

**UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ**

**Colegio de Ciencias e Ingeniería**

**Estudio de factibilidad económico para la construcción de una planta piloto de producción de nanocelulosa cristalina (CNC) producida a partir de la cáscara de mazorca de cacao.**

**Emilio Fabricio Villacrés García**

**Ingeniería Química**

Trabajo de fin de carrera presentado como requisito  
para la obtención del título de  
Ingeniera Química

Quito, 20 de diciembre de 2021

**UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ**

**Colegio de Ciencias e Ingeniería**

**HOJA DE CALIFICACIÓN  
DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA**

**Estudio de factibilidad económico para la construcción de una  
planta piloto de producción de nanocelulosa cristalina (CNC)  
producida a partir de la cáscara de mazorca de cacao.**

**Emilio Fabricio Villacrés García**

**Nombre del profesor, Título académico**

**Lourdes Orejuela, PhD  
Juan Diego Fonseca Ashton, PhD**

Quito, 20 de diciembre de 2021

## © DERECHOS DE AUTOR

Por medio del presente documento certifico que he leído todas las Políticas y Manuales de la Universidad San Francisco de Quito USFQ, incluyendo la Política de Propiedad Intelectual USFQ, y estoy de acuerdo con su contenido, por lo que los derechos de propiedad intelectual del presente trabajo quedan sujetos a lo dispuesto en esas Políticas.

Asimismo, autorizo a la USFQ para que realice la digitalización y publicación de este trabajo en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en la Ley Orgánica de Educación Superior del Ecuador.

Nombres y apellidos: Emilio Fabricio Villacrés García

Código: 00125968

Cédula de identidad: 1803543063

Lugar y fecha: Quito, 20 de diciembre de 2021

## **ACLARACIÓN PARA PUBLICACIÓN**

**Nota:** El presente trabajo, en su totalidad o cualquiera de sus partes, no debe ser considerado como una publicación, incluso a pesar de estar disponible sin restricciones a través de un repositorio institucional. Esta declaración se alinea con las prácticas y recomendaciones presentadas por el Committee on Publication Ethics COPE descritas por Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing, disponible en <http://bit.ly/COPETHeses>.

## **UNPUBLISHED DOCUMENT**

**Note:** The following capstone project is available through Universidad San Francisco de Quito USFQ institutional repository. Nonetheless, this project – in whole or in part – should not be considered a publication. This statement follows the recommendations presented by the Committee on Publication Ethics COPE described by Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing available on <http://bit.ly/COPETHeses>.

## RESUMEN

El presente trabajo evalúa la implementación de una planta piloto para la producción de nanocelulosa cristalina partiendo de la cáscara de mazorca de cacao como materia prima. Se propone una producción semanal de 100 kg, atendiendo a la problemática de los desechos generados por la industria del cacao en el Ecuador y al mismo tiempo aprovechando una tendencia de mercado en crecimiento. Para el diseño de la planta se analizó dos métodos de hidrólisis; por un lado, la hidrólisis con ácido sulfúrico como método tradicional y, en contraparte, el ácido oxálico como alternativa verde. Se consiguió conversiones de producción del 25% y el 24.57%, respectivamente. En cuanto al estudio económico de la construcción de la planta piloto basada en la hidrólisis con ácido sulfúrico, se calculó una inversión de \$2.3M USD y se estima recuperar la inversión en 7 años con una tasa de interés del 3%. Por otro lado, se calculó una inversión de \$3.1M USD para la planta basada en la hidrólisis con ácido oxálico y se estima recuperar la inversión en 10 años con una tasa de interés del 3%. Se espera generar un impacto dentro de Ecuador y Latinoamérica con un producto tan interesante como es la nanocelulosa, el objetivo es despertar la curiosidad de nuevos investigadores e inversionistas arriesgados que puedan expandir y cambiar la matriz comercial que existe en la región.

**Palabras claves:** cacao, hidrólisis ácida, biorrefinería, química verde

## ABSTRACT

This project evaluates the implementation of a pilot plant to produce crystalline nanocellulose starting from cocoa pod as raw material. A weekly production of 100 kg is proposed, considering the problem of waste generated by the cocoa industry in Ecuador and at the same time taking advantage of a growing market trend. For the design of the plant, there were analyzed two polymerization methods: on the one hand, polymerization with sulfuric acid as a traditional method, and on the other hand, oxalic acid as a green alternative. Production conversions of 25% and 24.57% were achieved, respectively. Regarding the economic study of the construction of the plant based on hydrolysis with sulfuric acid, it was obtained an investment of \$2.3M USD and it is estimated that the investment will be recovered in 7 years with an interest rate of 3%. On the other hand, an investment of \$3.1M USD was calculated for the plant based on the hydrolysis with oxalic acid and it is estimated to recover the investment in 10 years with an interest rate of 3%. It is expected to generate an impact within Ecuador and Latin America with a product as interesting as nanocellulose. The objective is to awake the curiosity of new researchers and risky investors who can expand and change the business matrix of the region.

**Keywords:** cocoa, acid hydrolysis, biorefinery, green chemistry

## TABLA DE CONTENIDOS

1	Introducción del Proyecto .....	14
1.1	Antecedentes .....	14
1.1.1	Ecuador y el mercado de cacao .....	14
1.1.2	Usos rudimentarios de la cáscara de la mazorca de cacao .....	14
1.1.3	Nanocelulosa, una solución innovadora.....	15
1.1.4	Panorama internacional de la industria de la nanocelulosa.....	15
1.2	Presentación del Proyecto .....	16
1.3	Justificación del proyecto.....	17
1.4	Resultados esperados .....	18
2	Bases del diseño.....	18
2.1	Terminología especializada.....	18
2.2	Descripción de producto y presentación de métodos de producción .....	19
2.3	Descripción de materias primas .....	20
2.4	Limitaciones y normas .....	20
2.4.1	Norma ISO/TS 20477:2017 “Nanotechnologies – Standard terms and their definition for cellulose nanomaterial” .....	20
2.4.2	Regulación en la compra de reactivos.....	21
2.4.3	Regulación en descargas de efluentes .....	21
2.5	Ubicación.....	21
2.6	Selección del proceso.....	21
2.7	Diagramas de bloque de los métodos seleccionados.....	23

3	Diseño de los procesos de hidrólisis .....	24
3.1	Base de producción de la planta piloto .....	24
3.2	Diseño de los procesos de la planta piloto .....	24
3.2.1	Etapa de pretratamiento de mazorca de cacao .....	24
3.2.2	Etapa de hidrólisis.....	25
3.2.3	Etapa de deslignificación .....	25
3.2.4	Etapa de fraccionamiento.....	25
3.2.5	Etapa de purificación de la nanocelulosa cristalina (CNC).....	25
3.2.6	Etapa de Secado .....	26
3.3	Diseño: diagramas de flujo de la planta piloto y balances de masa .....	26
3.3.1	Diagrama de flujo de la planta piloto para el método por ácido oxálico.....	27
3.3.2	Diagrama de flujo de la planta piloto para el método por ácido sulfúrico .....	28
3.4	Balance de energía de los dos métodos de hidrólisis .....	29
4	Dimensionamiento de equipos .....	30
4.1	Balsa de lavado .....	31
4.2	Secador de bandeja .....	31
4.3	Molino de rodillo .....	31
4.4	Tanque de almacenamiento.....	31
4.5	Tanque de mezclado.....	31
4.6	Filtro prensa .....	32
4.7	Centrifuga de disco .....	32



4.8	Ultrafiltración.....	32
4.9	Secador por atomización.....	32
4.10	Dimensionamiento de equipos principales.....	33
4.10.1	Hidrólisis por ácido oxálico .....	33
4.10.2	4.10.1. Hidrólisis por ácido sulfúrico.....	35
5	Implementación de sistema de osmosis inversa.....	36
5.1	Impacto económico de la compra de agua destilada.....	36
5.2	Impacto económico del sistema de osmosis inversa .....	37
5.2.1	Impacto en el costo de producción de nanocelulosa cristalina.....	37
5.2.2	Impacto en el capital de inversión.....	38
6	Presentación de los proyectos para el análisis de rentabilidad.....	39
6.1	6.1. Capitales de inversión .....	39
6.1.1	ISBL – Costo de la planta piloto .....	40
6.1.2	Inversión de capital fijo.....	40
6.1.3	Inversión de capital de trabajo .....	41
6.2	6.2. Beneficio neto de la venta de nanocelulosa cristalina.....	42
6.3	Análisis de rentabilidad de los proyectos.....	43
6.3.1	Flujo de caja.....	43
7	Un proyecto innovador, interesante y viable a corto y mediano plazo .....	46
8	Referencias.....	48
9	ANEXO A – Metodología de trabajo .....	51

		10
9.1	Balance de Masa .....	51
9.2	Balance de Energía .....	51
9.3	Diagrama de flujo .....	52
9.4	Diseño de equipos .....	52
9.5	Determinación de Costos de planta.....	55
9.6	Componentes Ingresos del proyecto .....	57
10	ANEXO B – Cálculos del balance de materia .....	58
10.1	Método 1 – producción de nanocelulosa cristalina por hidrólisis con ácido oxálico.....	58
10.2	Método 2 – producción de nanocelulosa cristalina por hidrólisis con ácido sulfúrico .....	62
11	ANEXO C – Cálculos del dimensionamiento de equipos .....	65
11.1	Método 1: Hidrólisis con ácido oxálico .....	65
11.2	Dimensionamiento de Filtro Prensa .....	68
11.3	Dimensionamiento de Filtro Prensa .....	80
11.4	Método 2: Hidrólisis con ácido sulfúrico.....	90
12	Anexo D – Cotizaciones de equipos .....	107
12.1	Balsa de Lavado (precio: \$ 1 485.00 USD) .....	107
12.2	Molino de rodillo (Precio: \$ 1 500 USD) .....	108
12.3	Secador de bandeja (Precio: \$ 868.00 USD).....	110
12.4	Filtro prensa (precio: \$ 2 750.00 USD).....	111
12.5	Centrifuga disco (precio \$ 10 000.00 USD) .....	112
12.6	Ultrafiltracion – 1000 L/h (precio \$ 2 980.00 USD).....	114

12.7	Reverse Osmosis Water treatment – 500 L/h (precio \$ 1 800.00 USD) .....	115
12.8	Secado por atomización (precio: \$ 10 617.00 USD).....	117
13	Anexo E – Cálculos económicos .....	119
13.1	Datos para cálculo de ISBL y costo de instalación por método factorial detallado .....	119
13.2	ISBL para método 1: hidrólisis ácido oxálico.....	120
13.3	ISBL para método 2: hidrólisis ácido sulfúrico .....	121
13.4	Capital fijo .....	121
13.5	Capital de trabajo .....	121
13.6	Costo de agua, luz y efluentes.....	122
13.7	Costos variables, fijos y de operación.....	123
14	Anexo F – Cálculo preliminar de costos de operación .....	124
14.1	Análisis económico preliminar para 1 kg de CNC. Obtención de margen bruto preliminar para el método 1 de hidrólisis con ácido oxálico (11) .....	124
14.2	Análisis económico preliminar para 1 kg de CNC. Obtención de margen bruto preliminar para hidrólisis con ácido sulfúrico (12) .....	125
15	Anexo G – Balances de Masa detallados .....	126
15.1	Balance de masa de la planta piloto (hidrólisis con ácido oxálico) .....	126
15.2	Balance de masa de la planta piloto (hidrólisis con ácido oxálico) .....	129
16	Anexo H – Detalle de costos y características principales de materias primas.....	132
17	Anexo I – Composición de cáscara de mazorca de cacao.....	133

**TABLAS**

Tabla 1. Características principales de la CNC .....	19
Tabla 2 Balance de energía de la planta piloto .....	29
Tabla 3 Balance de energía de la planta piloto .....	30
Tabla 4 Especificaciones de equipos utilizados.....	33
Tabla 5 Especificaciones de equipos .....	35
Tabla 6 Costo de materias prima .....	37
Tabla 7 Detalle del costo de una semana de producción .....	38
Tabla 8 costo de la inversión de capital fijo .....	41
Tabla 9 costo de la inversión de capital de trabajo .....	42
Tabla 10 costos fijos y variables de producción .....	42
Tabla 11 Flujo de caja detallado proyecto 1 .....	44
Tabla 12 Flujo de caja detallado proyecto 2 .....	44

**FIGURAS**

Figura 1 Diagrama de bloque de hidrólisis con ácido sulfúrico .....	23
Figura 2 Diagrama de bloque hidrólisis con ácido oxálico.....	23
Figura 3 PFD de la planta de producción de CNC.....	27
Figura 4 PFD de la planta de producción de CNC.....	28
Figura 5 Análisis de TIR.....	45

## **CAPITULO 1 – Presentación del estudio de prefactibilidad de una planta piloto de nanocelulosa cristalina (CNC) a partir de la cáscara de mazorca de cacao**

### **1 Introducción del Proyecto**

#### **1.1 Antecedentes**

##### **1.1.1 Ecuador y el mercado de cacao**

El cacao es un cultivo de alta demanda a nivel mundial, principalmente debido a las semillas de cacao que son utilizadas en su mayoría para la fabricación de chocolate. En Ecuador, durante el año 2020, el sector cacaotero generó 345 000 toneladas ubicándose entre los mayores productores del mundo (1). Pero al mismo tiempo se generaron miles de toneladas de biomasa en forma de cáscara de mazorca de cacao que no se utilizan para nada y van directo a la basura.

