESCALANTE, Humberto; GUZMAN , Carolina y COMBARIZA, Marianny. Influence of nutritional and physicochemical variables on PHB production from raw glycerol obtained from Colombian biodiesel plant by a wild-type *Bacillus megaterium* strain. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2015. New Biotechnology, Vol. 32, págs. 682-689.
- [9] MORENO YAÑEZ, Paalo Andrea. Estudio de la producción de polihidroxibutirato (PHB) por *Bacillus sp* utilizando glicerol residuo de la industria del biodiesel como fuente de carbono. Bucaramanga, 2015. Tesis doctoral. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas.
- [10] VALAPPIL, S.P; MISRA, A.R; BOCCACCINI, T.; KESHAVARZ, T.; BUCKE, C. y ROY, I. Large-scale production and efficient recovery of PHB with desirable material properties, from the newly characterised *Bacillus cereus* SPV. 2007. Journal of Biotechnology, págs. 251-258.
- [11] LÓPEZ, Jimmy; NARANJO, Javier; HIGUITA, Juan; CUBITTO, Maria; CARDONA, Carlos y VILLAR, Marcelo. Biosynthesis of PHB from a new isolated *Bacillus megaterium* strain: outlook on future developments with endospore forming bacteria. 2012. Biotechnol Bioprocess Eng, págs. 250-258.
- [12] TORTOLÓ CABAÑAS, Keyla y BELL GARCÍA, Antonio. Producción de proteínas recombinantes en *Bacillus megaterium*: estado del arte. 2015. ICIDCA, sobre los derivados de la azúcar, Vol. 49, págs. 22-26.

- [13] POSADA DUQUE, John Alexander y CARDONA ALZATE, Carlos Ariel. Análisis de la refinación de glicerina obtenida como coproducto en la producción de biodiesel. 2010. Ingeniería y Universidad, Vol. 14, págs. 9-27.
- [14] CLARKE, Kim Gail. Bioprocess Engineering . s.l.: Woodhead Publishing Limited, 2013.
- [15] QUINTERO, Ramírez Rodolfo. Ingeniería Bioquímica. México: Alhambra Mexicana , 1981.
- [16] AIBA, Shuichi; HUMPHREY, Arthur E; MILLIS, Nancy F. Biochemical Engineering. New York : Academic Press, 1973.
- [17] MCNEIL, Brian y HARVEY, Linda M. Practical Fermentation Technology. Reino Unido : John Wiley & Sons, Ltd, 2008.
- [18] GAMBOA RUEDA, Jimy Alexander y LIZCANO GONZÁLEZ, Victor Alexis. Estudio de la fermentación del glicerol crudo para la obtención de ácido láctico empleando *Lactobacillus rhamnosus* ATCC 7469: Propuesta preliminar de un modelo cinético. Bucaramanga, 2013. Tesis de pregrado. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas.
- [19] ARBOLEDA RAMIREZ, Lina María. Obtención de Oseina, fosfato dicalcico y grasa a partir de hueso de res en la empresa "Productos alimenticios don Rafa LTDA". Manizales, 2003. Tesis pregrado. Universidad Nacional de Colombia.
- [20] MARTIN SPROCKET & GEAR. Catálogo de Martin: sección H. Texas : s.n., 2001.

[21] MOZUMDER, Salatul; DE WEVER, Heleen; VOLCKE, Eveline y GARCÍA GONZALEZ, Linsey. A robust fed-batch feeding strategy independent of the carbon source for optimal polyhydroxybutyrate production. 2014. Process Biochemistry, Vol. 49, págs. 365-373.

[22] PANDIAN, Sureshbadu; DEEPAK, Venkatraman; KALISHWARALAL, Kalimuthu; RAMESHKUMAR, Neelamegam; JEYARAJ, y Muniyandi; GURUNATHAN, Sangiliyandi. Optimization and fed-batch production of PHB utilizing dairy waste and sea water as nutrient sources by *Bacillus megaterium* SRKP-3. 2010, Bioresource Technology, Vol. 101.

[23] RECORDS, Alan y SUTHERLAND, Ken. Decanter Centrifuge Handbook. Kidlington, UK : ELSEVIER, 2001.

[24] ORNA CHAVEZ, Javier Enrique. Estandarización del diseño de secaderos por aspersión de materiales pastosos. Riobamba-Ecuador, 2012. Tesis de pregrado. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo. Facultad de Mecánica.

[25] KAYODE COKER, A. Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design. Houston, Texas: Gulf Professional Publishing, 2001.

[26] GÓMEZ CÁCERES, Isidro Antonio. Cálculo de estanques para el almacenamiento de agua, análisis comparativo de las normas API 650 y AWWAD-100. Curicó-Chile, 2007. Tesis de pregrado. Universidad de Talca. Facultad de Ingeniería.

[27] PERRY, Robert H. Manual del Ingeniero Químico. Sexta edición. México D.F: McGraw Hill, 2001.

[28] ENTE NACIONAL REGULADOR DEL GAS. Norma mínima para el diseño, construcción, operación y mantenimiento para plantas de gas licuado de petróleo de bajo volumen de almacenamiento para sistemas de distribución por redes instaladas en vía pública. s.l.: ENARGAS,2000.(NAG 155)

[29] BUERHEND OROZCO, Rodrigo. Estudio de velocidades y arrastre de sólidos en presas de mezclado de lodos de perforación. México, 2010. Tesis (Magister en Ingeniería Petrolera y Gas Natural). Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería.

[30] PEONY FILTRATION & SEPARATION TECHNOLOGY. Centrífuga decantadora. [En línea], [Consultado 24 de septiembre de 2015]. Disponible en: <http://www.peonycentrifuge.es/1-2-decanter-centrifuge.html>.

[31] RONGEL CEDANO, Livier. Diseño preliminar del equipo necesario para la elaboración de bacanora. México, D.F, s.f. Tesis de pregrado. Universidad de Sonora.

[32] MEGYESY, Eugene F. Manual de recipientes a presión. México, D.F: LIMUSA, 1992.

[33] SANMEYER STEEL COMPANY. Placa de Acero Inoxidable. [En línea] (1952). [consultado 15 de septiembre de 2015]. Disponible en <http://www.sandmeyersteel.com/Spanish/304h.html>.

[34] CENGEL, Yunus A y BOLES, Michael A. Termodinámica. Sexta Edición. México D.F: McGraw Hill, 2009.

[35] VARGAS, Pedro. Fundamentos de transferencia de calor. [En línea] [Consultado 19 de julio de 2015.] Disponible en:

https://fenomenosdetransporte.files.wordpress.com/2008/05/03-transferencia-de-calor_comp.pdf.

[36] GARCIA- CRUZ, Elena E. Optimización del secado por aspersion de mucílago de pitahaya (*Hylocereus undatus*) en función de sus propiedades reológicas. Santa Cruz, Xoxocotlán-México, 2011. Tesis (Magister en Ciencias en conservación y aprovechamiento de recursos naturales). Instituto Politécnico Nacional.

[37] YANZA-HURTADO, Erik German. Diseño de un secador por atomización a nivel piloto para jugo concentrado de tomate de árbol. manizales, 2003. Tesis de pregrado. Universidad Nacional de Colombia.

[38] Spray Process. Secado por atomización. [En línea] (2009). Disponible en <http://www.sprayprocess.com.br/espanhol/secado-por-atomizacion.asp#>.

BIBLIOGRAFÍA

AIBA, Shuichi; HUMPHREY, Arthur E; MILLIS, Nancy F. Biochemical Engineering. New York: Academic Press, 1973.

ARBOLEDA RAMIREZ, Lina María. Obtención de Oseina, fásfato dicalcico y grasa a partir de hueso de res en la empresa "Productos alimenticios don Rafa LTDA". Manizales, 2003. Tesis pregrado. Universidad Nacional de Colombia.

BUERHEND OROZCO, Rodrigo. Estudio de velocidades y arrastre de sólidos en presas de mezclado de lodos de perforación. México, 2010. Tesis (Magister en Ingeniería Petrolera y Gas Natural). Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería.

CENGEL, Yunus A y BOLES, Michael A. Termodinámica. Sexta Edición. México D.F: McGraw Hill, 2009.

CHANPRATEEP, Suchada. Current trends in biodegradable polyhydroxyalkanoates. 2010. Journal of Bioscience and Bioengineering, Vol. 110, págs. 621-632.

CLARKE, Kim Gail. Bioprocess Engineering . s.l: Woodhead Publishing Limited, 2013.

DEPARTAMENTO ADMINISTRATIVO NACIONAL DE ESTADÍSTICA. Encuesta anual manufacturera, 2011.

ENTE NACIONAL REGULADOR DEL GAS. Norma mínima para el diseño, construcción, operacion y mantenimiento para plantas de gas licuado de petróleo

de bajo volumen de almacenamiento para sistemas de distribución por redes instaladas en vía pública. s.l.: ENARGAS,2000.(NAG 155).

FEDERACIÓN NACIONAL DE BIOCOMBUSTIBLES DE COLOMBIA. Producción y Venta de Biodiesel. [En línea]. 2015. [Consultado 28 de septiembre de 2015] Disponible en <http://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-produccion-titulo-biodiesel.htm>.

GAMBOA RUEDA, Jimy Alexander y LIZCANO GONZÁLEZ, Victor Alexis. Estudio de la fermentación del glicerol crudo para la obtención de ácido láctico empleando *Lactobacillus rhamnosus* ATCC 7469: Propuesta preliminar de un modelo cinético. Bucaramanga, 2013. Tesis de pregrado.Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas.

GARCIA- CRUZ, Elena E. Optimización del secado por aspersion de mucílago de pitahaya (*Hylocereus undatus*) en función de sus propiedades reológicas. Santa Cruz, Xoxocotlán-México, 2011. Tesis (Magister en Ciencias en conservación y aprovechamiento de recursos naturales). Instituto Politécnico Nacional.

GÓMEZ CÁCERES, Isidro Antonio. Cálculo de estanques para el almacenamiento de agua, análisis comparativo de las normas API 650 y AWWAD-100. Curicó-Chile, 2007. Tesis de pregrado. Universidad de Talca. Facultad de Ingeniería.

GONZÁLES GARCÍA, Yolanda; MEZA CONTRERAS, Juan Carlos; GONZÁLES REYNOSO, Orfil y CÓRDOVA LÓPEZ, Jesus Antonio. Síntesis y biodegradación de polihidroxicanoatos: plásticos de origen microbiano. 2013. Revista Internacional de contaminación ambiental, Vol. 29, págs. 77-115.

HARDESTY, Britta Denise; GOOD, Thomas P y WILCOX, Chris. 2015. Novel methods, new results and science-based solutions to tackle marine debris impacts on wildlife. *Ocean & Coastal Management*, Vol. 115, págs. 4-9.

KAYODE COKER, A. *Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design*. Houston, Texas: Gulf Professional Publishing, 2001.

LÓPEZ, Jimmy; NARANJO, Javier; HIGUITA, Juan; CUBITTO, Maria; CARDONA, Carlos y VILLAR, Marcelo. Biosynthesis of PHB from a new isolated *Bacillus megaterium* strain: outlook on future developments with endospore forming bacteria. 2012. *Biotechnol Bioprocess Eng*, págs. 250-258.

MARTIN SPROCKET & GEAR. *Cátalago de Martin: sección H. Texas : s.n.*, 2001.

MCNEIL, Brian y HARVEY, Linda M. *Practical Fermentation Technology*. Reino Unido : John Wiley & Sons, Ltd, 2008.

MEGYESY, Eugene F. *Manual de recipientes a presión*. México, D.F: LIMUSA, 1992.

MORENO YAÑEZ, Paolo Andrea. *Estudio de la producción de polihidroxibutirato (PHB) por Bacillus sp utilizando glicerol residuo de la industria del biodiesel como fuente de carbono*. Bucaramanga, 2015. Tesis doctoral. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas.

MORENO, Paolo; YAÑEZ, Camilo; MEDEIROS, Nilo; ESCALANTE, Humberto; GUZMAN , Carolina y COMBARIZA, Marianny. Influence of nutritional and physicochemical variables on PHB production from raw glycerol obtained from Colombian biodiesel plant by a wild-type *Bacillus megaterium* strain.

Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2015. *New Biotechnology*, Vol. 32, págs. 682-689.