La cáscara de mazorca de cacao seca representa el 75% del peso del fruto, es decir que 1 kg de fruto de cacao representa 750 g de cáscara de mazorca de cacao seca (2). Trasladando estos datos a Ecuador, se obtiene que alrededor de 250 000 toneladas de mazorca de cacao seca se producen al año (750 mil toneladas húmedas), una cantidad de materia prima más que suficiente para que una planta basada en la biomasa de cacao sea sostenible.

##### **1.1.2 Usos rudimentarios de la cáscara de la mazorca de cacao**

La excesiva cantidad de desechos de cáscara de mazorca de cacao más una mala calidad de aseo generan un acumulamiento de biomasa cerca del cultivo (3). La acumulación de esta biomasa genera impactos negativos en el cultivo (enfermedad de la mazorca negra) como en el ambiente: generación de lixiviados, disminución del pH y porosidad del suelo (4). Como solución rudimentaria a este problema aparece el uso de la cáscara de mazorca como fertilizante debido a que contiene minerales como potasio, calcio y fosforo en su estructura (5). Un estudio demostró

que al utilizar polvo de mazorca de cacao y fertilizante de fósforo se consiguen resultados similares que al utilizar fertilizante NPK (combinación de  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ,  $\text{P}_2\text{O}_5$  y  $\text{K}_2\text{O}$ ) (6).

### **1.1.3 Nanocelulosa, una solución innovadora**

La solución a las malas prácticas en la industria cacaotera, con respeto a la casara de mazorca de cacao, es darle un valor agregado a este producto que hoy en día es visto como desecho. Para esto es importante examinar a fondo los componentes de este subproducto. La cáscara de mazorca de cacao está compuesta por hemicelulosa, lignina, pectina, aceites, ceras y celulosa (7). La última es por lejos el componente de mayor cantidad en este tipo de biomasa (8), por lo tanto, la cáscara mazorca de cacao es una gran fuente de celulosa.

Una de las áreas de investigación más interesantes con respecto a la celulosa es la fabricación de nanocelulosa cristalina (CNC). La nanocelulosa (NC) ha ganado mucha atención en la comunidad de materiales debido a su disponibilidad, renovabilidad, liviandad, dimensión, morfología única y sus propiedades químicas y físicas insuperables (9). Todo esto da lugar a un material del futuro con múltiples aplicaciones en desarrollo y en investigación, es decir un nicho de mercado para invertir a corto y largo plazo.

### **1.1.4 Panorama internacional de la industria de la nanocelulosa**

El mercado global de la nanocelulosa reportó un valor de \$146.7 millones de dólares para el 2019 y se espera un crecimiento con una tasa de crecimiento anual compuesta (CAGR) del 21.4% en el plazo del 2020 a 2026 (10). Es decir que se prevé que para 2026 el valor del mercado global alcance el valor de \$418.2 millones de dólares, tomando en cuenta los siguientes factores:

- La nanocelulosa ha emergido como un material fuerte, renovable y económico del futuro.
- El crecimiento repentino de la industria del empaque sostenible y eco amigable.

- Las nuevas políticas a nivel mundial con respecto a la utilización de empaque con materiales degradables, especialmente en el área de alimentos.
- El desarrollo de nuevas tecnologías para hidrogeles y materiales avanzados con aplicación como espesantes; y para el desarrollo de membranas adsorbentes.

Por lo tanto, el potencial de inversión en el mercado de la nanocelulosa radica también en su versatilidad en cuanto a aplicaciones (10). Por esta razón poco a poco van apareciendo empresas dentro del mercado especialmente en Canadá (CelluForce), Japón (Nipon Paper Group Inc.) y Estados Unidos (FPIInnovations) (10). Si bien en Latinoamérica no hay crecimiento en esta industria, el enfoque del proyecto es crear un producto competitivo dentro del mercado mundial. Si a este mercado internacional le sumamos la gran fuente de materia prima que existe en Ecuador, como es la cáscara de mazorca de cacao, tenemos en frente un nicho de mercado atractivo para los inversionistas y que debe ser atacado a corto y largo plazo.

## 1.2 Presentación del Proyecto

En base a los antecedentes se van a analizar los siguientes métodos para la producción de nanocelulosa cristalina a partir de la cáscara de mazorca de cacao:

**a) Método 1:** Producción de nanocelulosa cristalina a partir de la hidrólisis de ácido oxálico.

Método basado en el trabajo de Zambrano, Villasana y Orejuela (11)

**b) Método 2:** Producción de nanocelulosa cristalina a partir de la hidrólisis de ácido sulfúrico.

Método basado en el trabajo de Akinjokun (12)

Para después escalarlos a nivel de planta piloto con el objetivo de estudiar la viabilidad económica de cada uno de los proyectos. El producto final de la planta será polvo de CNC que servirá como materia prima para múltiples aplicaciones en un mercado que está en crecimiento en el plano internacional. Para llevar a cabo el proyecto se plantearon los siguientes objetivos:



## Objetivo General

Realizar un estudio de factibilidad económico de una planta piloto de producción de nanocelulosa cristalina a partir de la cáscara de mazorca de cacao proveniente del Guayas.

## Objetivos Específicos

- Proponer y describir los dos métodos para la producción de nanocelulosa cristalina
- Diseñar el proceso y la planta piloto de producción de nanocelulosa cristalina (CNC)
- Realizar un estudio económico del proceso para conocer la rentabilidad
- Escoger el proyecto más rentable para 10 años de vida de la planta piloto y una tasa de interés del 3%

### 1.3 Justificación del proyecto

A continuación, se mostrará el análisis preliminar de los dos procesos con más potencial para la obtención de nanocelulosa cristalina (CNC) a partir de la cáscara de mazorca de cacao. Para el análisis económico preliminar se obtuvo el margen bruto. Para esto se calculó el costo total de materias primas para producir 1 kg de CNC. Luego se tomó el doble de aquel valor como estimación del costo de operación

- **Método 1, hidrólisis ácido oxálico** – estimación de costo de operación: \$645 USD
- **Método 2, hidrólisis ácido sulfúrico** – estimación de costo de operación: \$800 USD

Una vez obtenido la estimación de costos de operación, se investigó el mercado de la nanocelulosa para obtener el valor comercial de 1 kg de nanocelulosa cristalina:

- Empresa Nanografi: \$889.00 [D: 10-20 nm / L: 300-900 nm] (13)
- The University of MAINE: \$601.25 [no hay datos del producto] (14)
- Cellulose Lab: \$2500.00 [D: 5-20 nm / L: 100-250 nm] (15)

Al comparar los costos de operación preliminares con el valor comercial de CNC más fiable (\$889.00 Nanografi) se obtiene un margen bruto que ronda los \$100.00 y \$200.00 para cada venta de 1 kg del producto. Por lo tanto, en primera instancia el producto tiene todas las características para llegar a ser competitivo en el mercado internacional.

#### **1.4 Resultados esperados**

El resultado principal que se busca con este proyecto es determinar si es técnica y económicamente viable la construcción de una planta piloto de nanocelulosa cristalina en el Ecuador con el objetivo de dar el primer paso a un escalamiento industrial en la producción de nanocelulosa. Sin embargo, otra de las razones para la realización del proyecto es dar a conocer dentro de Ecuador y Latinoamérica un producto tan interesante e importante en los años venideros como es la nanocelulosa, es decir que este proyecto servirá como una especie de propaganda para despertar la curiosidad de nuevos investigadores e inversionistas arriesgados que puedan expandir y cambiar la matriz comercial que existe en la región.

### **CAPITULO 2 – Presentación de las bases del diseño de la planta piloto de CNC**

#### **2 Bases del diseño**

##### **2.1 Terminología especializada**

- CNC: Crystalline Nanocellulose - Nanocelulosa cristalina
- CPH: Cocoa Pod Husk – Mazorca de cacao
- Hidrólisis: Proceso de extracción de pectina o extractivos
- Hidrolisis: Proceso que consiste en romper fibras a partir de un ácido o base

## 2.2 Descripción de producto y presentación de métodos de producción

El producto final será polvo de nanocelulosa cristalina. Las partículas tendrán una forma de varilla y una estructura química típica de nanocelulosa I. A continuación, se darán las principales características fisicoquímicas del producto final para cada método:

**Tabla 1.** Características principales de la CNC para cada método propuesto (12) (11)

Metodo	Indice de Cristalinidad	Diametro	Promedio Diametro	T° degradación	T° maxima degradación
Hidrólisis con Ácido Oxálico	65.00%	-	8.5 $\mu\text{m}$	255°C	351°C
Hidrólisis con Ácido Sulfúrico	67.60%	(10 - 60) nm	26 nm	265°C	362°C

El índice de cristalinidad relaciona la cantidad de segmentos cristalinos y amorfos en la estructura del polímero. Al comparar el índice de cristalinidad con nanocelulosas de otro origen se obtiene lo siguiente:

- Similar al obtenido de mengkuang (69.5%) (16) y mayor al del maíz (55.9%) (17)
- Menor al obtenido del agave (82%) (18), pulpa de eucalipto (76%) (19)

Al comparar el diámetro de partícula del método 1 con CMC de otro origen se obtiene lo siguiente:

- Tamaño similar al obtenido de fibras de kapok (12.57  $\mu\text{m}$ ) (20)
- Menor al obtenido de fibras de roselle (44.28  $\mu\text{m}$ ) (21)

Al comparar el diámetro de partícula del método 2 con CNC de otro origen se obtiene los siguiente:

- Mayor al obtenido de hojas de megkuang (5-25 nm) (16) y agave (8-15 nm) (18)
- Menor al obtenido del maíz (60-330 nm) (17)

Al comparar la temperatura de degradación máxima de ambos métodos con CNC de otro origen se obtiene los siguiente:

- Menor al obtenido de pulpa de eucalipto (525°C) (19)
- Mayor al obtenido del maíz (313°C) (17)

Con lo cual se concluye que el producto obtenido por ambos métodos es de buena calidad y sirve como materia prima para las aplicaciones anteriormente mencionadas.

### **2.3 Descripción de materias primas**

A lo largo de este estudio se analizará dos métodos para la hidrólisis de CNC, los cuales utilizan las siguientes materias primas:

- a) **Método 1 - Hidrólisis con ácido oxálico:** mazorca de cacao, ácido cítrico, etanol 70%, hidróxido de sodio (NaOH), hipoclorito de sodio (NaClO), ácido oxálico y agua destilada.
- b) **Método 2 - Hidrólisis con ácido sulfúrico:** mazorca de cacao, tolueno, etanol 70%, hidróxido de sodio (NaOH), hipoclorito de sodio (NaClO), ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) y agua destilada.

Los costos de adquisición se detallan en el ANEXO H, productos que se consiguieron vía cotizaciones de posibles proveedores a nivel nacional e internacional; así como las consideraciones de manejo en transporte y almacenamiento. Por otro lado, la materia prima más importante del proyecto será cascará de la cáscara de mazorca de cacao la cual será obtenida de la región del Guayas. En el ANEXO I se mostrará la composición de la cáscara de mazorca de cacao con la que se va a trabajar en la planta piloto.

### **2.4 Limitaciones y normas**

#### **2.4.1 Norma ISO/TS 20477:2017 “Nanotechnologies – Standard terms and their definition for cellulose nanomaterial”**

Se define como nanocelulosa a un compuesto predomina la celulosa en su estructura y una de sus dimensiones se encuentra en la nanoescala. Para ser considerado nanocelulosa cristalina el nano-objeto debe tener predominancia de las regiones cristalinas sobre las regiones amorfas, además tener dimensiones de 1 a 100 [nm] de diámetro (si las dimensiones son mayores a 100

[nm] se define como microcelulosa). Las siglas estándar son CNC que significa “Crystalline Nanocellulose”. (22)

#### **2.4.2 Regulación en la compra de reactivos**

Se requerirá obtener el permiso del SETED para la compra e importación de los siguientes reactivos químicos debido a que están catalogados como peligrosos: hidróxido de sodio, ácido sulfúrico y tolueno.

#### **2.4.3 Regulación en descargas de efluentes**

Los ácidos como ácido sulfúrico y ácido oxálico deben ser diluidos hasta tener una concentración no mayor a 1M. Luego neutralizar la solución con los desechos de hidróxido de sodio hasta obtener un pH cercano a 7 (23). Las bases como hidróxido de sodio serán utilizadas para neutralizar los desechos de ácido que se generan en la planta. Y se recomienda realizar una incineración para eliminar el tolueno.

### **2.5 Ubicación**

Se eligió el parque industrial Piady por su localización estratégica debido a que está alejado de la zona urbana, pero al mismo tiempo está conectada con las carreteras más importantes del país. Se encuentra cerca de las plantaciones de cacao de Guayaquil con lo cual el transporte de materia prima se facilita. Además, cuenta con una subestación eléctrica, red de tuberías y planta de procesamiento de aguas residuales propia. (24)

### **2.6 Selección del proceso**

A continuación, se darán las ventajas y desventajas de ambos métodos que se van a analizar para tener una mejor perspectiva del estudio.

### a) Método 1 – Hidrólisis con Ácido Oxálico

**Ventajas:** se utiliza ácidos orgánicos (ácido cítrico y ácido oxálico) para la hidrólisis como una alternativa verde y evitar la generación de sales de sulfato que se generan al utilizar ácido sulfúrico (25). Tiene una temperatura máxima de degradación superior con respecto al otro método (351°C vs 332°C).

**Desventajas:** Por el momento se sabe que las dimensiones del producto se encuentran en el orden micro (16µm), en consecuencia, se obtiene microcelulosa y no nanocelulosa. Además, se necesitan más operaciones unitarias para conseguir nanocelulosa cristalina.

### b) Método 2 – Hidrólisis con Ácido Sulfúrico

**Ventajas:** El diámetro promedio es de 26 nm, con lo cual el producto es considerado como nanocelulosa. Este método produce más nanocelulosa cristalina con la misma cantidad de cáscara de mazorca como flujo de entrada y además el producto final es de mejor calidad.

**Desventajas:** El uso de tolueno y ácido sulfúrico generan impurezas en el producto final, por esta razón se necesita tener mayor cuidado al momento de remover estas partículas mediante una doble sucesión de centrifugación y ultrafiltración. Además, se requerirá gastos adicionales para una segura descarga de los respectivos efluentes.

Una vez analizado los pro y contras de los dos métodos se concluye que se va a seguir adelante con los dos métodos para realizar el análisis económico y tomar una decisión final. Esto en base a que el método más económico es la hidrólisis con ácido oxálico, sin embargo, el método que genera un producto de mayor calidad es la hidrólisis con ácido sulfúrico. Por otro lado, la hidrólisis con ácido oxálico presenta más etapas para obtener la nanocelulosa cristalina, por ende, es posible que el costo de capital sea mayor al igual que la energía a gastar.

## 2.7 Diagramas de bloque de los métodos seleccionados

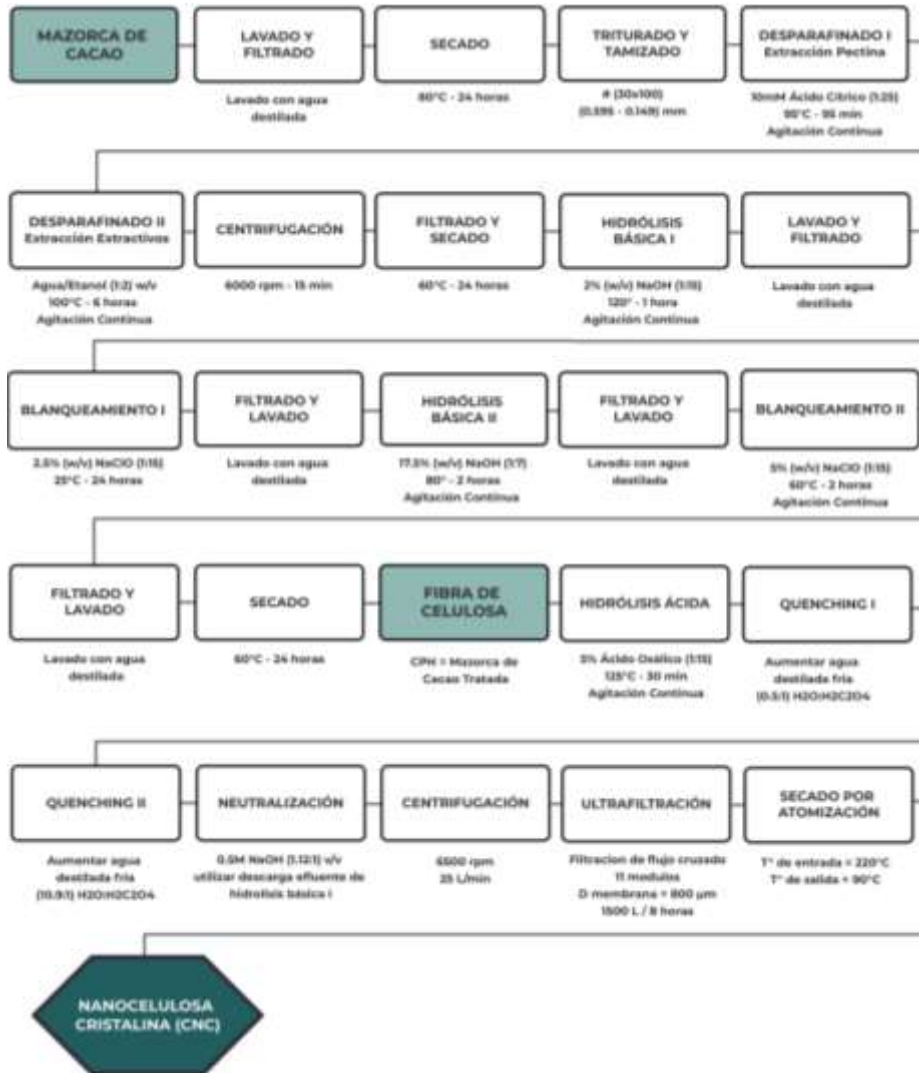


Figura 1 Diagrama de bloque de hidrólisis con ácido sulfúrico

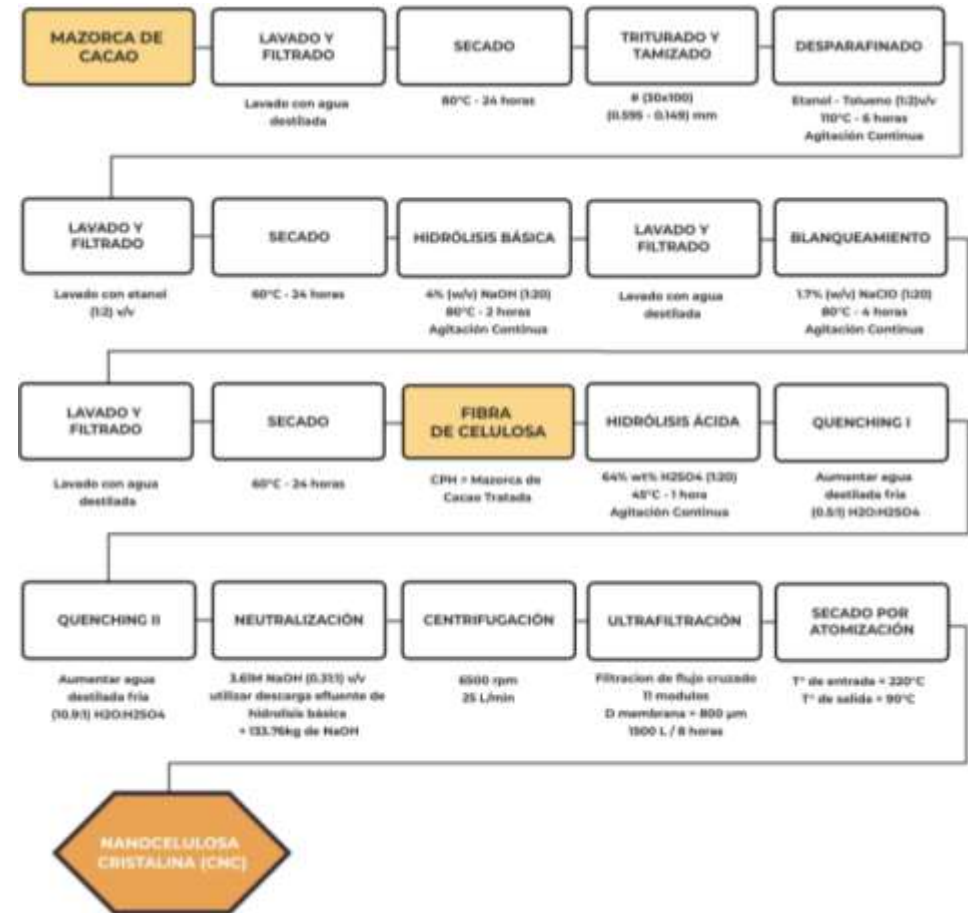


Figura 2 Diagrama de bloque hidrólisis con ácido oxálico

## **CAPITULO 3 – Diseños de diagramas de flujo para la planta piloto producción de CNC**

### **3 Diseño de los procesos de hidrólisis**

#### **3.1 Base de producción de la planta piloto**

Se realizó una investigación de diferentes plantas piloto para tener un mejor contexto de la producción de nanocelulosa a escala piloto. Es así como se obtuvo los siguientes datos:

- Inno Tech Alberta tiene una alimentación de celulosa de pulpa de madera de 10-13.5 kg semanal (26)
- USDA Forest Products tiene una alimentación de celulosa de pulpa de madera de 50 kg semanal (27)

En base a esto se concluye que la alimentación de celulosa no debe superar los 50 kg para trabajar en una escala piloto. De manera que se escogió un caudal de alimentación de mazorca seca de cacao de 100 kg para generar una alimentación de celulosa de mazorca de cacao de 33 kg a la sección de hidrólisis ácida. Sabiendo que las conversiones de los procesos con los que se va a trabajar son 24.33% (método con ácido oxálico) y 25% (método con ácido sulfúrico) se obtiene que las bases de producción son 24.33 y 25 kilogramos semanales respectivamente.

#### **3.2 Diseño de los procesos de la planta piloto**

##### **3.2.1 Etapa de pretratamiento de la cáscara de mazorca de cacao**

Esta etapa tiene como objetivo poner en las mejores condiciones la cáscara de mazorca de cacao para entrar al proceso de hidrólisis. En primer lugar, se realizará un lavado de materia prima (685 kg de cáscara de mazorca húmeda) con agua, luego se reducirá la humedad de la mazorca en un 85% mediante un secador de bandeja. Y por último, se utilizará un molino de rodillo para obtener 100 kg de polvo de cáscara de mazorca de cacao.



### **3.2.2 Etapa de hidrólisis**

Esta tiene como objetivo quitar la pectina (26.7% en masa) y los extractivos (5.87% en masa) que contiene la cáscara de mazorca de cacao. Con un flujo de entrada de 100 kg de mazorca de cacao seca se obtiene 67.43 kg de mazorca desparafinada tras finalizar esta etapa. Las soluciones que contienen pectina y extractivos se evacuan como efluente mediante un proceso de filtración (se utiliza filtro prensa). Se extrae una pasta de mazorca desparafinada deshidratada (10% de humedad) por el efecto del filtro prensa. Se utiliza reactores batch para mezclar las soluciones.

### **3.2.3 Etapa de deslignificación**

Esta segunda etapa de pretratamiento tiene como objetivo extraer la lignina (39.86% en masa) de la mazorca desparafinada. Con un flujo de entrada de 67.43 kg de mazorca desparafinada deshidratada se obtiene 32.44 kg de celulosa de mazorca tras finalizar esta etapa. Las soluciones que contienen lignina se evacuan como efluente mediante un proceso de filtración (se utiliza filtro prensa). Se obtiene una pasta de celulosa de mazorca deshidratada (10% de humedad). Se utiliza reactores batch para mezclar las soluciones.

### **3.2.4 Etapa de fraccionamiento**

Para este punto del proceso ya se tiene celulosa de mazorca de cacao, con lo cual esta cuarta etapa tiene como objetivo transformar la celulosa en nanocelulosa cristalina mediante una hidrólisis. Para esto se realiza una hidrólisis ácida para favorecer el rompimiento de la celulosa y así disminuir el tamaño de partícula (pasar de celulosa a nanocelulosa) y generar cristales dentro de la estructura amorfa de la nanocelulosa.

### **3.2.5 Etapa de purificación de la nanocelulosa cristalina (CNC)**

Esta etapa toma como referencia la metodología descrita en la literatura de InnoTech Alberta. Para este punto del proceso ya se tiene nanocelulosa cristalina, pero en una solución contaminada

de residuos provenientes de la hidrólisis y pretratamiento de celulosa. Por ende, se utiliza la centrifugación como primera etapa de purificación. Con la ayuda de una centrifuga de disco a 6500 rpm se separa la CNC de la corriente de residuos (sobrenadante). Se utiliza una corriente de entrada y salida de 25 L/min para la centrifuga de disco. Los sedimentos de CNC se trasladan a un tanque de almacenamiento donde se aumentará agua destilada hasta obtener una solución de CNC del 3% wt.