MOZUMDER, Salatul; DE WEVER, Heleen; VOLCKE, Eveline y GARCÍA GONZALEZ, Linsey. A robust fed-batch feeding strategy independent of the carbon source for optimal polyhydroxybutyrate production. 2014. *Process Biochemistry*, Vol. 49, págs. 365-373.

NARANJO, Javier; POSADA, John; HIGUITA, Juan y CARDONA, Carlos. Valorization of glycerol through the production of biopolymers: The PHB case using *Bacillus megaterium*. 2013. *Bioresource Technology*, Vol. 133, págs. 38-44.

ORNA CHAVEZ, Javier Enrique. Estandarización del diseño de secaderos por aspersión de materiales pastosos. Riobamba-Ecuador, 2012. Tesis de pregrado. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo. Facultad de Mecánica.

OTERO, Ivan Dario y FERNANDEZ, Pablo. Bioprospección de bacterias productoras de polihidroxicanoatos (PHA's) en el departamento de Nariño. 2013. *Biología en el sector Agropecuario y Agroindustrial*, Vol. 11, págs. 12-20.

PANDIAN, Sureshbadu; DEEPAK, Venkatraman; KALISHWARALAL, Kalimuthu; RAMESHKUMAR, Neelamegam; JEYARAJ, y Muniyandi; GURUNATHAN, Sangiliyandi. Optimization and fed-batch production of PHB utilizing dairy waste and sea water as nutrient sources by *Bacillus megaterium* SRKP-3. 2010, *Bioresource Technology*, Vol. 101.

PEONY FILTRATION & SEPARATION TECHNOLOGY. Centrífuga decantadora. [En línea], [Consultado 24 de septiembre de 2015]. Disponible en: <http://www.peonycentrifuge.es/1-2-decanter-centrifuge.html>.

PERRY, Robert H. Manual del Ingeniero Químico. Sexta edición. México D.F: McGraw Hill, 2001.

POSADA DUQUE, John Alexander y CARDONA ALZATE, Carlos Ariel. Análisis de la refinación de glicerina obtenida como coproducto en la producción de biodiesel. 2010. Ingeniería y Universidad, Vol. 14, págs. 9-27.

QUINTERO, Ramírez Rodolfo. Ingeniería Bioquímica. México: Alhambra Mexicana , 1981.

RECORDS, Alan y SUTHERLAND, Ken. Decanter Centrifuge Handbook. Kidlington, UK : ELSEVIER, 2001.

RONGEL CEDANO, Livier. Diseño preliminar del equipo necesario para la elaboración de bacanora. México, D.F, s.f. Tesis de pregrado. Universidad de Sonora.

SANMEYER STEEL COMPANY. Placa de Acero Inoxidable. [En línea] (1952). [consultado 15 de septiembre de 2015]. Disponible en <http://www.sandmeyersteel.com/Spanish/304h.html>.

Spray Process. Secado por atomización. [En línea] (2009). Disponible en <http://www.sprayprocess.com.br/espanhol/secado-por-atomizacion.asp#>.

TORTOLÓ CABAÑAS, Keyla y BELL GARCÍA, Antonio. Producción de proteínas recombinantes en *Bacillus megaterium*: estado del arte. 2015. ICIDCA, sobre los derivados de la azúcar, Vol. 49, págs. 22-26.

VALAPPIL, S.P; MISRA, A.R; BOCCACCINI, T.; KESHAVARZ, T.; BUCKE, C. y ROY, I. Large-scale production and efficient recovery of PHB with desirable

material properties, from the newly characterised *Bacillus cereus* SPV. 2007. Journal of Biotechnology, págs. 251-258.

VARGAS, Pedro. Fundamentos de transferencia de calor. [En línea] [Consultado 19 de julio de 2015.] Disponible en: https://fenomenosdetransporte.files.wordpress.com/2008/05/03-transferencia-de-calor_comp.pdf.

YANZA-HURTADO, Erik German. Diseño de un secador por atomización a nivel piloto para jugo concentrado de tomate de árbol. manizales, 2003. Tesis de pregrado. Universidad Nacional de Colombia.

ANEXOS

Anexo A. Condiciones de operación proceso de producción de PHB a escala de laboratorio.

El proceso de producción de PHB consta de dos etapas principales:

1. Fermentación, 2. Extracción y purificación.

Fermentación: se lleva a cabo en un bioreactor en operación fed batch, con un volumen inicial de 4 L a una temperatura de 34°C, pH ajustado y mantenido en 7 con una solución de KOH. Se suministra aire al fermentador a una razón de 4 L/min. La velocidad del agitador es de 400 rpm. Los sustratos limitantes del proceso son el oxígeno y la fuente de carbono. La corriente de alimentación tiene concentración de glicerol de 484 g/L y nitrógeno de 18 g/L [9]. La composición del medio de cultivo se presenta en la tabla 17.

Tabla 17. Composición medio de cultivo

Componente	Concentración (g/L)
Glicerol crudo	6.7102
Na ₂ HPO ₄ ·12H ₂ O	3
KH ₂ PO ₄	1.5
(NH ₄) ₂ SO ₄	1.5
MgSO ₄ ·7H ₂ O	0.2
CaCl ₂ ·2H ₂ O	0.01
Ácido cítrico	0.1
MOPS	2

Fuente: modificado de Moreno, (2015) [9]

Extracción y purificación: las sales del medio se retiran mediante centrifugación y lavados con agua, seguidamente se realiza una digestión con hipoclorito de

sodio 6% (v/v) a 50°C como pretratamiento para debilitar la membrana del microorganismo y facilitar la disrupción celular. La siguiente etapa es una digestión con dodecil sulfato sódico (SDS) a 30°C, empleándose una proporción de 1 g de SDS/ 1 g de biomasa húmeda. La biomasa residual se retira por centrifugación y lavados con agua. En el proceso de purificación se hace un lavado con etanol que permite retirar restos de lípidos, seguido de un proceso de secado. Con este procedimiento se obtienen un PHB con 46% en pureza.

Anexo B. Balance de masa del proceso a escala industrial

En la tabla 18 se presenta el balance de masa por ciclo de fermentación. Las corrientes corresponden a las especificadas en el diagrama de proceso de la figura 6.

Tabla 18. Balance de masa del proceso

FERMENTADOR FR-101			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
1	nutrientes medio	188,25	
	Agua	9991,77	
2	glicerol	90,42	
3	biomasa		67,67
	PHB		18,55
	Medio		10184,21
	TOTAL	10270,44	10270,43
FERMENTADOR FR-102			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
4	Nutrientes medio	188,25	
	Agua	99991,77	
5	Glicerol	90,42	
6	biomasa		67,67
	PHB		18,55
	Medio		10184,21
	TOTAL	10270,44	10270,43
TANQUE DE ALMACENAMIENTO V-101			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
7	biomasa	135,34	
	PHB	37,11	
	Medio	20368,43	
8	biomasa		135,34
	PHB		37,11
	Medio		20368,43

	TOTAL	20540,89	20540,89
CENTRÍFUGA DC-101			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
8	biomasa	135,34	
	PHB	37,11	
	Medio	20.368,43	
9	biomasa		1,35
	PHB		0,37
	Medio		20.359,44
10	biomasa		133,99
	PHB		36,74
	Medio		8,99
	TOTAL	20.540,89	20.540,89
TANQUE DE MEZCLA V-102			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
10	biomasa	133,99	
	PHB	36,74	
	medio	8,99	
11	agua	20.390,00	
12	biomasa		133,99
	PHB		36,74
	agua		20.398,99
	TOTAL	20.569,72	20.569,72
CENTRIFUGA DC-102			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
12	biomasa	133,99	
	PHB	36,74	
	agua	20.398,99	
13	biomasa		1,34
	PHB		0,37
	agua		20.390,09
14	biomasa		132,65
	PHB		36,37
	agua		8,90
	TOTAL	20.569,72	20.569,72
TANQUE DE DIGESTIÓN V-103			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)

14	biomasa	132,65	
	PHB	36,37	
	agua	8,90	
15	solución hipoclorito	20.390,00	
16	biomasa		132,65
	PHB		36,37
	solución hipoclorito		20.398,90
	TOTAL	20.567,92	20.567,92
CENTRÍFUGA DC-103			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
16	Biomasa	132,65	
	PHB	36,37	
	solución hipoclorito	20.398,90	
17	PHB		0,36
	Biomasa		59,21
	solución hipoclorito		20.393,14
18	Biomasa		73,44
	PHB		36,01
	solución hipoclorito		5,76
	TOTAL	20.567,92	20.567,92
TANQUE DE DIGESTION V-104			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
18	biomasa	73,44	
	PHB	36,01	
	solución hipoclorito	5,76	
19	SDS	115,21	
20	agua	20.390,00	
21	biomasa		73,44
	PHB		36,01
	Agua-SDS		20.510,97
	TOTAL	20.620,43	20.620,43

AUTOCLAVE V-106			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
22	biomasa	73,44	
	PHB	36,01	
	Agua-SDS	20.510,97	
23	biomasa		73,44
	PHB		36,01
	Agua-SDS		20.510,97
	TOTAL	20.620,43	20.620,43
CENTRIFUGA DC-104			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
24	biomasa	73,44	
	PHB	36,01	
	Agua-SDS	20.510,97	
25	PHB		0,36
	biomasa		1,06
	Agua-SDS		20.505,29
26	biomasa		72,38
	PHB		35,65
	Agua-SDS		5,69
	TOTAL	20.620,43	20.620,07
TANQUE DE MEZCLA V-108			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
26	biomasa	72,38	
	PHB	35,65	
	Agua-SDS	5,69	
27	agua	20.390,00	
28	biomasa		72,38
	PHB		35,65
	agua		20.395,69
	TOTAL	20.503,71	20.503,71
CENTRIFUGA DC-105			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
28	biomasa	72,38	
	PHB	35,65	
	agua	20.395,69	
29	biomasa		0,72

	PHB		0,36
	agua		20.390,06
30	biomasa		71,66
	PHB		35,29
	agua		5,63
	TOTAL	20.503,71	20.503,71
TANQUE DE MEZCLA V-109			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
30	biomasa	71,66	
	PHB	35,29	
	agua	5,63	
31	agua	20.390,00	
32	biomasa		71,66
	PHB		35,29
	agua		20.395,63
	TOTAL	20.502,58	20.502,58
CENTRIFUGA DC-106			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
32	biomasa	71,66	
	PHB	35,29	
	agua	20.395,63	
33	PHB		0,35
	biomasa		24,00
	agua		20.391,28
34	biomasa		47,66
	PHB		34,94
	agua		4,35
	TOTAL	20.502,58	20.502,58
TANQUE DE MEZCLA V-110			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
34	Biomasa	47,66	
	PHB	34,94	
	Agua	4,35	
35	Solución etanol	20.390,00	
36	Biomasa		47,66
	PHB		34,94
	Solución etanol		20.394,35

	TOTAL	20.476,95	20.476,95
CENTRIFUGA DC-107			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
36	Biomasa	47,66	
	PHB	34,94	
	Solución etanol	20.394,35	
37	PHB		0,35
	biomasa		7,02
	Solución etanol		20.390,39
38	biomasa		40,64
	PHB		34,59
	agua		3,96
	TOTAL	20.476,95	20.476,95
SECADOR SDR-101			
Corriente	Componente	Entrada (kg)	Salida (kg)
39	biomasa	40,64	
	PHB	34,59	
	agua	3,96	
40	Aire	118,08	
41	aire húmedo		122,03
42	biomasa		40,64
	PHB		34,59
	agua		0,000396
	TOTAL	197,27	197,27

Descripción del proceso de producción de PHB a escala industrial.

La fermentación de *Bacillus megaterium* a partir de glicerol crudo como fuente de carbono se lleva a cabo en dos bioreactores de 10000 L de medio con las debidas concentraciones de nutrientes, aireación y agitación especificadas en el anexo A. Los fermentadores operan en modo fed batch por un tiempo de 15 horas, más dos horas para carga, descarga y lavado de los equipos.

El producto de los fermentadores es almacenado en un tanque que se encargará de distribuir el medio fermentado a la etapa de extracción a un flujo de 4100 L/h.