Después de la etapa centrifugación la CNC aún se encuentra en una solución contaminada por sulfato de sodio, glucosa y oligómeros. Por lo cual se utiliza un sistema de ultrafiltración. Este sistema utiliza una técnica de separación por membranas de fibras huecas (huecos de 800  $\mu\text{m}$ ) compuesto por módulos en paralelo y con la capacidad de procesar los 1000 L de solución por hora. Obteniendo, así como resultado una suspensión de CNC con una concentración de 3 wt%. Para el método de hidrólisis con ácido sulfúrico se repite el proceso de purificación 2 veces. (26)

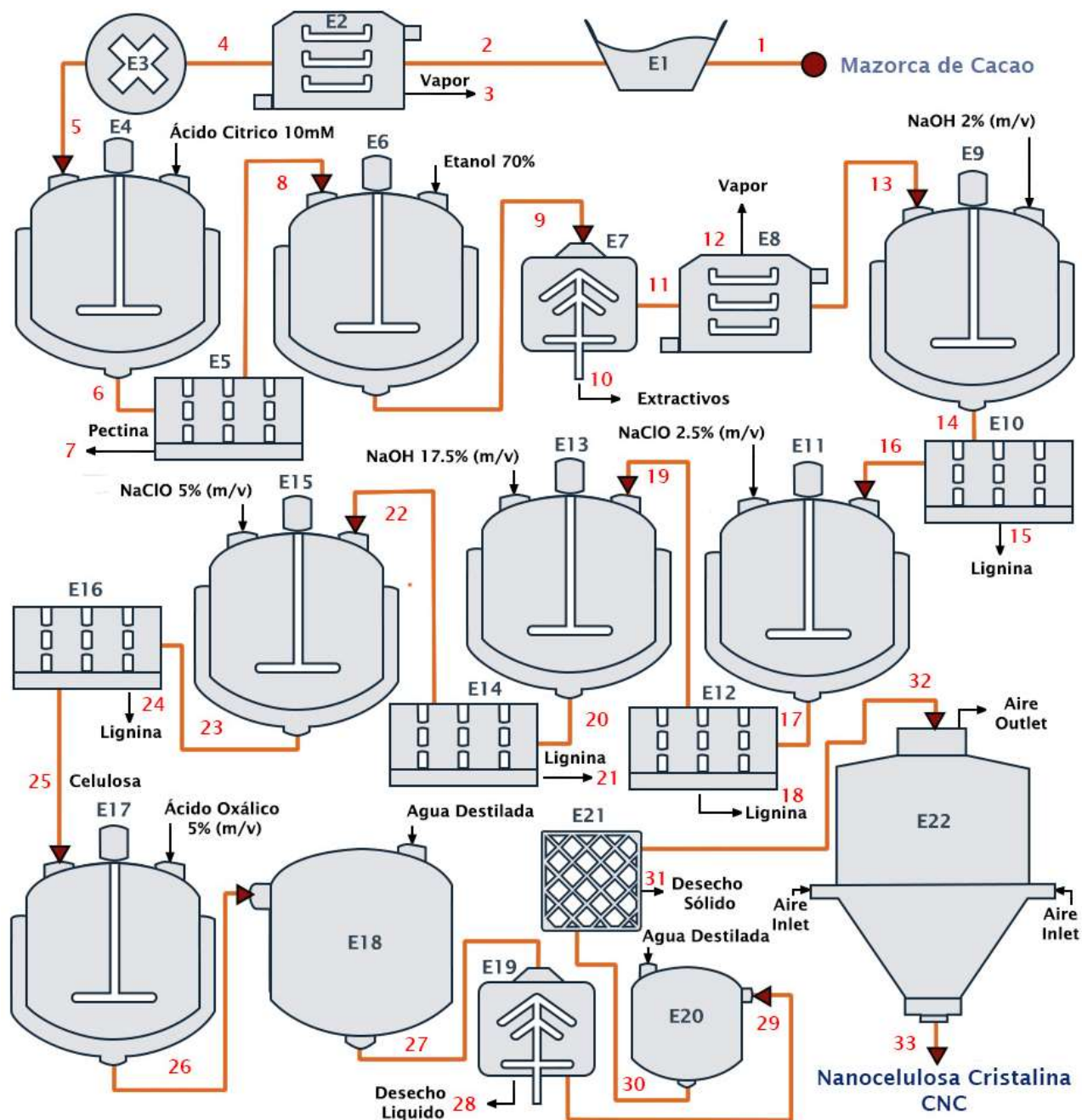
### **3.2.6 Etapa de Secado**

Esta etapa toma como referencia la metodología descrita en la literatura de InnoTech Alberta. Para finalizar se utiliza un secador por atomización para obtener polvo de nanocelulosa cristalina como producto final del proceso. Se utiliza una temperatura de entrada de 220°C mientras que la temperatura de salida es de 90°C. (26)

## **3.3 Diseño: diagramas de flujo de la planta piloto y balances de masa**

Una vez diseñado el proceso para los dos métodos de hidrólisis se puede realizar un diagrama de flujo de la planta. A continuación, se mostrarán los diagramas de flujo diseñados para cada método de hidrólisis y los balances de masa respectivos para tener una dimensión del funcionamiento de la planta.

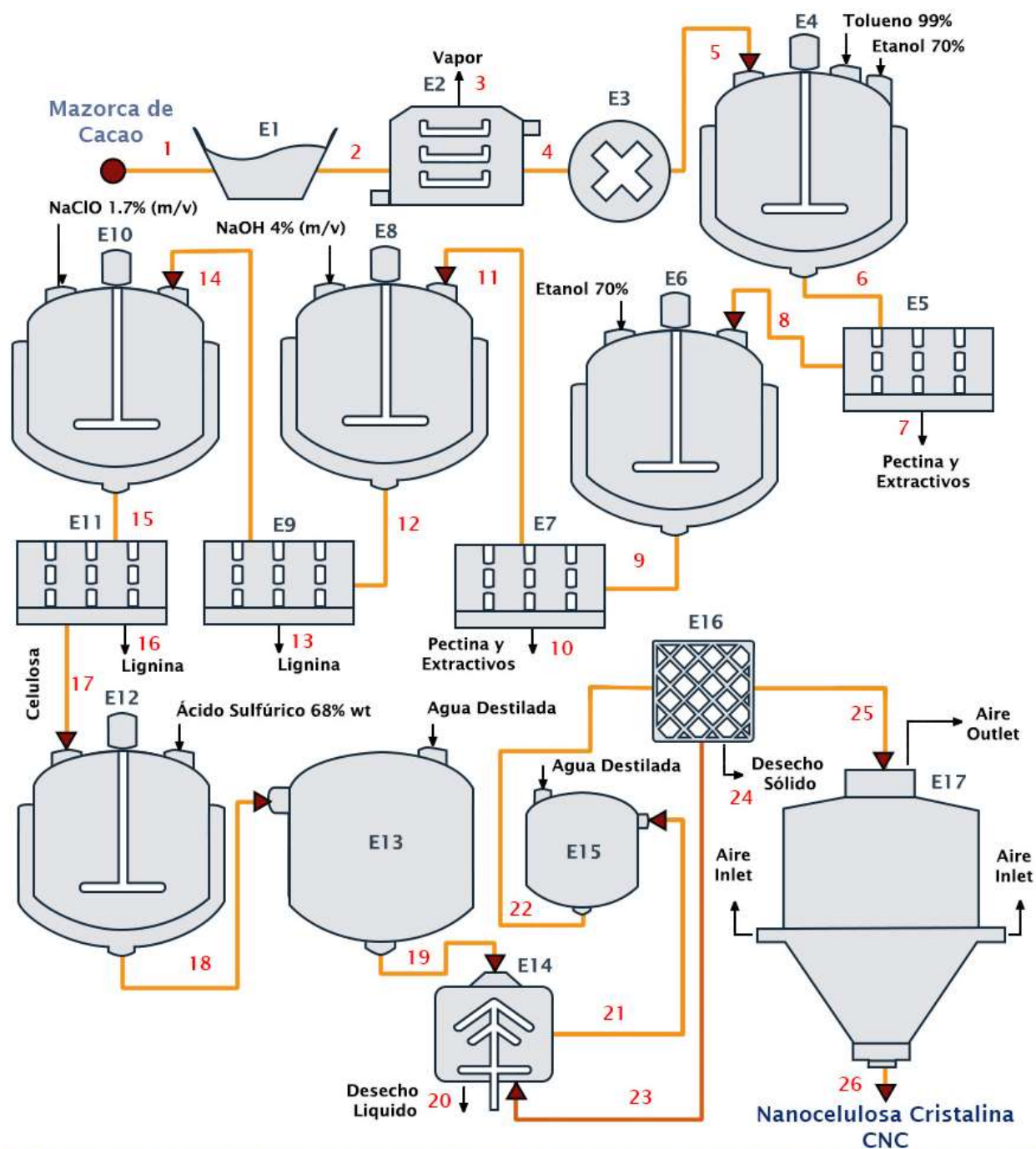
### 3.3.1 Diagrama de flujo de la planta piloto para el método por ácido oxálico



E#	Nombre del Equipo	E#	Nombre del Equipo	E#	Nombre del Equipo	E#	Nombre del Equipo
E1	Balsa de lavado	E7	Centrifuga de disco	E13	Reactor Batch	E18	Tanque de almacenamiento
E2	Secador de bandeja	E8	Secador de bandeja	E14	Filtro prensa	E19	Centrifuga de disco
E3	Molino de martillo	E9	Reactor Batch	E15	Reactor Batch	E20	Tanque de almacenamiento
E4	Reactor Batch	E10	Filtro prensa	E16	Filtro prensa	E21	Ultrafiltración
E5	Filtro prensa	E11	Reactor Batch	E17	Reactor Batch	E22	Secador por atomización
E6	Reactor Batch	E12	Filtro prensa	E18	Reactor Batch		

Figura 3 PFD de la planta de producción de CNC – hidrólisis con ácido oxálico

### 3.3.2 Diagrama de flujo de la planta piloto para el método por ácido sulfúrico



E#	Nombre del Equipo	E#	Nombre del Equipo	E#	Nombre del Equipo	E#	Nombre del Equipo
E1	Balsa de lavado	E6	Reactor Batch	E10	Reactor Batch	E14	Centrífuga de disco
E2	Secador de bandeja	E7	Filtro prensa	E11	Filtro prensa	E15	Tanque de almacenamiento
E3	Molino de martillo	E8	Reactor Batch	E12	Reactor Batch	E16	Ultrafiltración
E4	Reactor Batch	E9	Filtro prensa	E13	Tanque de almacenamiento	E17	Secador por atomización
E5	Filtro prensa						

Figura 4 PFD de la planta de producción de CNC – hidrólisis con ácido sulfúrico

En los diagramas se puede ver todo el proceso desde la mazorca de cacao hasta el punto donde se consigue nanocelulosa. La tabla debajo de cada diagrama indica el numero de equipo y el nombre correspondiente. El balance de masa detallado de cada corriente enumerada en los diagramas de flujo se encuentran en el ANEXO G y los cálculos respectivos en el ANEXO B.

### 3.4 Balance de energía de los dos métodos de hidrólisis

A continuación, se mostrará la energía que gastan los equipos en cada operación unitaria. Los cálculos respectivos se encuentran en el ANEXO C. El balance de energía es utilizado para determinar el costo de electricidad que requerirá la planta piloto.

**Tabla 2** Balance de energía de la planta piloto (hidrólisis con ácido oxálico)

Equipo	Tiempo (h)	Energía/hora (kwh)	Energía/semana (kwh)	Energía/mes (kwh)
Balsa de lavado	2.0	2.50	5.00	20.00
Secadora de bandeja	48.0	9.08	435.92	1743.68
Molino de rodillo	1.0	4.00	4.00	16.00
Batch - Acido citrico	1.6	222.49	352.27	1409.10
Filtro prensa	5.0	2.20	11.00	44.00
Batch - Etanol	6.0	376.47	2258.80	9035.19
Secadora de bandeja	48.0	6.02	288.97	1155.87
Centrifuga de disco	1.8	1.10	1.95	7.79
Batch - Hidrolisis basica 1	1.0	741.16	741.16	2964.64
Batch - Blanqueamiento 1	24.0	0.84	20.12	80.48
Batch - Hidrolisis basica 2	2.0	22.50	45.00	180.00
Batch - Blanqueamiento 2	2.0	25.06	50.12	200.47
Batch - Hidrolisis acida	0.5	356.37	178.19	712.74
Tanque - Quenching	1.0	754.72	754.72	3018.87
Tanque - Purificacion	0.0	0.00	0.00	0.00
Ultrafiltracion	1.0	0.23	0.22	0.90
Secador por atomizacion	163.7	9.00	1473.61	5894.42
Sistema RO Water	16.4	1.50	24.54	98.14
<b>ENERGIA TOTAL (kwh)</b>		<b>2533.73</b>	<b>6621.04</b>	<b>26582.29</b>

**Tabla 3** Balance de energía de la planta piloto (hidrólisis con ácido sulfúrico)

Equipo	Tiempo (h)	Energía/hora (kwh)	Energía/semana (kwh)	Energía/mes (kwh)
Balsa de lavado	2.0	2.50	5.00	20.00
Secadora de bandeja	48.0	9.08	435.92	1743.68
Molino de rodillo	1.0	4.00	4.00	16.00
Batch - Acido citrico	6.0	167.04	1002.23	4008.90
Filtro prensa	4.0	2.20	8.80	35.20
Batch - Etanol	1.0	0.28	0.28	1.13
Batch - Hidrolisis basica	2.0	95.80	191.59	766.38
Batch - Blanqueamiento	4.0	0.84	3.35	13.41
Batch - Hidrolisis acida	1.0	4.29	4.29	17.15
Centrifuga	2.8	1.10	3.13	12.50
Tanque - Quenching	1.0	1789.36	1789.36	7157.43
Tanque - Purificacion	0.0	0.00	0.00	0.00
Ultrafiltracion	2.0	0.23	0.46	1.83
Secador por atomizacion	166.7	9.00	1499.99	5999.98
Sistema RO Water	18.1	1.50	27.11	108.43
<b>ENERGIA TOTAL (kwh)</b>		<b>2086</b>	<b>4948</b>	<b>19902</b>
<b>ENERGIA METODO ALTERNATIVO (kwh)</b>		<b>2534</b>	<b>6621</b>	<b>26582</b>
				<b>6680 kwh</b>

Como se puede observar en las tablas 10 y 11 la planta piloto que utiliza la hidrólisis con ácido oxálico gasta 6690 kwh más por mes que su contraparte. Una cantidad de energía razonable que aumentará el costo variable de producción y será un factor importante para determinar que método es más viable económicamente.

## **CAPITULO 4 – Dimensionamiento y descripción de los equipos principales de la planta piloto de nanocelulosa cristalina**

### **4 Dimensionamiento de equipos**

En este capítulo se definirá las características principales de los equipos que actúan en las diferentes operaciones unitarias. La metodología de dimensionamiento se detalla en el ANEXO C.

A continuación, se describirá los equipos que se van a utilizar y su funcionamiento dentro del proceso de la planta piloto. Las cotizaciones de importación se detallan en el ANEXO D.

#### **4.1 Balsa de lavado**

Este equipo tiene el objetivo de extraer las impurezas de la cáscara de mazorca de cacao, además la persona encargada de la operación picará manualmente la mazorca para reducir un poco el tamaño de la materia prima. El flujo de trabajo será de 300 kg/h

#### **4.2 Secador de bandeja**

La mazorca tiene una humedad del 85% después del lavado y se calculó la energía necesaria para reducir la humedad hasta el 15%. Para esto se utilizará un secador de bandeja con una capacidad de 425 L de materia. La temperatura de secado será de 80°C durante 24 horas.

#### **4.3 Molino de rodillo**

El molino de rodillo tiene como objetivo obtener polvo de cáscara de mazorca de cacao. Se utilizará un número de malla entre 30 y 100. El flujo de trabajo de la maquina es será de 100 kg/h.

#### **4.4 Tanque de almacenamiento**

Se utilizará tanques de almacenamiento para la reacción de quenching y para la etapa de purificación de nanocelulosa. El objetivo del tanque es aportar un medio donde se pueda disminuir la concentración de las soluciones mediante la adición de agua purificada. Se utilizará acero inoxidable (SS 304) como material de construcción.

#### **4.5 Tanque de mezclado**

Para las operaciones de hidrólisis, lavados con etanol, hidrólisis básicas y ácidas se utilizará un tanque cilíndrico de SS 304 de tapas planas y con una chaqueta térmica que permitirá controlar la temperatura de operación. Para cada etapa se usan las condiciones de operación descritas en las

figuras 1 y 2. Como se va a trabajar con suspensiones de sólidos se empleará turbinas de pala plana como mezclador con el objetivo de aumentar la eficiencia de transferencia de masa.

#### **4.6 Filtro prensa**

Para extraer los sólidos suspendidos después de las etapas de hidrólisis e hidrolisis se utilizará un filtro prensa. Para favorecer la sedimentación de los sólidos se utilizará PAM (poliacrilamida) para coagular la solución. Se utiliza 0.5 kg de PAM por cada m<sup>3</sup> de solución. Los sólidos se extraen en forma de pastel deshidratados con una humedad del 10%.

#### **4.7 Centrifuga de disco**

Como primer paso de purificación se usará una centrifuga de disco que tiene la capacidad de separar por fuerza centrífuga sólidos y líquidos por diferencia de densidades. Para esta etapa es necesario tomar en cuenta que el tiempo de residencia afecta directamente en la eficiencia de la separación. Por lo tanto, se empleará un flujo de 25 L/min para aumentar el tiempo de residencia y mejorar la separación de la mezcla.

#### **4.8 Ultrafiltración**

La ultrafiltración tiene como objetivo retener en sus membranas las partículas de nanocelulosa cristalina. La máquina de ultrafiltración emplea membranas de fibra hueca con diámetros de 800 µm y un corte de peso molecular (MWCO) de 50 000 Da. Las partículas de sales de sulfato y glucosa pasan a través de la membrana mientras que la CNC queda retenida en la misma.

#### **4.9 Secador por atomización**

La solución purificada de nanocelulosa es secada hasta obtener polvo de CNC mediante un secado por atomización. El secado por atomización depende de la temperatura de entrada y salida que se utiliza. Una temperatura de entrada muy alta genera partículas grandes y con capacidad de hinchazón mientras que una temperatura de entrada baja genera partículas pequeñas.



#### 4.10 Dimensionamiento de equipos principales

A continuación, se presentará en la tabla 11 y 12 el dimensionamiento que se realizó para los equipos de la planta piloto dividido por métodos y etapas del proceso para los dos diferentes métodos donde se detallará el modelo, la capacidad de trabajo, el material, la energía necesaria.

##### 4.10.1 Hidrólisis por ácido oxálico

**Tabla 4** Especificaciones de equipos utilizados para la planta piloto (hidrólisis con ácido oxálico)

ETAPA DE PRETRATAMIENTO DE MATERIA PRIMA					
Balsa de lavado		Secador de bandeja		Molino de rodillo	
Modelo	HT-QX200	Modelo	DBJ-88A	Modelo	DZUP
Dimensiones	(2500X920X1700) mm	Dimensiones	(870x565x1550) mm	Mesh	# (30-100)
Capacidad	300 kg/h	Capacidad	425 L	Capacidad	100 kg/h
				Velocidad	4500 rpm
Energía	2.5 kwh	Energía	9.08 kwh	Energía	4 kwh

ETAPA DE DESPARAFINADO DE MAZORCA DE CACAO					
Batch - Hidrólisis ácida (ácido cítrico)		Filtro prensa 1		Batch - Desparafinado etanol	
Material	SS 340	Modelo	XMY8/450	Material	SS 340
Volumen	3.11 m <sup>3</sup>	Dimensiones	(2450x700x900)mm	Volumen	1.11 m <sup>3</sup>
Ancho (pared)	2.43 mm	Flujo de trabajo	121 L/h	Ancho (pared)	2.31 mm
Masa	624.11 kg	Numero de platos	19 kg	Masa	257.07 kg
Mezclador	Turbina hoja plana	Presion interna	6.00 bar	Mezclador	Turbina hoja plana
diámetro (turbina)	0.39 m	Ancho pastel	30 mm	diámetro (turbina)	0.28 m
P (turbina)	4.47 kwh			P (turbina)	0.72 kwh
Área (chaqueta)	2.65 m			Área (chaqueta)	1.34 m
Ancho (chaqueta)	0.03 m			Ancho (chaqueta)	0.01 m
Q (chaqueta)	218.02 kwh			Q (chaqueta)	375.74 kwh
Energía	222.49 kwh	Energía	2.20 kwh	Energía	376.47 kwh
Centrifuga		Secador de bandeja			
Modelo	SYDR302	Modelo	DBJ-88A		
Dimensiones	(496x330x610)	Dimensiones	(870x565x1550) mm		
Velocidad	6500 rpm	Capacidad	425 L		
Flujo	25 L/min				
Tiempo	106.19 min				
Energía	1.1 kwh	Energía	6.02016 kwh		

ETAPA DE DESLIGNIFICACION DE MAZORCA DE CACAO					
Batch - Hidrólisis básica 1		Batch - Blanqueamiento 1		Batch - Hidrólisis básica 2	
Material	SS 340	Material	SS 340	Material	SS 340
Volumen	1.31 m <sup>3</sup>	Volumen	1.14 m <sup>3</sup>	Volumen	0.46 m <sup>3</sup>
Ancho (pared)	2.32 mm	Ancho (pared)	2.31 mm	Ancho (pared)	2.23 mm
Masa	296.48 kg	Masa	262.48 kg	Masa	123.62 kg
Mezclador	Turbina hoja plana	Mezclador	Turbina hoja plana	Mezclador	Turbina hoja plana
diámetro (turbina)	0.30 m	diámetro (turbina)	0.28 m	diámetro (turbina)	0.21 m
P (turbina)	1.08 kwh	P (turbina)	0.84 kwh	P (turbina)	0.20 kwh
Área (chaqueta)	1.50 m			Área (chaqueta)	0.75 m
Ancho (chaqueta)	0.01 m			Ancho (chaqueta)	0.01 m
Q (chaqueta)	740.07 kwh			Q (chaqueta)	22.30 kwh
<b>Energía</b>	<b>741.16 kwh</b>	<b>Energía</b>	<b>0.84 kwh</b>	<b>Energía</b>	<b>22.50 kwh</b>
Batch - Blanqueamiento 2					
Material	SS 341				
Volumen	0.71 m <sup>3</sup>				
Ancho (pared)	2.26 mm				
Masa	176.46 kg				
Mezclador	Turbina hoja plana				
diámetro (turbina)	0.24 m				
P (turbina)	0.38 kwh				
Área (chaqueta)	0.99 m				
Ancho (chaqueta)	0.01 m				
Q (chaqueta)	24.68 kwh				
<b>Energía</b>	<b>25.06 kwh</b>				

ETAPA DE FRAGMENTACIÓN DE CELULOSA					
Batch - Hidrólisis ácida (ácido Oxálico)		Tanque de almacenamiento Quenching		Tanque de almacenamiento Purificación	
Material	SS 340	Material	SS 340	Material	SS 340
Volumen	0.64 m <sup>3</sup>	Volumen	2.10 m <sup>3</sup>	Volumen	1.17 m <sup>3</sup>
Ancho (pared)	2.26 mm	Ancho (pared)	2.38 mm	Ancho (pared)	2.31 mm
Masa	161.90 kg	Masa	443.26 kg	Masa	269.83 kg
Mezclador	Turbina hoja plana	V (agua)	1715 L		
diámetro (turbina)	0.23 m	P (enfriado)	0.44 kw/L		
P (turbina)	0.33 kwh				
Área (chaqueta)	0.93 m				
Ancho (chaqueta)	0.01 m				
Q (chaqueta)	356.04 kwh				
<b>Energía</b>	<b>356.37 kwh</b>	<b>Energía</b>	<b>754.72 kwh</b>	<b>Energía</b>	<b>0.00 kwh</b>

Ultrafiltración			Secado por atomización		
Modelo	STARK UF		Modelo	TOPTION	
Flujo de trabajo	1000	L/h	Flujo de trabajo	5	L/h
Tiempo de trabajo	0.98	horas	Tiempo de trabajo	163.73	horas
Diametro (filtro)	800	µm	T° Inlet	220	°C
MWCO	50000	Da	T° Outlet	90	°C
			Atomizador	Boquilla Centrifuga	
			Humedad final	5%	
Energía	0.23	kwh	Energía	9	kwh

#### 4.10.2 4.10.1. Hidrólisis por ácido sulfúrico

**Tabla 5** Especificaciones de equipos de la planta piloto (hidrólisis con ácido sulfúrico)

ETAPA DE DESPARAFINADO DE MAZORCA DE CACAO					
Batch - Tolueno/Etanol		Filtro prensa 1		Batch - Lavado etanol	
Material	SS 340	Modelo	XMY8/450	Material	SS 340
Volumen	1.07 m <sup>3</sup>	Dimensiones	(2450x700x900)mm	Volumen	0.68 m <sup>3</sup>
Ancho (pared)	2.30 mm	Flujo de trabajo	121 L/h	Ancho (pared)	2.26 mm
Masa	249.21 kg	Numero de platos	19 kg	Masa	171.68 kg
Mezclador	Turbina hoja plana	Presion interna	6.00 bar	Mezclador	Turbina hoja plana
diametro (turbina)	0.28 m	Ancho pastel	30 mm	diametro (turbina)	0.24 m
P (turbina)	0.56 kwh			P (turbina)	0.28 kwh
Área (chaqueta)	1.31 m				
Ancho (chaqueta)	0.01 m				
Q (chaqueta)	166.48 kwh				
Energía	167.04 kwh	Energía	2.20 kwh	Energía	0.28 kwh

ETAPA DE DESLIGNIFICACION DE MAZORCA DE CACAO			
Batch - Hidrólisis básica		Batch - Blanqueamiento	
Material	SS 340	Material	SS 340
Volumen	1.73 m <sup>3</sup>	Volumen	1.14 m <sup>3</sup>
Ancho (pared)	2.36 mm	Ancho (pared)	2.31 mm
Masa	374.85 kg	Masa	262.91 kg
Mezclador	Turbina hoja plana	Mezclador	Turbina hoja plana
diametro (turbina)	0.32 m	diametro (turbina)	0.28 m
P (turbina)	1.71 kwh	P (turbina)	0.84 kwh
Área (chaqueta)	1.79 m	Área (chaqueta)	1.36 m
Ancho (chaqueta)	0.02 m	Ancho (chaqueta)	0.01 m
Q (chaqueta)	94.09 kwh	Q (chaqueta)	62.09 kwh
Energía	95.80 kwh	Energía	62.93 kwh

ETAPA DE FRAGMENTACIÓN DE CELULOSA					
Batch - hidrólisis ácida (ácido Sulfúrico)		Tanque de almacenamiento - Quenching		Tanque de almacenamiento - Purificación	
Material	SS 340	Material	SS 340	Material	SS 340
Volumen	0.27 m <sup>3</sup>	Volumen	5.13 m <sup>3</sup>	Volumen	1.19 m <sup>3</sup>
Ancho (pared)	2.19 mm	Ancho (pared)	2.51 mm	Ancho (pared)	2.31 mm
Masa	80.73 kg	Masa	970.60 kg	Masa	273.92 kg
<b>Mezclador</b>	<b>Turbina hoja plana</b>	V (agua)	4067 L	V (Agua)	833.33 L
diámetro (turbina)	0.18 m	P (enfriado)	0.44 kw/L		
P (turbina)	0.14 kwh				
Área (chaqueta)	0.53 m				
Ancho (chaqueta)	0.01 m				
Q (chaqueta)	4.15 kwh				
<b>Energía</b>	<b>4.29 kwh</b>	<b>Energía</b>	<b>1789.36 kwh</b>	<b>Energía</b>	<b>0.00 kwh</b>
Centrifuga		Ultrafiltración		Secado por atomización	
Modelo	SYDR302	Modelo	STARK UF	Modelo	TOPTION
<b>Dimensiones</b>	<b>(496x330x610)</b>	Flujo de trabajo	1000 L/h	Flujo de trabajo	5 L/h
Velocidad	6500 rpm	Tiempo de trabajo	1.99 horas	Tiempo de trabajo	166.67 horas
Flujo	25 L/min	Diámetro (filtro)	800 µm	T° Inlet	220 °C
Tiempo	170.48 min	MWCO	50000 Da	T° Outlet	90 °C
				<b>Atomizador</b>	<b>Boquilla Centrifuga</b>
				<b>Humedad final</b>	<b>5%</b>
<b>Energía</b>	<b>1.10 kwh</b>	<b>Energía</b>	<b>0.23 kwh</b>	<b>Energía</b>	<b>9 kwh</b>

## CAPÍTULO 5 – Sistema de osmosis inversa como fuente principal de agua para la planta piloto de nanocelulosa cristalina

### 5 Implementación de sistema de osmosis inversa

Como se puede observar en el ANEXO F la materia prima que más encarece el producto es la compra de agua destilada. Para resolver esto se plantea instalar un sistema de osmosis inversa para obtener agua de un grado de pureza mayor al del agua destilada.