La corriente que proviene del tanque de almacenamiento es centrifugada con el fin de eliminar las sales del medio y preparar la biomasa para el proceso de extracción, después pasa a un tanque donde se mezcla con agua a temperatura ambiente y posteriormente se vuelve a centrifugar. La corriente compuesta por biomasa, PHB y agua se mezcla con hipoclorito al 6% v/v en un digestor, como tratamiento previo al rompimiento de la pared celular, este proceso se da a una temperatura de 50°C. La solución es centrifugada con el fin de separar el hipoclorito. Con este pretratamiento se alcanza una pureza de 32,9%.

La biomasa es mezclada en un digestor con una solución de dodecil sulfato sódico (SDS) que proporcione una relación de 1 g de SDS/1 g de biomasa húmeda. Este proceso se lleva a cabo a una temperatura de 30°C por 180 minutos. Seguidamente la biomasa es llevada a autoclave que opera 121 °C y es centrifugada tres veces con el fin de separar la solución de SDS. Antes de cada centrifugación la biomasa es lavada con agua en tanques con agitación, logrando un aumento en la pureza de 42,3%.

La biomasa se mezcla en un tanque con agitación de 150 rpm con una solución de etanol al 70% p/p. Este lavado se hace a temperatura ambiente por 90 minutos con el fin de retirar los lípidos adheridos a las partículas del biopolímero. La biomasa es centrifugada con el fin de separar la solución de etanol. La pureza alcanzada es de 45,9%. El PHB es llevado posteriormente a un proceso de secado por aspersion para retirar la humedad.

Anexo C. Escalado y diseño mecánico fermentador

Inicialmente se tienen las condiciones de operación del fermentador modelo de laboratorio de la tabla 4. El escalado se hizo con base en mantener la relación P/V constante y se aumentó el diámetro del impelente en un factor de 13,57. [16]

$$D_{i2} = 13,57 * D_{i1}$$

$$D_{i2} = 1,04 \text{ m}$$

Si se mantiene similitud geométrica:

$$D_{t2} = \frac{D_{i2}}{0,54}$$

$$D_{t2} = 1,923 \text{ m}$$

$$H_{L2} = 1,79 * 1,923$$

$$H_{L2} = 3,44 \text{ m}$$

Calculando el volumen del tanque:

$$V = \pi(D/2)^2 H_1$$

$$V = 10 \text{ m}^3$$

Relacionando el número de potencia:

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{n_1^3 D_{i1}^5}{n_2^3 D_{i2}^5}$$

Relacionando el número de aireación:

$$\frac{f_1}{f_2} = \frac{n_1 D_{i1}^3}{n_2 D_{i2}^3}$$

Además:

$$f_1 = n_1 D_{i1}^3$$

$$V_1 = D_i^3$$

Si se mantiene P/V constante:

$$\frac{P_1/V_1}{P_2/V_2} = \frac{n_1^3 D_{i1}^2}{n_2^3 D_{i2}^2} = 1$$

$$\frac{n_2}{n_1} = \frac{D_{i1}^{\frac{2}{3}}}{D_{i2}}$$

$$\frac{n_2}{n_1} = \frac{0,007^{\frac{2}{3}}}{1,04}$$

$$\frac{n_2}{n_1} = 0,1757$$

$$\frac{(f/V)_2}{(f/V)_1} = 0,1757$$

$$n_2 = 70,3 \text{ rpm}$$

De la relación del número de potencia se tiene:

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{n_1^3 D_{i1}^5}{n_2^3 D_{i2}^5}$$

$$1 = \frac{n_1^3 D_{i1}^2}{n_2^3 D_{i2}^2}$$

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{D_{i1}^3}{D_{i2}^3}$$

$$\frac{P_2}{P_1} = 2500$$

$$P_2 = 34,75 \text{ Hp}$$

Una vez calculados los factores de escala se pueden obtener las variables de operación desconocidas.

$$f_2 = \frac{f}{V_2} * V_2$$

$$f_2 = 1,75 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$v_{s2} = \frac{f_2}{\text{área transversal}}$$

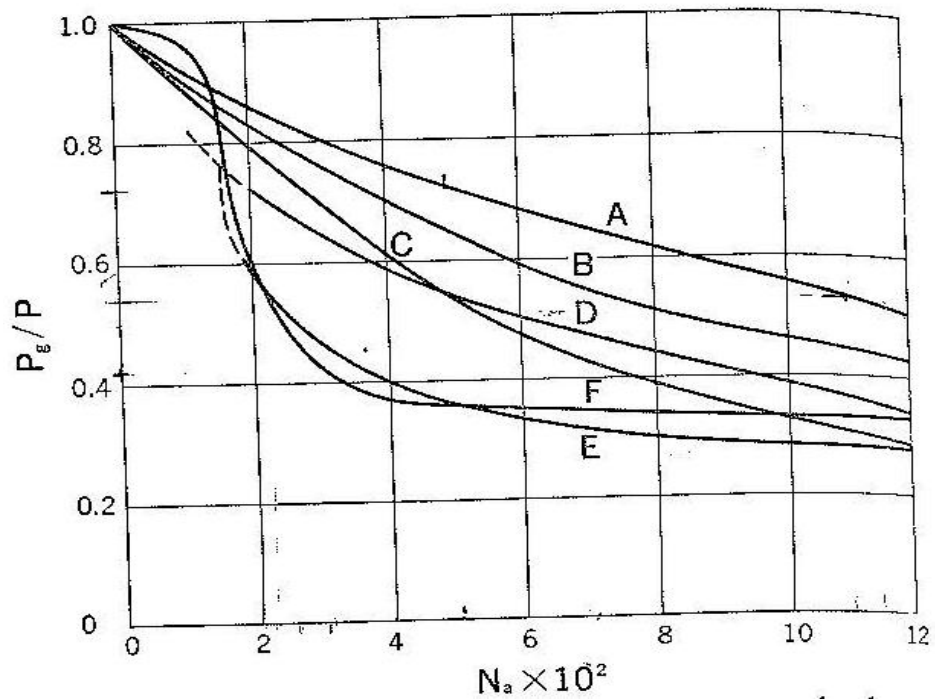
$$v_{s2} = 36,3 \text{ m/h}$$

$$N_{a2} = \frac{f_2}{n_2 D_{i2}^3}$$

$$N_{a2} = 0,021$$

En la siguiente gráfica se puede encontrar la relación $\frac{P_g}{P}$ de acuerdo al número de potencia y al tipo de agitador. En este caso sería turbina de punta plana y corresponde a la curva A.

Figura 7. Cálculo de la relación P_g/P



Fuente. Aiba, (1973) [16]

$$\frac{P_g}{P} = 0,85$$

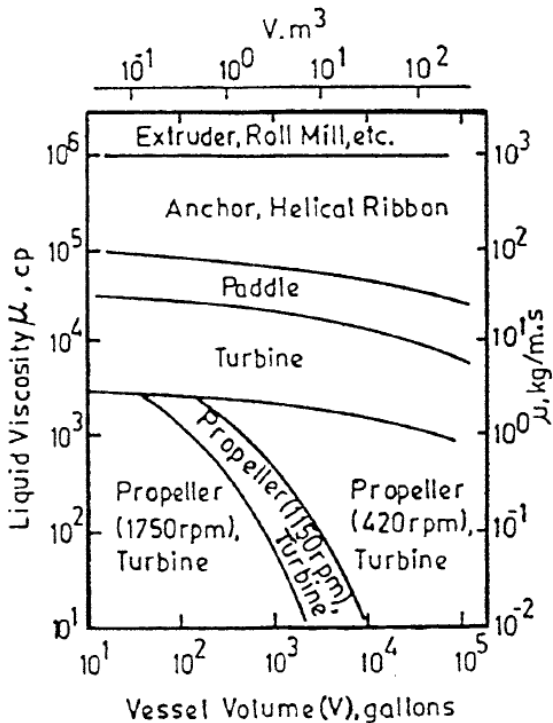
$$P_g = 0,85 * 34,75 \text{ Hp}$$

$$P_g = 29,5 \text{ Hp}$$

Diseño agitador

El tipo de agitador se escogió de acuerdo a la figura 8, teniendo en cuenta la viscosidad del fluido

Figura 8. Tipos de agitadores



Fuente: Cokeer, 2001 [25]

La viscosidad del medio es de 0,01 kg/m*s, por tanto se usará un agitador tipo turbina Rushton. Las dimensiones del agitador se encuentran por medio de las relaciones de la tabla 19 [15].

Tabla 19. Relaciones geométricas para un fermentador estándar

Relación	D_i/D_T	E/D_i	W/D_i	L/D_i	D_{pl}	J/D_t
Valor	1/3	1	1/5	1/4	$D_A - L$	1/4

Fuente. Quintero, (1981) [15]

Donde es D_A el diámetro del agitador [m], D_T es el diámetro del tanque [m], E es la distancia del fondo del tanque al agitador [m], W es la altura de la paleta [m], L es la longitud de la paleta [m], D_{pl} es el diámetro de la placa circular del agitador y J es el ancho baffles [m].

$$E = 1,05 \text{ m}$$

$$W = \frac{1}{5} * 1,05$$

$$W = 0,21 \text{ m}$$

$$L = \frac{1}{4} * 1,04$$

$$L = 0,26 \text{ m}$$

$$D_{pl} = 1,05 - 0,26$$

$$D_{pl} = 0,79 \text{ m}$$

$$J = \frac{1}{4} * 1,92$$

$$J = 0,48 \text{ m}$$

Espesor del fermentador

Para el cálculo del espesor se debe tener en cuenta los esfuerzos por diseño que se obtienen de las siguientes relaciones utilizando la de mayor valor [26]:

Esfuerzo de diseño:

$$S_d = \frac{2}{3} S_y \quad \text{ò} \quad S_d = \frac{2}{5} S_T$$

Esfuerzo por prueba hidrostática:

$$S_t = \frac{3}{4} S_y \quad \text{ò} \quad S_t = \frac{3}{7} S_T$$

En este tanque de fermentación se utiliza la referencia de material tipo A-283 de la tabla 22, anexo D se tiene:

$$S_d = \frac{2}{3} * 205 = 137 \text{ MPa} \quad \text{ò} \quad S_d = \frac{2}{5} * 380 = 152 \text{ MPa}$$

$$S_t = \frac{3}{4} * 205 = 154 \text{ MPa} \quad \text{ò} \quad S_t = \frac{3}{7} * 380 = 163 \text{ MPa}$$

En el cálculo del espesor se utiliza el método de un pie, el cual es aplicable para tanques de diámetro menor o igual a 60 m.

$$t_d = \frac{4,9 * D \ H - 0,3 * G}{S_d} + CA \quad \text{y} \quad t_t = \frac{4,9 * D \ H - 0,3}{S_t}$$

Donde t_d es el espesor por condición de diseño en mm, t_t es el espesor por prueba hidrostática en mm, D es el diámetro nominal del tanque en cm, H es la altura del nivel de líquido de diseño en m, G es la densidad relativa del líquido (0,997 kg/m³), CA la corrosión permisible, en mm (1,6 mm), S_d es el esfuerzo permisible por condiciones de diseño, en MPa y S_t es el esfuerzo permisible por condiciones de prueba hidrostática, en MPa.

$$t_d = \frac{4,9 * 205 \ 3,6 - 0,3 * 0,997}{152} + 1,6$$

$$t_d = 23,34 \text{ mm}$$

$$t_t = \frac{4,9 * 205 \ 3,6 - 0,3}{163}$$

$$t_t = 20,34 \text{ mm}$$

Teniendo los espesores por diseño y presión se escoge el de mayor valor y se le suma 1 mm para obtener el espesor de la placa del fondo.

Serpentín de calentamiento

Para calcular el serpentín que transfiere calor al fermentador se tiene en cuenta la metodología usada por Arboleda, 2003 [19].

$$C = D - t_d$$

$$C = 2,05 - 0,023 = 2,027 \text{ m}$$

$$B = C - (4 * d_o)$$

$$B = 2,027 - 4 * 0,03 = 1,907 \text{ m}$$

$$D_H = B + (2 * d_o)$$

$$D_H = 1,907 + 2 * 0,03 = 1,967 \text{ m}$$

$$r = \frac{D_H}{2} = \frac{1,967}{2} = 0,9835 \text{ m}$$

$$p = (1,5 * d_o) = 1,5 * 0,03 = 0,045 \text{ m}$$

$$D_{\text{serp}} = \frac{d_o}{1,2} = 0,025 \text{ m}$$

Donde C es el diámetro interno del tanque en m, D es el diámetro del tanque en m, t_d es el espesor de diseño del fermentador en m, B es el diámetro externo del cilindro interno en m, d_o es el diámetro externo del serpentín en m, D_H es el diámetro medio de la hélice en m, r es el radio medio del serpentín en m, p es el espacio entre cada vuelta del serpentín en m y D_{serp} es el diámetro interno serpentín en m.