#### 5.1 Impacto económico de la compra de agua destilada

Se observará la diferencia de costo de materia prima al comparar los costos de ambos métodos cuando se compra agua destilada y cuando se utiliza un sistema de agua de osmosis inversa.

**Tabla 6** Costo de materias prima por una semana

Costo de produccion	Hidrólisis Ácido Oxálico		Hidrólisis Ácido Sulfúrico	
	Sin sistema OI	Con sistema OI	Sin sistema OI	Con sistema OI
Costo materias primas	\$7,220	\$738	\$9,769	\$2,607
Costo produccion 1 kg CNC	\$294	\$30	\$391	\$104
		\$264		\$286

Sistema OI hace referencia al sistema de osmosis inversa para purificar agua y como se puede observar en la tabla 13 al instalar este sistema el costo de materias primas reduce entre un 90% y 70%. Generando así un margen de ganancia mayor por la venta de cada kg de CNC.

## 5.2 Impacto económico del sistema de osmosis inversa

Es cierto que con la implementación de un sistema de purificación de agua evita la compra de agua destilada, pero su impacto económico se observará en el costo de producción de nanocelulosa (costo de energía y agua cruda) y en el capital de inversión.

### 5.2.1 Impacto en el costo de producción de nanocelulosa cristalina

Para obtener el costo de producción se toma en cuenta el costo de energía, el costo de agua cruda y el costo de eliminación de efluentes. Al comparar los costos de producción para los distintos proyectos se puede observar que al instalar un sistema de producción de agua de osmosis inversa se aumenta en el costo de producción, sin embargo, este aumento es menos de \$ 1.00 USD por kg de CNC producido. Con lo cual la alternativa de un sistema de osmosis inversa suena tentadora porque se reduce el costo de materia prima y no se altera significativamente el costo variable de producción.

**Tabla 7** Detalle del costo de una semana de producción de producción de nanocelulosa cristalina

Costo de producción	Hidrólisis Ácido Oxálico		Hidrólisis Ácido Sulfúrico	
	Sin sistema OI	Con sistema OI	Sin sistema OI	Con sistema OI
<b>Costo materias primas</b>	<b>\$7,220</b>	<b>\$738</b>	<b>\$9,769</b>	<b>\$2,607</b>
<b>Costo producción 1 kg CNC</b>	<b>\$294</b>	<b>\$30</b>	<b>\$391</b>	<b>\$104</b>
		<b>\$264</b>		<b>\$286</b>

Costo de producción	Hidrólisis Ácido Oxálico		Hidrólisis Ácido Sulfúrico	
	Sin sistema OI	Con sistema OI	Sin sistema OI	Con sistema OI
Energía necesaria (kwh)	6621	6646	5197	5224
<b>Costo Energía</b>	<b>\$529</b>	<b>\$531</b>	<b>\$415</b>	<b>\$417</b>
Agua cruda necesaria (L/semana)	0	8179	0	9036
<b>Costo agua cruda</b>	<b>\$0</b>	<b>\$18</b>	<b>\$0</b>	<b>\$19</b>
Cantidad de efluentes (L/semana)	8179	8179	9036	9036
<b>Costo efluentes</b>	<b>13</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>14</b>
Costo total de producción	\$542	\$561	\$430	\$451
<b>Costo producción 1 kg CNC</b>	<b>\$22.07</b>	<b>\$22.86</b>	<b>\$17.18</b>	<b>\$18.03</b>
		<b>\$0.79</b>		<b>\$0.84</b>

### 5.2.2 Impacto en el capital de inversión

Se necesita 10 m<sup>3</sup> de agua por semana para mantener la producción de CNC para los dos métodos analizados. Para este flujo de trabajo se buscó un sistema de purificación que supla con esta demanda para la planta piloto. Es así como se consiguió facturar por \$ 2 850 USD el sistema de producción de agua de osmosis inversa que se puede observar en el ANEXO D que tiene un flujo de trabajo de 500 L por hora. En base al ANEXO E se tiene lo siguiente:

- Para purificar agua se requiere un sistema de producción de agua de osmosis inversa y un tanque de almacenamiento de 10 m<sup>3</sup>.
- La compra e instalación de un sistema de producción de agua de osmosis inversa es de \$ 6 624.00 USD.

- La compra e instalación de un tanque de almacenamiento de 10 m<sup>3</sup> es de \$ 37 105.00 USD.
- La inversión total de los proyectos ronda los \$ 2.3M USD y los \$ 3.1M USD

En base a estos resultados se puede concluir que la implementación de un sistema de agua de osmosis inversa representa entre el 1.9% y 1.4% del capital de inversión total. Por ende, teniendo en cuenta que tampoco representa un impacto mayor en el costo variable de producción se decide apostar por una planta piloto con su propio sistema de producción de agua de osmosis inversa.

## **Capítulo 6 – Elección del Proyecto más factible para construir una planta piloto de CNC**

### **6 Presentación de los proyectos para el análisis de rentabilidad**

A modo de resumen se indicará los proyectos para la construcción de plantas piloto que se han definido hasta este punto de la investigación:

- **Proyecto 1:** Producción de CNC a partir de la hidrólisis de celulosa de la cáscara de mazorca de cacao con la ayuda de ácido oxálico. Con la implementación de un sistema de agua de osmosis inversa dentro de la planta piloto.
- **Proyecto 2:** Producción de CNC a partir de la hidrólisis de celulosa de la cáscara de mazorca de cacao con la ayuda de ácido sulfúrico. Con la implementación de un sistema de agua de osmosis inversa dentro de la planta piloto.

#### **6.1 6.1. Capitales de inversión**

A continuación, se mostrará el monto necesario de inversión para poner en marcha la planta piloto para los diferentes proyectos. Con el objetivo de obtener el capital total de inversión se necesita hallar los siguientes datos del proyecto: ISBL, inversión de capital fijo e inversión de trabajo.

### 6.1.1 ISBL – Costo de la planta piloto

Constituyendo la mayor parte de la inversión inicial, el ISBL corresponde a todos los costos de compra de equipos e instalación de estos dentro de la planta. Partiendo del dimensionamiento de equipos que se detalló en el capítulo 4 se obtuvo el precio estimado de los tanques de mezclado y almacenamiento como se puede observar en el ANEXO E. Por otro lado, se cotizaron equipos en empresas extranjeras que cumplan con las especificaciones del dimensionamiento de la planta (las cotizaciones se encuentran en el ANEXO D). Es así como se obtiene lo siguiente:

- **Costo de equipos para el proyecto 1:** \$ 297 000 USD
- **Costo de equipos para el proyecto 2:** \$ 218 892 USD

Utilizando el método de factor detallado que describe Sinnott en su libro sobre “Diseño de Ingeniería Química” se puede obtener un estimado del costo de instalación de todos los equipos que necesita la planta piloto. Este método toma en cuenta la instalación de tuberías, montaje, instalación de sistema eléctrico, instalación de sistema de control de procesos, gastos en ingeniería civil, gastos en estructura, gastos en revestimiento y gastos en acero inoxidable (SS 304) como material de los equipos (28). Es así como se obtiene los siguiente:

- **Costo de instalación de equipos para el proyecto 1:** \$ 793 136 USD
- **Costo de instalación de equipos para el proyecto 2:** \$ 582 198 USD

### 6.1.2 Inversión de capital fijo

Se observa que existe un ahorro de casi \$750 000 USD en la inversión de capital fijo si se implementa el método con la hidrólisis de ácido sulfúrico. La inversión de capital fijo que se puede observar en la tabla 15 representa la mayor parte de la inversión total del proyecto y no solo abarca a los costos de la planta (ISBL), sino que también toma en cuenta los siguientes factores:



- Costo OSBL: para la planta piloto de CNC los costos OSBL corresponden a la infraestructura de un laboratorio de análisis de calidad del producto final y a la infraestructura de torres de enfriamiento. Representa el 40% del ISBL.
- Costo ingeniería: se refiere al costo de diseño y construcción de la planta piloto de CNC. Representa el 30% del ISBL más la suma del OSBL.
- Gastos imprevistos: se refiere a gastos de modificaciones que se dan durante la construcción de la planta piloto y representa el 10% del ISBL más la suma del OSBL.

**Tabla 8** Detalle del costo de la inversión de capital fijo

	Hidrólisis Ácido Oxálico	Hidrólisis Ácido Sulfúrico
Inversión de capital fijo	Con sistema Osmosis Inversa	Con sistema Osmosis Inversa
Costo ISBL	\$1,090,736.51	\$802,507.96
Costo OSBL	\$436,294.61	\$321,003.18
Costo Ingeniería	\$763,515.56	\$561,755.57
Gastos por imprevistos	\$545,368.26	\$401,253.98
<b>TOTAL CAPITAL FIJO</b>	<b>\$2,835,914.93</b>	<b>\$2,086,520.68</b>
		<b>\$749,394.25</b>

### 6.1.3 Inversión de capital de trabajo

El capital de trabajo, véase tabla 16, corresponde al capital necesario para poner en marcha la producción una vez que la planta piloto ya este construida en su totalidad. Este capital sirve como un colchón de activos hasta que la producción se ponga al 100% de su capacidad y durante el periodo de transición hasta obtener la ganancia neta deseada. La inversión de capital de trabajo también toma en cuenta el inventario de repuestos en caso de emergencias. En este monto de inversión también existe un ahorro al implementar el método 2.

**Tabla 9** Detalle del costo de la inversión de capital de trabajo

	Hidrólisis Ácido Oxálico	Hidrólisis Ácido Sulfúrico
Inversión de capital de trabajo	Con sistema Osmosis Inversa	Con sistema Osmosis Inversa
Valor materias primas	\$1,475.89	\$5,214.03
Valor de productos	\$1,122.98	\$901.31
Efectivo en caja	\$561.49	\$450.66
Cuentas a cobrar	\$561.49	\$450.66
Credito cuentas pendientes	\$2,951.77	\$10,428.07
Inventario de repuestos	\$305,406.22	\$224,702.23
<b>TOTAL CAPITAL DE TRABAJO</b>	<b>\$312,079.86</b>	<b>\$242,146.95</b>
		<b>\$69,932.91</b>

## 6.2 6.2. Beneficio neto de la venta de nanocelulosa cristalina

El objetivo de la planta piloto es producir CNC para vender cada kg en el mercado internacional a un valor de \$ 850 USD incluido IVA. Por lo tanto, para obtener el beneficio neto se parte de los \$ 850 USD, se resta los costos fijos y variables que se requiere para producir ese kg de CNC y se resta los impuestos de valor agregado.

**Tabla 10** Detalle de los costos fijos y variables de producción

Costos fijos de producción	Hidrólisis Ácido Oxálico	Hidrólisis Ácido Sulfúrico
Labor de operacion	\$6,720	\$6,720
Gastos salariales directos	\$9,600	\$9,600
Mantenimiento	\$32,722	\$24,075
Impuesto propiedad y seguros	\$10,907	\$8,025
Alquiler tierra	\$15,270	\$11,235
Gastos medioambientales	\$15,270	\$11,235
Costo total	\$90,490	\$70,891
Costo produccion fija 1 kg CNC	<b>\$307</b>	<b>\$241</b>

Costos variables de producción	Hidrólisis Ácido Oxálico	Hidrólisis Ácido Sulfúrico
Costo materias prima (1 semana)	\$738	\$2,607
Costo de producción (1 semana)	\$561	\$431
Costo total	\$1,299	\$3,088
Costo producción variable 1 kg CNC	\$53	\$122
Costos CCOP 1 kg de CNC	\$360	\$363
		\$3

Como se puede observar el costo de operación de los dos métodos es similar con lo cual se obtendrá una ganancia similar al vender 1 kg de nanocelulosa cristalina. Y como ya se explicó, para obtener la ganancia neta a partir de los costos de operación se debe tomar en cuenta el IVA y el precio de venta (\$ 850 USD incluido IVA):

- **Beneficio neto de la venta de 1 kg de CNC para el proyecto 1:** \$ 388.00 USD
- **Beneficio neto de la venta de 1 kg de CNC para el proyecto 2:** \$ 386.00 USD

### 6.3 Análisis de rentabilidad de los proyectos

#### 6.3.1 Flujo de caja

El flujo de caja muestra las ganancias o pérdidas que se piensa tener durante el funcionamiento de la planta. Para el flujo de caja se tomará a consideración los siguientes parámetros.