Calculando los diámetros faltantes:

$$D_{H1} = D_H - d_o = 1,967 - 0,03 = 1,937 \text{ m}$$

$$D_{H2} = D_H + d_o = 1,967 + 0,03 = 1,997 \text{ m}$$

Donde D_{H1} es el diámetro interno de la hélice y D_{H2} es el diámetro externo de la hélice.

La siguiente ecuación relaciona la altura del fermentador con el número de vueltas:

$$N = \frac{H - d_o}{p}$$

$$N = \frac{3,6 - 0,03}{0,045} = 79,33 = 79 \text{ vueltas}$$

$$L = N * \sqrt{(2 * \pi * r)^2 + p^2}$$

$$L = 79,33 * \sqrt{(2 * \pi * 0,9835)^2 + 0,045^2}$$

$$L = 490,23 \text{ m}$$

Donde N es el número de vueltas del serpentín, L es la longitud del serpentín en m y H es la altura del tanque en m.

El volumen ocupado por el serpentín se calcula de la siguiente manera:

$$V_c = \frac{\pi}{4} * d_o^2 * L$$

$$V_c = \frac{\pi}{4} * 0,03^2 * 489,73 = 0,3465 \text{ m}^3$$

Volumen ocupado por el ánulo es:

$$V_a = \frac{\pi}{4} * C^2 - B^2 * p * N$$

$$V_a = \frac{\pi}{4} * 2,027^2 - 1,907^2 * 0,045 * 79,33 = 1,3235 \text{ m}^3$$

El volumen disponible para el flujo del fluido en el ánulo (V_f) es:

$$V_f = V_a - V_c = 1,3235 - 0,3465 = 0,977 \text{ m}^3$$

El diámetro equivalente es calculado así:

$$D_c = \frac{4 * V_f}{\pi * d_o * L}$$

$$D_c = \frac{4 * 0,977}{\pi * 0,03 * 490,23} = 0,084 \text{ m}$$

Por el ánulo fluye agua que será calentada desde 30°C hasta 34°C por el vapor existente en el serpentín. Dentro del cilindro interno (B), llega el agua caliente proveniente del ánulo. El flujo del agua dentro del ánulo debe ser laminar, por tanto, se trabaja con un Reynolds de 1000.

$$N_{Re} = \frac{D_c * G_s}{\mu}$$

$$1000 = \frac{0,084 * G_s}{3,6}$$

$$G_s = 42.857,14 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{h}}$$

Donde G_s es la velocidad de masa del fluido y μ es la viscosidad. La viscosidad del fluido (agua) es de 3,6 kg/m*h.

$$m = G_s * \frac{\pi}{4} * (C^2 - B^2 - D_{H2}^2 - D_{H1}^2)$$

$$m = 42.857,14 * \frac{\pi}{4} * (2,027^2 - 1,907^2 - 1,997^2 - 1,937^2)$$

$$m = 7.945,08 \text{ kg/h}$$

La temperatura de saturación del vapor y λ_{vap} a 100 psi son:

Temperatura del vapor = 327.81 °F = 164.3389°C

$\lambda_{\text{vap}} = 888.8 \text{ BTU/Lb} = 2067.348 \text{ KJ /Kg}$

Balance de calor

$$Q = M * \lambda_{\text{vap}} = 7945,08 * 2067.348 = 16.425.261,42 \text{ KJ/h}$$

$$Q = 15568142 \text{ Btu/h}$$

La diferencia de temperatura media logarítmica es:

$$\Delta T_{\text{ML}} = \frac{T_{\text{EV}} - T_{\text{EA}} - (T_{\text{SV}} - T_{\text{SA}})}{\ln \frac{T_{\text{EV}} - T_{\text{EA}}}{T_{\text{SV}} - T_{\text{SA}}}}$$

Donde T es la temperatura y los subíndices indican: E entrada, S salida, V vapor y A agua.

$$\Delta T_{\text{ML}} = \frac{164,33 - 30 - 164,33 - 34}{\ln \frac{164,33 - 30}{164,33 - 34}}$$

$$\Delta T_{\text{ML}} = 132,31 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{\text{ML}} = 270,158 \text{ °F}$$

Para calcular el área de transferencia requerida se necesita de un coeficiente (U) la cual se tomara de la siguiente tabla:

Tabla 20. Coeficiente de transferencia de masa (U)

Sustancia dentro del serpentín	Sustancia fuera del serpentín	Material del serpentín	Agitación	U en (Btu/hft ² °F)
Vapor de agua	Agua	Plomo	agitada	70
Vapor de agua	Soluciones de azúcar y melazas	Cobre	ninguna	50-240
Vapor de agua	Solución acuosa en ebullición	-----	-----	600
Agua fría	Intermedio de tinte orgánico diluido	Plomo	Turbo agitador a 95 rpm	300
Agua fría	Agua tibia	Hierro forjado	Aire en burbujas en el agua que rodea al serpentín	150-300
Agua fría	Agua caliente	Plomo	Agitador de espas	90-360

Fuente: modificado de Perry, (2001) [27].

Como el material debe ser inerte, debido al contacto con el medio dentro del fermentador se opta por utilizar acero inoxidable para la construcción del serpentín.

El área de transferencia requerida se determina mediante la ecuación:

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{ML}}$$

$$A = \frac{15568142}{70 * 270,158} = 823,22 \text{ ft}^2 = 76,48 \text{ m}^2$$

Anexo D. Diseño del tanque de almacenamiento

La capacidad del tanque se calculó teniendo en cuenta los flujos de masa provenientes de los fermentadores.

$$V_{\text{operación}} = 20,516 \text{ L} = 20,516 \text{ m}^3$$

El tiempo de carga es de una hora con el fin de que las células no consuman el producto y el medio fermentado pasa inmediatamente al proceso de extracción.

El tanque por factor de seguridad tendrá un máximo llenado del 85% de su capacidad según las normas requeridas [28].

$$V_{\text{diseño}} = 20,516 * 1,15 = 23,5934 \text{ m}^3$$

Los tanques tendrán forma cilíndrica y con tapa elipsoidal los cuales se utilizan para el almacenamiento de líquidos ya que distribuyen muy bien las cargas y presiones.

$$V_{\text{cilindro}} = h * \frac{\pi * D^2}{4}$$

$$V_{\text{tapa}} = \frac{\pi * D^2 * h_{\text{tapa}}}{6}$$

$$h_{\text{tapa}} = \frac{D}{4}$$

$$h = 1,5 * D$$

$$V_{\text{cilindro}} = 1,5 * D * \frac{\pi * D^2}{4}$$

$$23,5934 = 1,5 * \pi * D^3 / 4$$

$$D = 2,7156 \text{ m} = 271,56 \text{ cm}$$

$$h = 4,0734 \text{ m}$$

$$h_{\text{tapa}} = 0,6789 \text{ m}$$

$$h_{\text{total tanque}} = 4,7523 \text{ m}$$

$$V_{\text{tapa}} = \frac{\pi * 2,7156^2 * 0,6789}{6} = 2,6214 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total del tanque}} = V_{\text{tapa}} + V_{\text{cilindro}} = 2,6214 + 23,5934 = 26,2148 \text{ m}^3$$

Material de construcción

El material del tanque será de acero ya que brinda esterilidad, se requiere menor control de mantenimiento, no necesita recubrimiento y es resistente a la corrosión.

Tabla 21. Tipo de material para distintas sustancias.

tanque/sustancia	Agua	Petróleo y derivados	Material de minería	Gases y químicos	Alimentos
Acero	C	C	C	C	C
Aluminio	E	E	--	E	E
Plástico	C	--	E	--	C
Concreto	C	E	--	--	E

Uso común: C

Uso especial: E

Fuente: modificado de Gómez, (2007) [26]

Espesor del tanque

Para calcular el espesor del tanque se deben considerar las presiones a las cuales está sometido. Para calcular la presión hidrostática se usa la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \rho * g * h$$

$$\Delta P = 1.007 * 9,8 * 4,7523$$

$$\Delta P = 46.898,9793 \text{ Pa}$$

Donde ρ es la densidad del medio 1.007 kg/m³ y g es la gravedad específica 9,8 m/s².

Tabla 22. Esfuerzos permitidos en materiales denominación ASTM

Tipo	Grado	Mínimo Esfuerzo Fluencia (SY)	Máximo Esfuerzo Tensión (ST)
		MPa	MPa
A 131	A,B,CS	235	400
A 131	B- 36	360	490
A 283	C	205	380
A 285	C	205	380
A 537	1	345	485
A 573	400	220	400
A 633	C,D	345	485
A 662	B	275	450
A 662	C	295	485

Fuente: modificado de Gómez, (2007) [26]

Para el cálculo de esfuerzos en el diseño se tienen las siguientes relaciones utilizando la de mayor valor [26]:

Esfuerzo de diseño:

$$S_d = \frac{2}{3} S_Y \quad \text{ó} \quad S_d = \frac{2}{5} S_T$$

Esfuerzo por prueba hidrostática:

$$S_t = \frac{3}{4} S_Y \quad \text{ó} \quad S_t = \frac{3}{7} S_T$$

En la tabla 22 se leen los valores para el mínimo esfuerzo de fluencia y máximo esfuerzo de tensión. El material en este caso es de tipo A-283 placas de acero al carbón con medio y bajo esfuerzo a la tensión, grado C. Este material puede ser usado para diferentes partes y además es relativamente más barato respecto a los otros.

$$S_d = \frac{2}{3} * 205 = 137 \text{ MPa} \quad \text{ò} \quad S_d = \frac{2}{5} * 380 = 152 \text{ MPa}$$

$$S_t = \frac{3}{4} * 205 = 154 \text{ MPa} \quad \text{ò} \quad S_t = \frac{3}{7} * 380 = 163 \text{ MPa}$$

En el cálculo del espesor se utiliza el método de un pie el cual es aplicable para tanques de diámetro menor o igual a 60 m:

$$t_d = \frac{4,9 * D \ H - 0,3 * G}{S_d} + CA \quad \text{y} \quad t_t = \frac{4,9 * D \ H - 0,3}{S_t}$$

Donde t_d es el espesor por condición de diseño en mm, t_t es el espesor por prueba hidrostática en mm, D es el diámetro nominal del tanque en cm, H es la altura del nivel de líquido de diseño en m, G es la densidad relativa del líquido (0,997 kg/m³), CA la corrosión permisible, en mm (1,6 mm), S_d es el esfuerzo permisible por condiciones de diseño, en MPa y S_t es el esfuerzo permisible por condiciones de prueba hidrostática, en MPa.

$$t_d = \frac{4,9 * 271,5624 \ 4,0734 - 0,3 * 0,997}{152} + 1,6$$

$$t_d = 34,5347 \text{ mm}$$

$$t_t = \frac{4,9 * 271,5624 \ 4,0734 - 0,3}{163}$$

$$t_t = 30,8045 \text{ mm}$$

Teniendo los espesores por diseño y presión se escoge el de mayor valor y se le suma 1 mm para obtener el espesor de la placa del fondo.

Agitación del tanque

Para el proceso de agitación se necesita del volumen del tanque anteriormente calculado y se reemplaza en la siguiente ecuación [29]:

$$\text{TOR} = 60 \frac{V_m}{D}$$

Donde V_m es el volumen del tanque en galones y D_A es el desplazamiento del agitador en gal/min. El TOR recomendado dependerá de la aplicación y se puede obtener de la tabla 23.

Tabla 23. Valores de TOR recomendados.

	Tipo de Tanque			
	Agitación	Succión	Reserva	Pill
TOR Recomendado	50-75	65-85	50-80	40-65

Fuente: modificado de Buerhend, (2010) [29]

Se utilizara un TOR de 75 y se procede a calcular el desplazamiento del agitador:

$$V_m = 26,2148 \text{ m}^3 = 5,741,0606 \text{ gal}$$

$$75 = 60 \frac{10.762,39}{D}$$

$$D_A = 4.592,8485 \text{ gal/min}$$

Con el desplazamiento del impulsor se escoge de la siguiente tabla el valor más cercano al valor calculado.

Tabla 24. Desplazamientos generados por el impulsor.

Diámetro (In)	Peso (lb)	Desplazamiento del impulsor GPM (60Hz)		Desplazamiento del impulsor GPM (50Hz)	
		Aspa inclinada	Aspa recta	Aspa inclinada	Aspa recta
20	19	909	1051	760	877
24	21	1645	1941	1373	1620
28	38	2468	2839	2060	2370
32	50	3764	365	3142	3644
36	61	5402	6273	4510	5237
40	74	7284	8411	6081	7023

Fuente: modificado de Buerhend, (2010) [29]

Según la tabla anterior el desplazamiento del impulsor es de 5237 GPM (50 Hz) de aspa recta y diámetro 36 (in)= 0,9144 (m), peso en libras 61.

Anexo E. Diseño centrifuga decantadora

Para el diseño de este equipo se tuvo en cuenta el catálogo Martin [20]. El tazón para el diseño será cilíndrico ya que aprovecha mejor la fuerza gravitacional por unidad de área. La orientación es horizontal ya que no afecta el rendimiento del eje de rotación, se tiene en cuenta esta posición debido a que es fácil de conseguir en el comercio. El flujo es en contracorriente porque los sólidos se eliminan en la zona cónica del transportador. La boquilla es de tipo cono, se utiliza esta forma para evitar fugas de solido en el centrifugado. El tornillo transportador transporta esos sólidos continuamente hacia la parte cónica del rotor.

$$Q = 4.103 \text{ L/h}$$

$$Q = 4,103 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para el diseño del tornillo trasportador que tiene esta centrifugadora se requieren los siguientes datos:

1. Tipo de material a transportar: biomasa
2. El tamaño máximo de grumos duros: 1 y 2 mm
3. Porcentaje de bultos duros en volumen : 5%
4. Capacidad que requiere $Q = 144,8960 \text{ ft}^3/\text{h}$
5. flujo de masa que requiere $m = 9108,79 \text{ lb/h}$

A partir de los códigos propuestos de la tabla 1-1 (Material Classification Code Chart) de la sección H [20], se procede a clasificar el material:

Densidad del medio= 1007 kg/m^3

Tamaño: $27 \text{ } (\mu\text{m}) = 0,001(\text{in})$ según la tabla se encuentra en clasificación de muy finas, con numero de tamiz 200, (0,0029 in).

Fluidez: para este flujo según la tabla sería flujo libre y se asigna código 2

Abrasividad: la biomasa no es abrasiva, se asigna código 5

Propiedades o peligros: se acumula y se convierte en plástico, también tiene adhesiones, se asigna código (F, K y O).

El código del material sería: A₂₀₀-2-5-F-K-O

Material de construcción: Todas las piezas en contacto con el producto se realizan en acero inoxidable AISI 304L. Es necesario este tipo de material debido al fácil mantenimiento y esterilización, además para evitar que se adhiera a las paredes.

Se escoge el material que se asemeja a la biomasa, según la tabla 1-2 (Material Characteristics) de la sección H [20], este material tiene un peso de 55 lb/ft³ y factor $F_m=1.5$.

Selección de tamaño y velocidad del tornillo transportador:

$$\begin{aligned} \frac{\text{capacidad equivalente}}{\text{ft}^3/\text{h}} &= \frac{\text{capacidad requerida}}{\text{ft}^3/\text{h}} (CF_1)(CF_2)(CF_3) \\ N &= \frac{\text{capacidad requerida en pies cúbicos por hora}}{\text{pies cúbicos por hora a una rpm}} \end{aligned}$$

Donde N es la capacidad requerida.

$$N = \frac{144,8960 \text{ ft}^3/\text{h}}{1 \text{ rpm}}$$

Para la selección de los factores de capacidad CF_1 , CF_2 , CF_3 se utilizan las tablas 1-3, 1-4, 1-5 de la sección H [20].

Capacidad equivalente= $144,8960 * 1.5 * 1.43 * 1$

Capacidad equivalente= $310,8020 \text{ ft}^3/\text{h}$

El nivel de llenado del tornillo se calcula a partir del diámetro equivalente y la tabla 1-6 (Capacity Table Horizontal Screw Conveyors) de la sección H [20].

La densidad de alimento no es alta por consiguiente se toma la capacidad de llenado al 45%, el tornillo gira 165 rpm, tiene diámetro de 6 in y 368 como máxima velocidad de diseño en rpm.

La selección del rodamiento con uno de los siguientes tipos: B, L, S, H. Los diversos tipos de rodamientos disponibles en las categorías anteriores se pueden seleccionar de la tabla 1-11 (Hanger Bearing Selection) de la sección H [20]. Como el fluido pasa a 35 grados °C se maneja un máximo de temperatura de 107 °C (225 °F) y está en clasificación (B) por tanto el rodamiento será de bola. En la tabla 25 se escogen las características faltantes:

Tabla 25. Características técnicas de centrífugas decantadoras.

Diámetro (mm)	Velocidad (rpm)	Longitud (mm)	Fuerza-G	Capacidad (m ³ /h)	Potencia (kW)	Tamaño (L*W*H) (mm)
220	4800	930	2800	0.5-5	11	1790-1080-640
300	4200	1300	3000	1-15	11-15	2470-1230-850
350	3700	1550	2600	2-20	15-22	2790-1300-880
400	3500	1600	2700	6-22	18.5-30	2800-1400-850
400	3400	1750	2590	8-10	18.5-30	2950-1400-850
420	3600	1680	3042	2-35	7.5-22	3331-1089-

Diámetro (mm)	Velocidad (rpm)	Longitud (mm)	Fuerza-G	Capacidad (m3/h)	Potencia (kW)	Tamaño (L*W*H) (mm)
						1066
450	3000	1940	2270	4'50	22-37	3300-1500-920
500	3200	2000	2860	5-45	11-55	4489-1240-1350
530	2700	2270	2160	6-75	30-45	4730-1600-1600
355	4000	860	3175	1-10	7.5-37	2765-741-1540
355	4000	1460	3175	3-10	7.5-22	3365-920-1060

Fuente: modificado de Peony filtration & separation technology. [30]

El diámetro de tornillo es de 6 (in) = 152,4 (mm). Para sobredimensionar se escoge un diámetro mayor de 8,66 (in) = 220 (mm), entonces según la tabla 25 se manejará una longitud de 930 (mm) que es igual a 36,61(in).

La potencia necesaria para hacer funcionar un transportador de tornillo horizontal se basa en una instalación adecuada, uniforme y tasa de alimentación regular.

Con las tablas (1-12, 1-13, 1-14, 1-15,1-16, 1-17) de la sección H [20], se obtienen los factores F_f, F_p, F_m, e, F_o para calcular la potencia.

$$HP_f = \frac{L * N * F_d * F_b}{1.000.000}$$

$$HP_f = \frac{36,6141 * 165 * 78 * 1}{1.000.000}$$

$$HP_f = 0.5788 \text{ Hp}$$

$$HP_m = \frac{C * L * W * F_f * F_m * F_p}{1.000.000}$$

$$HP_m = \frac{144,8960 * 36,6141 * 55 * 1 * 1.5 * 1}{1.000.000}$$

$$HP_m = 0,6118 \text{ Hp}$$

$$\text{Total HP} = \frac{HP_f + HP_m * F_0}{e}$$

$$HP_T = \frac{0.5788 + 0,6118 * 1}{0.88}$$

$$HP_T = 1,3530$$

Donde L es la longitud del tornillo en pulgadas, N las rpm del tornillo, Fd y Fb son factores hallados anteriormente, C es el flujo volumétrico de medio, W es el peso del medio.

Se requiere 1,3530 caballos de fuerza para transmitir 443,6094 CFH, con paso húmedo en un "transportador de 6 (in) de diámetro por 36,61(in) de largo". Como el factor de seguridad para la potencia es de 3:5 la potencia máxima de motor es 2,2180 HP.

Anexo F. Diseño de autoclave

El flujo a manejar en la corriente de entrada en el autoclave es de [31]:

$$Q = 4.103 \text{ L/h}$$

$$Q = 4.103 \text{ L/cochada.}$$

$$V_{\text{alimentado}} = 4.103 \text{ L} = 4,103 \text{ m}^3$$

Se emplea una junta de soldadura a tope o yuxtapuesta hecha por doble cordón tipo B cuya eficiencia es de 85% [32].

$$V_{\text{autoclave}} = \frac{V_{\text{alimentado}}}{\eta} - (V_{\text{alimentado}} * c)$$

Donde c es la compresibilidad del agua es 4% del volumen aparente.

$$V_{\text{autoclave}} = \frac{4,103}{0,85} - 4,103 * 0,04 = 4,6629 \text{ m}^3 = 164,67 \text{ ft}^3$$

Dimensiones del autoclave:

$$\frac{L}{D} = 2$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

Sustituyendo L:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 (2D)$$

$$V = \frac{\pi}{2} D^3$$

Sustituimos volumen y calculamos diámetro:

$$164,67 = \frac{\pi}{2} D^3$$

$$D = 4,7151 \text{ ft}$$

$$D = 1,4371 \text{ m}$$

$$R = \frac{4,7151}{2} = 2,3575 \text{ ft} = 28,2910 \text{ in}$$

Para calcular el largo se sustituye el diámetro en la ecuación:

$$164,67 = \frac{\pi}{4} (4,7151)^2 L$$

$$L = 9,4303 \text{ ft}$$

$$L = 2,8743 \text{ m}$$

Selección del material del casco cilíndrico horizontal: El material de construcción será con acero inoxidable 304, de acuerdo al cuadro de resistencia química de los metales el cual dice que es muy bueno para aguas y glicerol los cuales componen la mayor parte del flujo que entra al autoclave [32], además es menos costoso con relación a los otros aceros inoxidables presentes en el mercado, resistente a la corrosión, oxidación, fácil de limpiar, alta resistencia, bajo peso, maneja temperaturas de 300°F [33].

Para conocer el esfuerzo máximo permisible se necesita calcular la temperatura y presión de diseño.

$$T_d = T_{\text{max operación}} + 25^\circ\text{F}$$

$$P_d = 1,2 P_{\text{maxoperación}}$$

La presión máxima de operación es 30 lb/pulg² [32]. Para calcular la temperatura de operación se necesita un estado del agua en líquido saturado por lo que se busca en las tablas de propiedades termodinámicas del agua donde se observa que a presión de 30 lb/pulg² la temperatura máxima de operación es de 250,34°F [34].

$$T_d = 250,34 + 25 = 275,34^\circ\text{F}$$

$$P_d = 1,2 * 30 = 36 \text{ lb/pulg}^2$$

La tabla 26 muestra las propiedades del acero.

Tabla 26. Propiedades del acero inoxidable

Tipo de material	Propiedad física	Grado
1	Cedencia 30.000 lb/pulg ²	304
		TP 304
	Tensión 75.000 lb/pulg ²	TP304H
		F304
2	Cedencia 25.000 lb/pulg ²	304 L
		TP304L
	Tensión 70.000 lb/pulg ²	F304L
		304L

Fuente: modificado de Megyesy, (1992) [32].

Según la tabla 26 para las placas 304L la cedencia del material es 25.000 lb/pulg² y el esfuerzo mínimo a la tensión es de 70.000 lb/pulg².

Tabla 27. Valores máximos de esfuerzo permitido*1.000 lb/pulg²

Tipo de material	Temperaturas en °F					
	-20 - 100	200	300	400	500	600
1	18,8	17,8	16,6	16,2	15,9	15,9
	18,8	15,7	14,1	12,9	12,1	11,4
2	15,7	15,7	15,3	14,7	14,4	14,0
	15,7	13,4	12,0	11,0	10,3	9,7

Fuente: modificado de Manual de recipientes a presión [32].

En la tabla 27 se leen los valores de esfuerzo máximo permisible en tensión (SE). Para una temperatura de 200 °F es de $15,7 \cdot 10^3$ lb/pulg² y para una temperatura de 300°F es de $15,3 \cdot 10^3$ lb/pulg². Interpolando, a una temperatura de 275,34 °F el SE es de $15,6 \cdot 10^3$ lb/pulg².