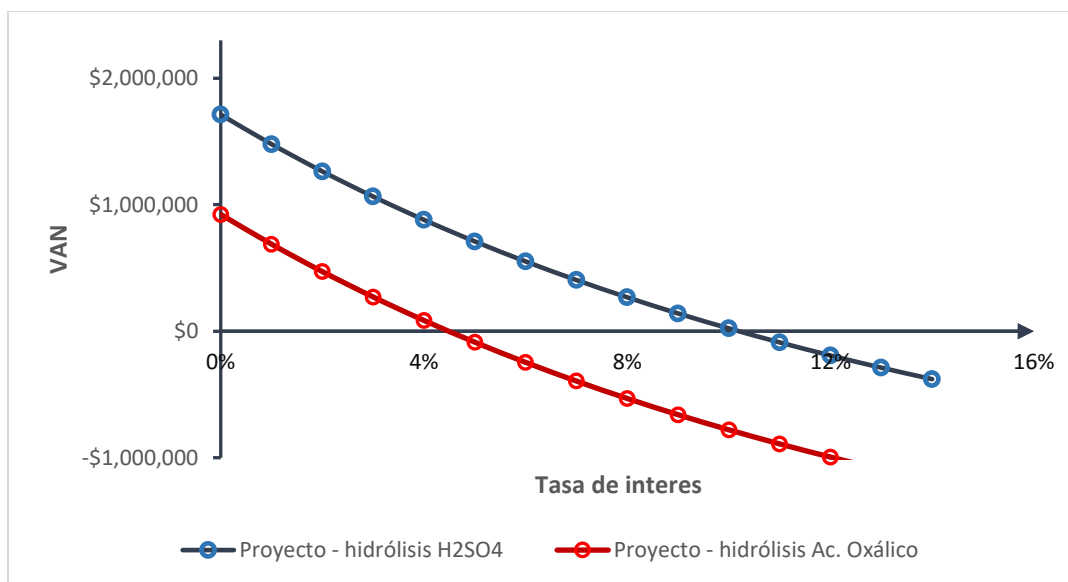
- Todo el capital de inversión se realiza de una sola vez en el año cero
- El tiempo de vida de la planta será de 10 años y una tasa de interés del 3%
- El flujo neto del primer año será igual al 30% del flujo neto obtenido (\$ 116 USD/kg)
- El flujo neto del segundo año será igual al 60% del flujo neto obtenido (\$ 233 USD/kg)
- A partir del tercer año se alcanzará el flujo neto previsto que es de \$ 388 USD/kg

**Tabla 11** Flujo de caja detallado proyecto 1- hidrólisis con ácido oxálico

Se requiere realizar una inversion de	<b>\$3,147,995</b>		
	<b>SEMANA</b>	<b>AÑO</b>	
Flujo neto primer año	\$116	\$137,241	
Flujo neto segundo	\$233	\$274,481	
Flujo neto a partir de tercer año	\$388	\$457,469	
<b>Tasa de interes 3%</b>			
<b>Año</b>	<b>Flujo Neto</b>	<b>Valor Actual</b>	<b>Flujo de caja</b>
0	-\$3,147,995		-\$3,147,995
1	\$137,241	\$133,243	-\$3,014,751
2	\$274,481	\$258,725	-\$2,756,026
3	\$457,469	\$418,649	-\$2,337,377
4	\$457,469	\$406,455	-\$1,930,922
5	\$457,469	\$394,617	-\$1,536,305
6	\$457,469	\$383,123	-\$1,153,182
7	\$457,469	\$371,964	-\$781,218
8	\$457,469	\$361,130	-\$420,088
9	\$457,469	\$350,612	-\$69,476
10	\$457,469	\$340,400	<b>\$270,924</b>
<b>TIR 4%</b>			

**Tabla 12** Flujo de caja detallado proyecto 2 – hidrólisis con ácido sulfúrico

Se requiere realizar una inversion de	<b>\$2,324,508</b>		
	<b>SEMANA</b>	<b>AÑO</b>	
Flujo neto primer año	\$116	\$136,613	
Flujo neto segundo	\$232	\$273,226	
Flujo neto a partir de tercer año	\$386	\$455,376	
<b>Tasa de interes 3%</b>			
<b>Año</b>	<b>Flujo Neto</b>	<b>Valor Actual</b>	<b>Flujo de caja</b>
0	-\$2,324,508		-\$2,324,508
1	\$136,613	\$132,634	-\$2,191,874
2	\$273,226	\$257,541	-\$1,934,333
3	\$455,376	\$416,734	-\$1,517,599
4	\$455,376	\$404,596	-\$1,113,003
5	\$455,376	\$392,811	-\$720,192
6	\$455,376	\$381,370	-\$338,822
7	\$455,376	\$370,262	<b>\$31,441</b>
8	\$455,376	\$359,478	<b>\$390,919</b>
9	\$455,376	\$349,008	<b>\$739,927</b>
10	\$455,376	\$338,843	<b>\$1,078,769</b>
<b>TIR 10%</b>			



**Figura 5** Análisis de TIR de los proyectos propuestos

A partir de la tabla 17 y 18 finalmente se puede concluir que el proyecto con mejores réditos económicos y por ende más viable es el proyecto 2 que corresponde a una planta piloto que produce nanocelulosa cristalina a partir de la hidrólisis de celulosa de la cáscara de mazorca de cacao con la ayuda de ácido sulfúrico. Este proyecto brinda las siguientes ventajas de inversión:

- El proyecto presenta una inversión menor de \$ 823 500 USD con respecto al otro proyecto
- Con una tasa de interés del 3% el proyecto presenta ganancias a partir del séptimo año de producción. Un plazo más que aceptable.
- Con una tasa de interés del 3% el proyecto presenta una ganancia total de 1 millón de dólares tras 10 años de producción.
- La tasa de interés de retorno (TIR) es del 10% con lo cual se tiene un margen amplio de negociación.
- El proyecto logra estas ganancias colocando un precio más que competitivo al producto final (\$ 850 USD)

## **CAPITULO 7 – Conclusiones del proyecto**

### **7 Un proyecto innovador, interesante y viable a corto y mediano plazo**

El objetivo de este estudio era dar a conocer que en Ecuador se pueden generar proyectos arriesgados e innovadores, es así como nace la idea de producir un producto del futuro como lo es la nanocelulosa a partir de una materia prima que abunda en el país como lo es la cáscara de mazorca de cacao. Es esa la oportunidad de mercado y este estudio analizó dos propuestas diferentes para ver si era viable económicamente hablando la creación de una planta piloto para cimentar las bases de una producción de nanocelulosa cristalina en el Ecuador.

Como punto inicial del proyecto se cogió dos investigaciones de laboratorio para la síntesis de nanocelulosa cristalina. Estas investigaciones se diferenciaban principalmente en su método de fragmentar la celulosa de mazorca de cacao. El primer método abogaba por una síntesis de química verde produciendo CNC a partir de la hidrólisis de un ácido orgánico como lo es el ácido oxálico, mientras que su contraparte abogaba por un método más tradicional como es la hidrólisis con ácido sulfúrico. Partiendo de estas investigaciones se logró escalar los procesos a un nivel de producción industrial.

Se definieron las operaciones unitarias y los equipos de operación más adecuados para llevar a cabo la producción y como resultado final se realizó un diagrama de flujo para cada método propuesto con sus especificaciones en concentración, temperatura, tiempo de operación y flujo de operación. En base a las especificaciones del diagrama de flujo se logró con éxito establecer un balance de masa que tome en cuenta las pérdidas de materia de la mazorca y la síntesis de la nanocelulosa. Juntando las especificaciones de operación se dimensionó los equipos propuestos con el objetivo de hallar el costo de cada uno y la energía de operación necesaria para cada equipo. Para seguir adelante con la investigación se determinó que la implementación de un sistema de

agua de osmosis inversa en la planta reduciría considerablemente los costos de producción sin presentar un impacto grande en el costo de inversión.

Este fue el punto de partida para el análisis económico donde se calculó en base a costos teóricos (tanque de almacenamiento y tanque de mezclado) y datos obtenidos en el mercado mediante cotización el costo de equipos y el costo de instalación para hallar el ISBL como indicativo de inversión. Partiendo del ISBL y el costo de producción se definió el monto total del capital de inversión para cada proyecto. Se propuso un valor del producto final de \$ 850 USD incluido IVA con el objetivo de tener un producto competitivo en el mercado y se obtuvo una ganancia neta de \$ 388 USD para el primer proyecto y de \$ 386 USD para el segundo proyecto. Con todos estos datos se logró realizar un flujo de caja donde se concluyó finalmente que el proyecto 2 que corresponde a una planta piloto de nanocelulosa cristalina a partir de la polimerización de celulosa de mazorca de cacao con la ayuda de ácido sulfúrico es el más viable económicamente, porque con una tasa de interés del 3% el proyecto 2 tiene un tiempo de retorno de inversión menor (7 años) y un margen de negociación más amplio ya que tiene un TIR mayor (10%).

En conclusión, implementar una planta piloto de CNC es económicamente viable en el Ecuador y además se presenta como una gran oportunidad para inversionistas que quieran entrar en el negocio de nanocelulosa a nivel internacional. El proyecto elegido toma en consideración posibles pérdidas y aun así llega a tener ganancias más que tentadoras. Como recomendación final existe la posibilidad de abaratar aún más los costos de producción si se implementa una torre de destilación para reutilizar el tolueno y etanol; o implementar nuevas etapas de extracción para obtener pectina y lignina de la cáscara de mazorca para mejorar las ganancias de la planta.

## 8 Referencias

1. ANECACAO. Pese al COVID-19, cacao rompe récord del 2018 y exporta 345.000 toneladas en 2020. *El Universo*. Diciembre 28, 2020.
2. *Production of Activated Carbon from Cocoa (Theobroma cacao) Pod Husk*. Cruz, G, et al. 2012, J Civil Environment Engg , p. 2:109.
3. Jimenez, O. A. and Mantilla, C. L. *Aprovechamiento de la cáscara de mazorca de cacao en la elaboración de carbon activo para el tratamiento de aguas residuales*. Bogota : Unidades Tecnológicas de Santander, 2016.
4. Ramirez Quintero, A., Valencia González, Y. and Lara Valencia, L. A. *Efectos de los lixiviados de residuos sólidos en un suelo tropical*. Medellin : Universidad Nacional de Colombia, 2017.
5. *Natural Skin-care Products: The Case of Soap Made from Cocoa Pod Husk Potash*. Gyedu-Akoto, E. and al., et. 2015, Advances in Research, pp. 4(6): p. 365-370.
6. *Vriesmann, L. C., de Mello Castanho AmbCacao pod husks (Theobroma cacao L.): Composition and hot-water-soluble pectins*. Vriesmann, L.C., de Mello Castanho Amboni, R. D. and de Oliveira Petkowicz, C. L. 2011, Industrial Crops and Products, pp. Vriesmann, L. C., de Mello Castanho Amboni, R. D., & de Oliveira Petkowicz, C. L. (2011). Cacao pod husks (*Theobroma* 34(1), 1173–1181.
7. *Valorisation strategies for cocoa pod husk and its fractions*. Lu, et al. 2018, Cuit. Opin. Green Sustain. Chem 14, pp. 80-89.
8. *Conversion of lignocellulosic biomass to nanocellulose: structure and chemical process*. Lee, Hamid and Zain. 2014, Scient World J.
9. Kargarzadeh, et al. Methods for extraction of nanocellulose from various sources. *Handbook of Nanocellulose and Cellulose Nanocomposites*. s.l. : Wiley-VCH Verlag GmbH and CO. KGaA., 2017, pp. 1-49.



10. Pulidindi, Kiran and Pandey, Hemant. *Nanocellulose Market Size by Product, by Application, Industry Analysis Report, Regional Outlook, Growth Potential, Price Trend, Competitive Market Share & Forecast, 2020 – 2026*. s.l. : Global Market Insights, 2020.
11. *Biorefinery of Theobroma cacao: isolation of micro/nano cellulose from cocoa and husk*. Zambrano, L., Villasana, Y. and Orejuela, L. 2021, Department of Life Sciences, Ikiam University. Tena.
12. *Isolation and characterization of nanocrystalline cellulose from cocoa pod husk (CPH) biommas wastes*. Akinjokun, A., et al. 2021, Heliyon, p. e06680.
13. Nanografi. Popular Products. *Cellulose Nanocrystal (Nanocrystalline Cellulose, CNC)*. [Online] <https://nanografi.com/popular-products/cellulose-nanocrystal-nanocrystalline-cellulose-cnc/>.
14. umaine. Process Development Center. *Order Nanocellulose*. [Online] <https://umaine.edu/pdc/nanocellulose/nanocellulose-products/order-nanocellulose/>.
15. Cellulose Lab. 2020 Cellulose Lab Nanocellulose Products Price. [Online] <https://www.celluloselab.com/price/CelluloseLab%20Product%20Price%20List%202020.htm>.
16. *Extraction of cellulose nanocrystals from megkuang leaves (pandanus tectorius)*. Sheltami, et al. 2012, Carbohydr. Poly. 88 (2), 772 - 779.
17. *Properties of nanocellulose isolated from corncob residue using sulfuric acid, formic acid, oxidative and mechanical methods*. Liu, et al. 2016, Carbohydr. Polym, pp. 151. 716-724.
18. *Isolation and characterization of cellulose nanocrystals from Agave angustifolia fibre*. Rosli, Ahmad and Abdullah. 2013, Bioresources 8 (2), pp. 1893-1908.
19. *Cellulose micro/nanofibres from Eucalyptus kraft pulp: preparation and properties*. Tonoli, et al. 2012, Carbohydr. Polym, pp. 89, 80-88.