Espesor requerido para el diseño del autoclave: Para calcular el espesor requerido del autoclave se tuvo en cuenta las dimensiones interiores del mismo:

$$e_r = \frac{P_d * R}{SE + 0,4P_d}$$

$$e_r = \frac{36 * 28,2910}{15,6 * 10^3 + 0,4 * 36} = 0,065 \text{ in}$$

El espesor de diseño es:

$$e_d = e_r + c$$

Donde c es el espesor extra por corrosión el cual es (1/16 in) por heurística [32].

$$e_d = 0,065 + \frac{1}{16} = 0,1277 \text{ in} = 0,0106 \text{ ft} = 0,0032 \text{ m}$$

En caso de que el cálculo de espesor diera menor de 0,18 in se recomienda por literatura que el espesor para el diseño debe ser igual o mayor (0,18 in=0,015ft) el cual se toma por seguridad para el autoclave.

Selección de tapas: Para el diseño del autoclave se necesitan las tapas por tal motivo se escogerá un tipo de acuerdo a las necesidades del diseño:

Tabla 28. Tipo de tapas recipientes a presión

Tipo de tapa	Intervalo de presión	Usos	observaciones
Plana	Muy bajas 10 lb/plg ²	Almacenamiento de fluidos	Diámetros mayores, uso sin presiones
Abombada	Muy bajas 15 lb/plg ²	Almacenamiento	Fuera de código, no hay protección en procedimientos y revisiones
Toriférica	15-200 lb/plg ²	Operación a presión interna	Económicas, se diseñan basándose en el espesor exterior
Elíptica	150-600 lb/plg ²	Operaciones a presiones elevadas	No es económica
Hemisférica	400 lb/plg ² adelante	Cierre de recipientes cilíndricos a presión	Alto costo de fabricación

Fuente: modificado de Rongel, 2005 [31].

De acuerdo a la presión de operación de 36 lb/pulg², se seleccionan tapas toriesfericas, además estas son económicas.

Calor disperso

$$Q_{\text{disperso}} = \frac{T_i - T_{\infty}}{R_{\text{acero}} + R_{\text{aislante}} + R_{\text{conveccion}}}$$

$$R_{\text{acero}} = \frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{2\pi k_{\text{acero}} L}$$

$$R_{\text{acero-aislante}} = \frac{\ln \frac{r_3}{r_2}}{2\pi k_{\text{aislante}} L}$$

$$R_{\text{conveccion}} = \frac{1}{2\pi r_3 L h}$$

$$Q_{\text{disperso}} = \frac{T_i - T_{\infty}}{\frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{2\pi k_{\text{acero}} L} + \frac{\ln \frac{r_3}{r_2}}{2\pi k_{\text{aislante}} L} + \frac{1}{2\pi r_3 L h}}$$

Donde K es la conductividad térmica del material en Btu/(h°F*ft), h es el coeficiente convectivo de transferencia de calor en la superficie del aislante en Btu/(h°Fft²), L es la longitud del tanque en ft, r₁ es el radio interior del casco del autoclave, r₂ es el radio exterior del casco del autoclave, r₃ es el radio exterior del aislante del autoclave, R es la resistencia, T_i es la temperatura de operación en °F y T_∞ es la temperatura del medio ambiente en °F.

Para calcular el calor disperso se tiene que calcular las siguientes variables y buscar los siguientes coeficientes:

La temperatura del medio ambiente es T_∞= 86 °F

$$r_2 = 2,3575 \text{ ft}$$

$$r_1 = r_2 - e_d$$

$$r_1 = 2,3575 \text{ ft} - 0,015 \text{ ft}$$

$$r_1 = 2,3425 \text{ ft}$$

$$r_3 = r_2 + 0.25$$

$$r_3 = 2,3575 \text{ ft} + 0,25$$

$$r_3 = 2,6075 \text{ ft}$$

Coeficiente de conductividad térmica del acero inoxidable es:

$$k_{\text{acero inox}} = 9,89 \text{ (Btu/h } ^\circ\text{F}\cdot\text{ft.)}$$

Coeficiente de conductividad térmica del aislante se hace a partir de láminas de asbesto de 0,25 ft de grosor.

Tabla 29. Valores de conductividad térmica de aislantes:

Material	k a 68 °F (Btu h ⁻¹ Pie ⁻¹ °F ⁻¹)	k a 212 °F (Btu h ⁻¹ Pie ⁻¹ °F ⁻¹)
Asbestos	0,0920	0,1100
Lana mineral	0,0225	0,0219
Arena seca	0,1900	0,1800

Fuente: modificado de Vargas, (2015) [35].

Según la tabla 29, el coeficiente de conductividad térmica es $k=0,09$ (Btu/h °F*ft)

El valor del coeficiente para problemas de convección libre es:

$$h=1,76 \text{ (Btu/h}^\circ\text{F}\cdot\text{ft}^2) \text{ [31].}$$

Se sustituye en la ecuación de calor disperso:

Q_{disperso}

$$= \frac{275,34 - 86}{\frac{\ln \frac{2,3575}{2,3425}}{2 * \pi * 9,89 * 9,4303} + \frac{\ln \frac{2,6075}{2,3575}}{2 * \pi * 0,09 * 9,4303} + \frac{1}{2 * \pi * 5,4834 * 9,4303 * 1,76}}$$

$$Q_{\text{disperso}} = 8.382,3858 \text{ Btu/h}$$

Anexo G. Diseño de tanques de mezcla

Teniendo en cuenta el caudal de la centrifuga:

$$Q = 4.103 \frac{L}{h} = 4,103 \frac{m^3}{h}$$

$$V_{operacion} = 4,103 \frac{m^3}{h} * 1 h = 4,103 m^3$$

El tanque por factor de seguridad tendrá un máximo llenado del 85% de su capacidad según las normas [28].

$$V_{capacidad\ de\ tanque} = 4,103 * 1,15 = 4,718 m^3$$

Geometría del tanque

Los tanques tendrán forma cilíndrica y con tapa elipsoidal los cuales se utilizan para el almacenamiento de líquidos ya que distribuyen muy bien las cargas y presiones.

$$V_{cilindro} = h * \frac{\pi * D^2}{4}$$

$$V_{tapa} = \frac{\pi * D^2 * h_{tapa}}{6}$$

$$h_{tapa} = \frac{D}{4}$$

$$h = 1,5 * D$$

$$V_{cilindro} = 1,5 * D * \frac{\pi * D^2}{4}$$

$$4,718 = 1,5 * \pi * D^3 / 4$$

$$D = 1,5880 \text{ m} = 158,80 \text{ cm}$$

$$h = 2,3821 \text{ m}$$

$$h_{\text{tapa}} = 0,3970 \text{ m}$$

$$h_{\text{total tanque}} = 2,7791 \text{ m}$$

$$V_{\text{tapa}} = \frac{\pi * 1,5880^2 * 0,3970}{6} = 0,5242 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total del tanque}} = V_{\text{tapa}} + V_{\text{cilindro}} = 0,5242 + 4,718 = 5,2427 \text{ m}^3$$

Material de construcción

El material de tanque de mezcla y almacenamiento será de acero inoxidable ya que nos brinda esterilidad del producto con el medio, se requiere menor control de mantenimiento no necesita recubrimiento, es resistente a la corrosión y es de uso común para nuestro proceso. En la tabla 22 del anexo D se hace esta selección.

Espesor del tanque

Para calcular el espesor del tanque se deben considerar las presiones a las cuales está sometido, una de ellas es la presión hidrostática.

$$\Delta P = \rho * g * h$$

$$\Delta P = 1.007 * 9,8 * 2,7791$$

$$\Delta P = 27.426,24 \text{ pascal}$$

Donde ρ es la densidad del medio 1007 kg/m^3 y g es la gravedad específica. Los cálculos para el espesor por diseño y presión del tanque de mezcla se hacen con las ecuaciones y suposiciones del anexo D.

$$t_d = \frac{4,9 * 158,8081 * 2,3821 - 0,3 * 0,997}{152} + 1,6$$

$$t_d = 12,2273 \text{ mm}$$

$$t_t = \frac{4,9 * 158,8081 \cdot 2,3821 - 0,3}{163}$$

$$t_t = 9,940 \text{ mm}$$

Teniendo los espesores por diseño y presión se escoge el de mayor valor y se le suma 1 mm para obtener el espesor de la placa del fondo.

Agitación del tanque

En el cálculo de la agitación del tanque de mezcla se hacen con las ecuaciones y suposiciones del anexo D.

$$V_m = 5,2427 \text{ m}^3 = 1.148,156 \text{ gal}$$

$$75 = 60 \frac{1.148,156}{D}$$

$$D_A = 918,5249 \text{ gal/min}$$

D_A = desplazamiento del agitador (gal/min)

El desplazamiento del impulsor se escoge de la tabla 24 del anexo D. El desplazamiento del impulsor es 1.051 GPM (60 Hz) de aspa recta y diámetro 20 (in)= 0,508 (m), peso 19 libras.

Serpentín

Para calcular el serpentín que transfiere calor al fermentador se tiene en cuenta la metodología usada por Arboleda, 2003 [19].

$$C = D - t_d$$

$$C = 1,5880 - 0,012 = 1,576\text{m}$$

$$B = C - (4 * d_o)$$

$$B = 1,576 - 4 * 0,03 = 1,456 \text{ m}$$

$$D_H = B + (2 * d_o)$$

$$D_H = 1,456 + 2 * 0,03 = 1,516 \text{ m}$$

$$r = \frac{D_H}{2} = \frac{1,516}{2} = 0,758 \text{ m}$$

$$p = (1,5 * d_o) = 1,5 * 0,03 = 0,045 \text{ m}$$

$$D_{\text{serp}} = \frac{d_o}{1,2} = 0,025 \text{ m}$$

Donde C es el diámetro interno del tanque en m, D es el diámetro del tanque en m, t_d es el espesor de diseño del fermentador en m, B es el diámetro externo del cilindro interno en m, d_o es el diámetro externo del serpentín en m, D_H es el diámetro medio de la hélice en m, r es el radio medio del serpentín en m, p es el espacio entre cada vuelta del serpentín en m y D_{serp} es el diámetro interno serpentín en m.

Se calcula los diámetros faltantes:

$$D_{H1} = D_H - d_o = 1,516 - 0,03 = 1,486 \text{ m}$$

$$D_{H2} = D_H + d_o = 1,516 + 0,03 = 1,546 \text{ m}$$

Donde D_{H1} es el diámetro interno de la hélice y D_{H2} es el diámetro externo de la hélice.

La siguiente ecuación relaciona la altura del tanque con el número de vueltas:

$$N = \frac{H - d_o}{p}$$

$$N = \frac{2,7791 - 0,03}{0,045} = 61,09 = 61 \text{ vueltas}$$

$$L = N * \sqrt{(2 * \pi * r)^2 + p^2}$$

$$L = 61,09 * \sqrt{(2 * \pi * 0,758)^2 + 0,045^2}$$

$$L = 290,96 \text{ m}$$

El volumen ocupado por el serpentín se calcula de la siguiente manera:

$$V_c = \frac{\pi}{4} * d_o^2 * L$$

$$V_c = \frac{\pi}{4} * 0,03^2 * 290,96 = 0,2056 \text{ m}^3$$

Volumen ocupado por el ánulo es:

$$V_a = \frac{\pi}{4} * G^2 - B^2 * p * N$$

$$V_a = \frac{\pi}{4} * 1,576^2 - 1,456^2 * 0,045 * 61,09 = 0,7855 \text{ m}^3$$

El volumen disponible para el flujo del fluido en el ánulo (V_f) es:

$$V_f = V_a - V_c = 0,7855 - 0,2056 = 0,5799 \text{ m}^3$$

El diámetro equivalente es calculado así:

$$D_c = \frac{4 * V_f}{\pi * d_o * L}$$

$$D_c = \frac{4 * 0,5799}{\pi * 0,03 * 290,96} = 0,084 \text{ m}$$

Por el ánulo fluye agua que será calentada desde 30°C hasta 50°C por el vapor existente en el serpentín. Dentro del cilindro interno (B), llega el agua caliente proveniente del anulo. El flujo del agua dentro del ánulo debe ser laminar, por tanto, se trabaja con un Reynolds de 1000.

$$N_{Re} = \frac{D_c * G_s}{\mu}$$

$$1.000 = \frac{0,084 * G_s}{3,6}$$

$$G_s = 42.857,14286 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ h}}$$

Donde:

Gs es la velocidad de masa del fluido y μ es la viscosidad. Para agua: 3,6 kg/m*h

$$M = G_s * \frac{\pi}{4} * (C^2 - B^2 - D_{H2}^2 - D_{H1}^2)$$

$$M = 42.857,1428 * \frac{\pi}{4} * (1,576^2 - 1,456^2 - 1,546^2 - 1,486^2)$$

$$M = 6.123,41 \text{ kg/h}$$

La temperatura de saturación del vapor y λ_{vap} a 100 psi son:

Temperatura del vapor = 327.81 °F = 164.3389°C

λ_{vap} = 888.8 BTU/Lb = 2.067.3488 KJ /Kg

Balance de calor:

$$Q = M * \lambda_{\text{vap}} = 6.123,41 * 2.067.3488$$

$$Q = 12.659.224,32 \text{ KJ/h} = 11.998.629,54 \text{ Btu/h}$$

La diferencia de temperatura media logarítmica es:

$$\Delta T_{\text{ML}} = \frac{T_{\text{EV}} - T_{\text{EA}} - (T_{\text{SV}} - T_{\text{SA}})}{\ln \frac{T_{\text{EV}} - T_{\text{EA}}}{T_{\text{SV}} - T_{\text{SA}}}}$$

Donde T es la temperatura

Subíndices E: entrada S: salida V: vapor A: agua

$$\Delta T_{\text{ML}} = \frac{164,33 - 30 - 164,33 - 50}{\ln \frac{164,33 - 30}{164,33 - 50}} =$$

$$\Delta T_{\text{ML}} = 124,06 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{ML}} = 255,30 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Para el calculo de el area de transferencia requerida se necesita de un coeficiente (U) la cual se tomara de la tabla 20 del anexo C. Se selecciona un serpentín hecho de plomo pero el material tiene agentes oxidantes por tanto se utilizara un serpentín hecho con acero inoxidable.

El área de transferencia requerida se determina mediante la ecuación:

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{\text{ML}}}$$

$$A = \frac{11.998.629,54}{70 * 255,30} = 671,402 \text{ ft}^2 = 62,375 \text{ m}^2$$

Anexo H. Diseño de secador por aspersion

El secado es un proceso mediante el cual se extrae el contenido de humedad de un material. Este contenido de humedad influye en la tasa de secado ya que entre más humedad en el material mayor será la energía requerida para secarlo [24]. El modo de operación es en continuo, ya que el discontinuo es un proceso tedioso y menos rentable. Se escogió el método de secado por aspersion porque los tiempos de secado son cortos, los materiales termo sensibles pueden ser secados satisfactoriamente, mientras que los otros equipos de secado serian ineficientes, además tiene costos relativamente bajos de operación. El biopolímero entra en contacto con las paredes del equipo sin que se adhieran a este, minimizando los problemas de corrosión y selección de materiales costosos en la construcción del equipo [36].

El secado por aspersion se realizara en un sistema de ciclo abierto ya que no existe material tóxico ni nocivo al medio ambiente y las condiciones de seguridad son bajas, pues el material solo produce irritación a larga exposición.

El atomizador centrífugo es un disco que gira al extremo del eje, los discos son variados desde 5 cm que giran a 5000 rpm a discos de 27 cm que giran a 3,450 rpm, se utilizan para líquidos viscosos el cual es óptimo para nuestro proceso ya que la alimentación al secador en su mayoría es un biopolímero.

Para nuestras condiciones el disco atomizador gira a una velocidad de 180 m/s, (tamaño de partícula 20-30 micras), la densidad inicial del alimento es 1007 Kg/m³ [37].

Para la generación de aire caliente con flujo paralelo, se utilizara de forma directa con un calentador eléctrico aislado con papel cerámico el cual es el adecuado

para plantas. En la recolección de las partículas se utilizara un ciclón de la familia de alta eficiencia ya que es de bajo costo, fácil mantenimiento y adecuado para este proceso.

Tabla 30. Eficiencias térmicas en operaciones típicas de secado por aspersion que comprenden diferentes diseños de cámaras.

Diseño de cámara	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)	Eficiencia Térmica aprox.	Tamaño medio partícula (µm)
Flujo paralelo	200	90	60	40-100
Flujo paralelo	500	100	82.5	40-100
Flujo contracorriente	750	110	88	40-100
Flujo contracorriente	350	125	68	120-200
Flujo mezclado	350	90	80	150-350
Flujo mezclado	220	60	78	200-1000

Fuente: modificado de Yanza, (2003) [37]

Para calcular la cantidad de aire que se requiere para la evaporación del agua contenida en la alimentación, se realiza un balance energético y de masa en la cámara de secado.

El flujo alimentado al secador por aspersion es [24]:

$$m_g = 79,68 \text{ kg/h} = 0,0221 \text{ kg/s}$$

$$m_{gs} = 75,7 \text{ kg/h} = 0,0210 \text{ kg/s}$$

Dónde m_g es el flujo de masa de alimentación (kg/s), m_{gv} es el flujo de masa de agua contenida en la alimentación (kg/s), m_{gs} es el flujo de masa de sólidos secos de la alimentación (kg/s) y x_{g1} es la humedad de la alimentación en base seca (kg agua/kg sólidos secos)

El flujo de masa de sólidos es:

$$m_{ss} = m * \frac{\%SA}{100}$$
$$\%SA = 95$$

Donde el porcentaje de sólidos es del 94,9994% y la humedad final:

$x_{s2} = 0.0001$ (kg agua/kg sólidos secos), ya que el PHB debe salir seco.

Para el cálculo de la humedad de los sólidos tenemos:

$$x_{s1} = \frac{100 - \%SA}{\%SA}$$

$x_{s1} = 0,0526$ (kg agua/kg sólidos secos)

$$m_{sw} = m_{ss} * x_s$$
$$m_{sw} = 0,0210 * 0,0526$$
$$m_{sw} = 0.0011 \text{ kg/s}$$

Ahora el agua contenida en el aire se calcula así:

$$m_{aw} = m_a * x_a$$

Dónde m_{aw} es el flujo de masa de agua contenida en el aire (kg/s), x_{a1} es la humedad del aire en base seca (kg agua/kg sólidos secos), m_a es el flujo de masa del aire (kg/s).

Para el cálculo de la humedad del aire se utiliza la siguiente expresión:

$$x_a = 0,62 * \frac{p_v}{p - p_v}$$

$$x_{a1} = 0,62 * \frac{3.524,2494}{70.066,2375 - 3.524,2494}$$

$$x_{a1} = 0,0328 \text{ kg agua/kg sólidos secos}$$

Dónde p_v es la presión parcial de vapor (Pa), p es la presión atmosférica del lugar (Pa).

La presión parcial de vapor es igual a:

$$p_v = \phi * p_{vs}$$

$$p_v = 0,83 * 4246,08$$

$$p_v = 3524,25 \text{ Pa}$$

Dónde ϕ es la humedad relativa del aire, p_{vs} es la presión de saturación de vapor (Pa)

La humedad relativa del lugar es de 83%.

La siguiente ecuación tipo Antoine propuesta por Wexler permite calcular la presión del vapor saturado en mbar en función de la temperatura en °C.

$$\ln p_{vs} = 19,016 - \frac{4.064,95}{T_{ae} + 236,25}$$

$$p_{vs} = 42,4608 \text{ mbar} = 4.246,0837 \text{ (Pa)}$$

Dónde p_{vs} es la presión de saturación de vapor (mbar), T_{ae} es la temperatura del aire en el exterior (30 °C).

La presión de la localidad se puede obtener así:

$$p = p_0 * e^{-\frac{h}{8.600}}$$

$$p = 101.325 * 0,6915 = 70.066,2375 \text{ Pa}$$

Dónde p es la presión de la localidad (Pa), p_0 es la presión a nivel del mar (101.325 Pa) y h es la altura sobre el nivel del mar (959 m).

El balance de agua en la cámara de secado será:

$$m_{sw1} + m_{aw1} = m_{sw2} + m_{aw2}$$

Dónde m_{sw1} es el flujo de masa de agua contenida en la alimentación al ingreso de la cámara (kg/s), m_{sw2} es el flujo de masa de agua contenida en la alimentación a la salida de la cámara (kg/s), m_{aw1} es el flujo de masa de agua contenida en el aire al ingreso de la cámara (kg/s), m_{aw2} es el flujo de masa de agua contenida en el aire a la salida de la cámara (kg/s)

Reemplazando datos se obtiene:

$$m_{ss1} * x_{s1} + m_{a1} * x_{a1} = m_{ss2} * x_{s2} + m_{a2} * x_{a2}$$

Como no hay fugas ni retención del producto y del aire en la cámara, entonces:

$$m_{ss1} = m_{ss2} = m_{ss}$$

$$m_{a1} = m_{a2} = m_a$$

$$m_{ss} * x_{s1} - x_{s2} = m_a * (x_{a2} - x_{a1})$$

El balance de energía sobre la cámara de secado es:

$$m_{s1} * h_{s1} + m_{a1} * h_{a1} = m_{s2} * h_{s2} + m_{a2} * h_{a2}$$

La entalpía de la alimentación es igual a la suma de la entalpía de los sólidos secos más la entalpía del agua contenida, por lo tanto:

$$m_s * h_s = m_{ss} * c_{ps} * T_s - T_0 + m_{ss} * x_s * c_{pw} * T_s - T_0$$

Dónde c_{ps} es el calor específico del sólido seco (J/kg*K) (1.400 J/kg k), c_{pw} es el calor específico del agua (J/kg*K) (4.184 J/kg*K), T_s es la temperatura de la alimentación (K) (30+273=303k) y T_0 es la temperatura de referencia (273 K).

$$m_s * h_s = m_{ss} * c_{ps} + x_s * c_{pw} * T_s - T_0$$

Considerando:

$$H_s = c_{ps} + x_s * c_{pw} * T_s - T_0$$

$$H_{s1} = (1.400+0,0526 * 4.184)*(303-273)$$

$$H_{s1} = 48.599,33 \text{ J/mol}$$

$$H_{s2} = (1.400+0,0001*4.184)*(303-273)$$

$$H_{s2} = 42.012,552 \text{ J/mol}$$

Donde T_{s1} es la temperatura de bombeo de la alimentación, T_{s2} es la temperatura del aire a la salida de la cámara de secado con una diferencia de 10 °C.

Entonces:

$$m_s * h_s = m_{ss} * H_s$$

La entalpía del aire es igual a la suma de la entalpía del aire seco, del vapor de agua y la energía requerida para la evaporación, entonces:

$$m_a * h_a = m_a * c_{pa} * T_a - T_0 + m_a * x_a * c_v * T_a - T_0 + m_a * x_a * \lambda_0$$

Dónde c_{pa} es el calor específico del aire seco (J/kg*K) (717,63 J/kg*K), c_v es el calor específico del vapor de agua (J/kg*K) (1.840 J/kg*K), λ_0 es el calor latente de vaporización (J/kg), T_a es la temperatura del aire (K).

De la tabla 30 se obtienen los valores de T_{a1} y T_{a2} .

$$T_{a1} = 200 + 273 = 473 \text{ K}$$

$$T_{a2} = 90 + 273 = 363 \text{ K}$$

T_0 = Temperatura de referencia (273 K)

Se debe buscar en tablas el calor específico de las sustancias. Los valores se escogen para la temperatura de referencia 0°C. El calor latente de vaporización se calcula con la siguiente expresión:

$$\lambda_0 = 2.502.535,259 - 2.385,76424 * T_a$$

Dónde T_a es la temperatura del aire.

Considerando que este valor se debe multiplicar por la humedad específica la variación que este sufre con respecto a la temperatura puede ser despreciable para el cálculo de la entalpía del aire y se recomienda utilizar un valor constante de:

$$\lambda_0 = 2.502.535,259$$

Agrupando se tiene:

$$m_a * h_a = m_a * (c_{pa} * T_a - T_0 + x_a * c_v * T_a - T_0 + x_a * \lambda_0)$$

$$m_a * h_a = m_a * ((c_{pa} + x_a * c_v) * T_a - T_0 + x_a * \lambda_0)$$

$$H_a = ((c_{pa} + x_a * c_v) * T_a - T_0 + x_a * \lambda_0)$$

Entonces:

$$m_a * h_a = m_a * H_a$$

Reemplazando:

$$m_{ss} * H_{s1} - H_{s2}$$

$$= m_a * (c_{pa} + x_{a2} * c_v * T_{a2} - T_0 + x_{a2} * \lambda_{02} - c_{pa} + x_{a1} * c_v * T_{a1} - T_0 - x_{a1} * \lambda_{01})$$

Como todas las propiedades del aire en la entrada son conocidas se tiene:

$$H_{a1} = c_{pa} + x_{a1} * c_v * T_{a1} - T_0 + (x_{a1} * \lambda_{01})$$

$$H_{a1} = (717,63 + 0,0328 * 1.840) * (473 - 273) + (0,0328 * 2.502.535,259)$$

$$H_{a1} = 237.679,5565 \text{ J/mol}$$

Reemplazando:

$$m_{ss} * H_{s1} - H_{s2} = m_a * (c_{pa} + x_{a2} * c_v * T_{a2} - T_0 + x_{a2} * \lambda_{02} - H_{a1})$$

Resolviendo:

$$\diamond x_{a2} = \frac{H_{a1} - c_{pa} * T_{ar} - T_0 * x_{s1} - x_{s2} + x_{a1} * H_{s2} - H_{s1}}{c_v * T_{ar} - T_0 + \lambda_0 * x_{s1} - x_{s2} + H_{s2} - H_{s1}}$$

$$\diamond m_a = m_{ss} * \frac{x_{s1} - x_{s2}}{x_{ar} - x_{a1}}$$

$$x_{a1} = \frac{237,679,5565 - 717,63 * 363 - 273 * 0,0526 - 0,0001 + 0,0328 * 42,012,552 - 48,599,3342}{1,840 * 363 - 273 + 2,502,535,259 * 0,0526 - 0,0001 + 42,012,552 - 48,599,3342}$$

$$x_{a2} = 0,0665 \text{ (kg agua/ kg de sólido seco)}$$

$$m_a = 0,0210 * \frac{0,0525}{0,0337}$$

$$m_a = 0,0328 \text{ Kg/s}$$

$$m_a = 118,08 \text{ Kg/h}$$

Para calcular el diámetro de partícula se debe conocer el diámetro sauter, el cual se calcula de la siguiente manera:

$$D_{vs} = \frac{5,240 * M_p^{0,171}}{(\Pi * D_r * N)^{0,537} * \mu_s^{0,017}}$$

$$D_{vs} = \frac{5,240 * 2,02^{0,171}}{(\Pi * 27 * 207)^{0,537} * 10,000^{0,017}}$$

$$D_{vs} = \frac{5,240 * 1,1277}{190,2338 * 1,1695}$$

$$D_{vs} = 23,2290 \mu\text{m}$$

Dónde D_{vs} es el diámetro Sauter de las gotas asperjadas (μm), M_p es el flujo másico de la alimentación por cada paleta del atomizador (g/s.cm), D_r es el diámetro del atomizador (cm) (27 cm), N es la velocidad angular del atomizador (rps) ($N=3,450 \text{ rpm} = 207 \text{ rvs}$) y μ_s es la viscosidad de la alimentación (P) (10.000 P)

El flujo másico de la alimentación por cada paleta del atomizador:

$$M_p = 10 * \frac{m_s}{h_p n_p}$$

$$M_p = 10 * \frac{0,0221}{0,01 * 24}$$

$$M_p = 0,9222 \text{ (g/s.cm)}$$

Dónde M_p es el flujo másico de la alimentación por cada paleta del atomizador (g/s.cm), m_s es el flujo de alimentación (kg/s), h_p es la altura de la paleta del atomizador (m) (0,01m), n_p es el número de paletas del atomizador, es decir 24.

El diámetro de la gota D_{95} , es el diámetro dentro del cual se encuentra el 95% de la nube asperjada.

$$D_{95} = 1,4D_{vs}$$

$$D_{95} = 1,4 * 26,56 = 32,52 \text{ } \mu\text{m}$$

Dimensiones de la cámara de secado

Tabla 31. Relación entre tamaño promedio de partícula y diámetro mínimo para la cámara de secado

Tipo de spray	Tamaño medio aproximado (μm)	D mínimo (m)
Muy fino	20-40	1.5
Fino	40-80	2
Medio-grueso	80-100	4
Grueso	100-120	5
	120-150	6

Fuente: modificado de Yanza, (2003) [37]

Tabla 32. Relación entre altura y diámetro para la cámara de secado

Cámara de secado/atomizador Combinación	H:D (altura cilindro/ diámetro cámara)
Flujo en paralelo/rotatorio	0,6:1 a 1:1
Flujo en paralelo/boquilla atomizadora en la cima	3:1 a 4:1
Boquilla atomizadora en contracorriente	3:1 a 5:1
Flujo mezclado (fuente) boquilla atomizadora	1:1 a 1,5:1
Flujo mezclado (lecho fluidizado)	0,15:1 a 0,4:1

Fuente: modificado de Yanza, (2003) [37]

Según la tabla 31 el diámetro mínimo del secador debe ser 1.5 m para obtener partículas de espesor muy fino, se utilizó un diámetro de 1.6 m ya que está dentro del rango de partículas muy finas. El tiempo de residencia dentro del secador es de 2 minutos y medio o 150 (s) para obtener un buen secado, teniendo el flujo de aire y la densidad de aire ($1,16 \text{ kg/m}^3$) se calcula el caudal [37].

$$Q = \frac{0,0328 \text{ kg/s}}{1,16 \text{ kg/m}^3} = 0,0283 \text{ (m}^3 \text{ /s)}$$

$$V_{\text{secador}} = Q * t = 0,0283 * 150 = 4,245 \text{ m}^3$$

La tabla 32 relaciona la altura del cilindro y el diámetro para la cámara de secado, para un flujo paralelo y disco rotatorio se tiene la relación de 1:1.

$$D = 1.6 \text{ m}$$

$$h' = 1.6 \text{ m}$$

Según las fórmulas de volúmenes:

$$V_{\text{cono}} = \frac{\pi * D^2 * h}{12}$$

$$V_{\text{cilindro}} = \frac{\pi * D^2 * h'}{4}$$

$$V_{\text{cono}} = V_{\text{secador}} - V_{\text{cilindro}}$$

La altura del cono es:

$$h = \frac{12}{\pi * D^2} * V_{\text{secador}} - \frac{\pi * D^2 * h'}{4}$$

$$h_{\text{cono}} = \frac{12}{\pi * 2,56} * [4,245 - 3,2169]$$

$$h_{\text{cono}} = 1,5340 \text{ m}$$

$$D_{\text{cono}} = 1,6 \text{ m}$$

$$V_{\text{cono}} = 1,0281 \text{ m}^3$$

$$h_{\text{total}} = h + h' = 1,5340 + 1,6 = 3,1340 \text{ m}$$

$$D_{\text{cono inferior}} = \frac{1,6}{10} = 0,16 \text{ m}$$

Dimensionamiento del ciclón: Para un ciclón con base cónica con ángulo de 60°, la velocidad de entrada varía entre 6 y 36 m/s, se establecen las siguientes relaciones:

Tabla 33. Características de los ciclones de alta eficiencia.

Dimensión	símbolo	Tipo del Ciclón de Eficiencia Alta	
		Stairmand	Swift
Diámetro del cuerpo	D/D	1,0	1,0
Altura de la entrada	a/D	0,5	0,44
Anchura de la entrada	b/D	0,2	,021
Diámetro de la salida del gas	D_s/D	0,5	0,4
Longitud del buscador del vórtice	S/D	0,5	0,5
Longitud del cuerpo	h/D	1,5	1,4
Longitud del cono	z/D	2,5	2,5
Altura total del ciclón	H/D	4	4
Diámetro del enchufe del polvo	B/D	0,375	0,4
Factor de configuración	G	551,22	698,65
Número de cabezas de velocidad	N_H	6,4	9,24
Número de vórtices	N	5,5	6

Fuente: modificado de Orna, (2012) [24].

Calculando el área necesaria en la entrada del ciclón:

$$Q_a = \frac{0,0328 \text{ kg/s}}{1,16 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_a = 0,0283 \text{ (m}^3 \text{ /s)}$$

$$A_c = \frac{Q_a}{v_i}$$

$$A_c = \frac{0,0283}{6} = 0,00471 \text{ (m}^2\text{)}$$

Dónde A_c es el área de la entrada del ciclón (m^2), Q_a es el flujo de aire requerido en el proceso (m^3/s) y v_i es la velocidad de entrada al ciclón (m/s)

La velocidad de entrada puede estar en el rango antes mencionado, la velocidad de entrada al ciclón será de 6 (m/s).

El área es igual a:

$$A_c = a * b$$

Reemplazando datos según la tabla 2 se tiene:

$$A_c = 0,1 * D^2$$

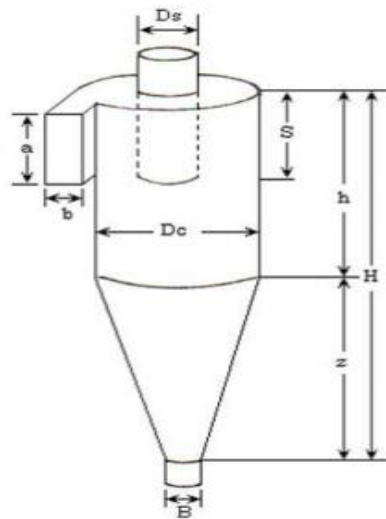
$$D^2 = \frac{0,00471}{0,1}$$

$$D_{\text{ciclón}} = 0,2171 \text{ m}$$

Dónde $D_{\text{ciclón}}$ es el diámetro del cuerpo del ciclón (m).

Una vez calculado el diámetro del cuerpo del ciclón se calcula todas las demás dimensiones según la tabla 33.

Figura 9. Dimensiones del ciclón



Fuente: Orna, (2012) [24].

Caída de presión en el ciclón: La caída de presión en un ciclón típico usualmente varía entre 0,5 pulgadas de agua (0,93 mm Hg) y 8 pulgadas de agua (14,9 mm Hg) aunque puede ser mayor, pero rara vez excede 10 pulgadas de agua (18,64 mm Hg). Ya que la caída de presión es menor, se usará el criterio de Stairmand.

Dimensiones:

Altura de la entrada: $a = D * 0,5 = 0,1085 \text{ m}$

Anchura de la entrada: $b = D * 0,2 = 0,0434 \text{ m}$

Diámetro de la salida del gas: $D_g = D * 0,5 = 0,1085 \text{ m}$

Longitud del buscador del vórtice: $S = D * 0,5 = 0,1085 \text{ m}$

Longitud del cuerpo: $h = D * 1,5 = 0,3257 \text{ m}$

Longitud del cono: $z = D * 2,5 = 0,5429 \text{ m}$

Altura total del ciclón: $H = D * 4 = 0,8686 \text{ m}$

Diámetro del enchufe del polvo: $B = D * 0,375 = 0,081 \text{ m}$

Factor de configuración: $G=551,22$

Número de cabezas de velocidad: $N_H = 6,4$

Número de vórtices: $N=5,5$

La siguiente tabla brinda información de consumo a partir del diámetro de la cámara de secado:

Tabla 34. Especificaciones técnicas de secadores por aspersión

Aire de Secado	Evaporación Agua	Consumo Combustible	F. Motriz	Diámetro Cámara
Temperatura entrada (°C)	(L/h)	(Kcal/h)*1000	(kW/h)	(m)
150	15	19	4	1,6
180	20	23		
220	23	29		
250	26	32		
350	40	46		

Aire de Secado	Evaporación Agua	Consumo Combustible	F. Motriz	Diámetro Cámara
450	60	61		
550	72	75		

Fuente: modificado de Spray Process, (2009). [38]

La temperatura de entrada está alrededor de 220 °C, el consumo de combustible es de 29.000 (kcal/h) y la fuerza motriz es de 4 (kW/h).