20. *Isolation of microfiber cellulose from kapok fiber (Ceiba pentandra) by using chemical-hydrothermal treatment.* Sartika, D., et al. 2020, *Ecol Environ Conserv*, pp. 26: 654-662.
21. *Isolation and characterization of microcrystalline cellulose from roselle fibers.* Kian, L., et al. 2017, *Int J Biol Macromol*, pp. 103: 931-940.
22. ISO. ISO/TS20477 - Nanotechnologies – Standard terms and their definition for cellulose Nanomaterial. [Online] 2017. <https://www.iso.org/standard/68153.html>.
23. MEQ. *Reglas para el manejo y disposición de desechos químicos.* Quinta Edición : Mol Labs Ltda., 2004.
24. Piady. Parque Industrial Acopio y Distribución. [Online] [Cited: Octubre 07, 2021.] <http://www.piady.com/>.
25. *Salt-assisted organic-acid-catalyzed depolymerization of cellulose.* Vom Stein, T., et al. 2010, *Green Chem*.
26. *Production of Cellulose Nanocrystals at InnoTech Alberta.* Ngo, Tri-Dung, Danumah, Christophe and Ahvazi, Behzad. 2017, pp. 269-286. k28717\_c012.indd 286.
27. Gu, H., et al. LCA study for pilot scale production of cellulose nano crystals (CNC) from wood pulp. *In: Proceedings from the LCA XV Conference - A bright green future.* Vancouver : British Columbia, 2015, pp. 33 - 42.
28. Sinnott, Ray and Towler, Gavin. *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design.* San Diego, California : ELSEVIER, 2008.
29. Figueira, A., Janick, J. and BeMiller, J.N. New products from Theobroma cacao: seed pilp and pod gum. [book auth.] Janick J and Simin j.e. *New Crops.* New York : Wiley, 1993, pp. 475-478.

## **9 ANEXO A – Metodología de trabajo**

### **9.1 Balance de Masa**

- a) Describir el proceso con la ayuda de un diagrama de bloque detallado
- b) Determinar la cantidad de materiales que entran en cada operación unitaria (los caudales estarán determinados por kg/hora y L/hora)
- c) Determinar de cada corriente conocida su caudal masico
- d) Determinar de cada corriente conocida la composición de cada corriente
- e) Introducir al diagrama los caudales y las composiciones conocidas y desconocidas
- f) Determinar si existe reacción química
- g) Determinar las incógnitas
- h) Realizar un análisis de grado de libertad para cada subsistema (operación unitaria o equipo)
- i) Determinar las corrientes desconocidas en base a balances particulares de cada equipo en el diagrama de bloque
- j) Resolver el sistema y determinar las incógnitas

### **9.2 Balance de Energía**

- a) Determinar que equipos generan o requieren energía para cumplir el proceso
- b) Determinar la necesidad energética de cada equipo en base a su función:
  - i. Energía necesaria para calentar los reactores batch del proceso
  - ii. Energía necesaria el molino de rodillo
  - iii. Energía necesaria el secador de bandeja
  - iv. Energía necesaria de la centrifuga
  - v. Energía necesaria para ultrafiltración
  - vi. Energía necesaria para secador por atomización

- vii. Energía necesaria para balsa de lavado
- c) Transformar esa energía a unidades de kwh (la unidad de kwh-kilovatio hora)

### 9.3 Diagrama de flujo

- a) En base al diagrama de bloque, reemplazar cada bloque por el símbolo correspondiente al proceso y realizar un diagrama de flujo en photoshop
- b) Determinar las condiciones del proceso
  - i. Temperatura y concentración de cada operación
  - ii. Enumerar las corrientes
  - iii. Enumerar los equipos

### 9.4 Diseño de equipos

Dimensionar cada equipo de las operaciones unitarias establecidas con el objetivo de cumplir con la producción deseada así como posible control de proceso

#### a) *Balsa de lavado*

- Determinar el flujo de entrada
- Buscar en Alibaba un equipo correspondiente a la capacidad de entrada

#### b) *Secador de bandeja*

- Determinar caudales de entrada
- Determinar el flujo molar de agua que debe ser secado
- Utilizar la siguiente ecuación para determinar el calor  $Q = \Delta H_r * W$  (donde  $H_r$  es la diferencia de entalpías y  $W$  es el flujo molar del agua)
- Definir la eficiencia del motor  $\eta$

- Calcular  $Q_{\text{fuel}} = Q * \eta$
- Calcular  $Q_{\text{wall}} = Q_{\text{fuel}} * 0.02$
- Calcular  $Q_{\text{neto}} = Q_{\text{fuel}} - Q_{\text{wall}}$
- Buscar un equipo en Alibaba que se adecue al dimensionamiento del equipo

**c) Molino de rodillo**

- Determinar caudales de entrada
- Definir el mesh de las mallas
- Buscar un equipo en Alibaba que se adecue al dimensionamiento del equipo

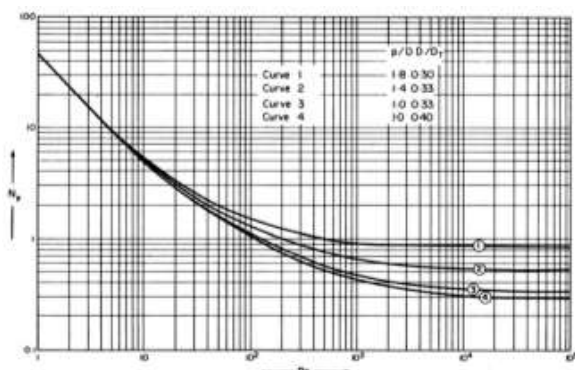
**d) Tanque de mezclado**

- Determinar caudales de entrada y salida
- Definir la geometría del tanque – se escoge una geometría circular
- Se establece la relación  $h=2D$
- Se calcula el volumen del reactor en base a todas las soluciones que se van a trabajar
- Hallar la altura y diámetro en base a la fórmula de volumen de un cilindro
- Calcular la  $h(\text{real})=h*1.20$
- Hallar el nuevo volumen del reactor
- Hallar el espesor de la pared  $tw=(P*D)/(2S*E - 1.2P) + 2m$

Donde S es el esfuerzo max permisible, tw es el ancho de la pared, P es la presión interna del tanque y E es la efectividad de la soldadura

- Se calcula la masa del tanque  $m=\pi*D*h*tw*\rho$
  - Se calcula el espesor de los terminales  $twi = D ((C*P)/(S*E))^{1/2}$
- Donde C es una constante igual a 0.1
- Se calcula la masa de los terminales  $m(\text{terminal})=\pi*D^2*twi*\rho$

- Se suma las masas para obtener la masa total del tanque de mezclado
- Elegir el tipo de mezclador – en este caso se escoge una turbina de pala plana
- Determinar el diámetro del agitador  $3d=D$
- Hallar la densidad del bulk
- Hallar el numero de Reynolds de la solución
- Hallar el número de potencia  $N_p$  con la ayuda de la siguiente grafica



**Figure 10.58.** Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from Uhl and Gray (1967) with permission].  $p = D$  blade pitch,  $D =$  impeller diameter,  $DT =$  tank diameter.

- Hallar la potencia del mezclador con la siguiente formula  $P = N_p \rho(\text{bulk}) N^3 d^5$
- Donde  $N$  es la velocidad de la turbina en m/s
- Multiplicar la potencia obtenida por el volumen de la solución
  - Multiplicar la potencia hallada por el numero de horas de trabajo
  - Para dimensionar la chaqueta térmica se utiliza la siguiente formula  $A = 2\pi r^2 \cdot 1.2$
  - Para determinar el grosor se toma el 1% del área de la chaqueta

#### e) *Filtro prensa*

- Determinar caudales de entrada y salida
- Definir cantidad de sólidos y líquidos
- Buscar en alibaba un equipo que se adecue a la capacidad de filtrado

#### f) *Centrifuga de disco*

- Definir velocidad de centrifuga en rpm
- Definir flujo de trabajo (25L/min)
- Buscar en Alibaba un equipo que se adecue a la capacidad de trabajo

**g) Ultrafiltración**

- Definir caudal de entrada
- Definir el diámetro de los filtros
- Definir el corte de peso molecular de la malla
- Definir el flujo de trabajo
- Buscar en alibaba un equipo de ultrafiltración que se adecue a las especificaciones

**h) Secado por atomización**

- Definir el flujo de trabajo
- Definir la temperatura de entrada
- Definir la temperatura de salida
- Calcular la energía para secar la humedad requerida

## **9.5 Determinación de Costos de planta**

**a) Inversión de Capital Fijo**

- i. Determinar costos ISBL
  - Determinar costo campo directo - cada uno de los equipos mediante el método factorial detallado
  - Determinar costo campo indirecto – ej: alquiler maquinas, seguro construcción, beneficio de trabajadores
- ii. Determinar costos OSBL

- 40% ISBL
- iii. Determinar costos de ingeniería y construcción
  - Ingeniería de detalle
  - Supervisión construcción
  - Gastos administrativos
- iv. Gastos Imprevistos
  - 10% (ISBL + OSBL)

**b) Capital de Trabajo**

- i. Determinar el valor inventario de materias primas
  - Costo de materia prima en dos semanas de producción
- ii. Determinar el valor inventario de productos y subproductos
  - Costo de producción por dos semanas
- iii. Determinar el efectivo en caja
  - Producción 1 semana
- iv. Determinar cuentas a cobrar
  - Costo de producción 1 mes
- v. Determinar crédito cuentas pendientes
  - Costo total suministros utilizados 1 mes
- vi. Determinar inventario de repuestos
  - 2% (ISBL + OSBL)

**c) Costos de Producción**

- i. Determinar costos Variables
  - Materias primas



- Servicios auxiliares
  - Embalaje y transporte
  - Tratamiento/eliminación de desechos
  - Catalizadores y reguladores pH
- ii. Determinar costos fijos
- Labor de operación (25% costo labor de operación)
  - Gastos salariales directos (40-60% (costos labor operación + supervisión))
  - Mantenimiento (3-5% ISBL)
  - Impuestos sobre propiedad y seguros (1-2% ISBL)
  - Alquiler tierra (1-2% (ISBL + OSBL))
  - Gastos generales planta (65% del trabajo total + mantenimiento)
  - Gastos medioambientales (1% (ISBL + OSBL))
  - Licencias patentes

## **9.6 Componentes Ingresos del proyecto**

- i. Determinar Margen bruto
- Suma de ingreso p/v producto y subproducto – costo de materias primas
- ii. Determinar CCOP
- Costo de operación fijo + costo de operación variable
- iii. Determinar Beneficio Bruto
- Ingreso por la venta de producto principal – CCOP
- iv. Determinar Beneficio Neto
- Beneficio bruto – impuestos

## 10 ANEXO B – Cálculos del balance de materia

Para el balance de masa se debe tomar en cuenta las siguientes consideraciones:

- Tras lavado y cualquier proceso de pretratamiento los sólidos (mazorca, polvo de mazorca, celulosa de mazorca) se quedan con un 85% de humedad
- Después de cada filtración se obtiene pasteles solidos deshidratados con 10% de humedad

A continuación, se mostrará los cálculos realizados para las operaciones unitarias más importantes sin tomar en cuenta la humedad para observar de mejor manera el cambio de masa que va tomando la mazorca de cacao a lo largo del proceso. Sin embargo, las tablas de balance de masa del capítulo 4 si toman en cuenta la humedad en cada flujo de operación.

### 10.1 Método 1 – producción de nanocelulosa cristalina por hidrólisis con ácido oxálico

Producción de 24.56 kg de nanocelulosa cristalina a partir de 100 kg de mazorca de cacao seca.

#### Etapas de hidrólisis

##### Hidrólisis 1

Flujo de entrada = 100 kg de mazorca de cacao seca

(1 : 25) para cada gr de mazorca necesito 25 mL de solución de ácido cítrico 10mM  
g mL

Por lo tanto, para 100 kg necesito **2500 L** de solución de ácido cítrico 10mM

$$10^{-3} \text{ M} = 10^{-3} \frac{\text{mol Ac. Cítrico}}{\text{L}} \times 2500 \text{ L} \times \frac{192.124 \text{ g Ac. Cítrico}}{1 \text{ mol Ac. Cítrico}} = 430.31 \text{ g Ac. Cítrico}$$

Extraccion = 26.7 kg de pectina

## Hidrólisis 2

Flujo de entrada = 73.3 kg de mazorca de cacao desparafinada

$\rho = 1110.89 \text{ kg/m}^3$  por el flujo volumétrico es 65.98 L

(1 : 10.6) para cada gr de mazorca necesito 10.61 de solución etanol/agua destilada  
ml mL

Por lo tanto, para 65.98 kg necesito 700 L de solución etanol/agua destilada

Extraccion = 5.87 kg de extractivos

## Hidrólisis básica 1

Flujo de entrada = 67.43 kg de mazorca de cacao tratada

(1 : 15) para cada gr de mazorca desparafinada necesito 15 mL de NaOH 2% m/v  
g mL

Por lo tanto para 67.43 kg necesito **1011.45 L** de solución de NaOH 2% m/v

$$\%(\text{m/v}) = 2\% = \frac{\text{X kg NaOH}}{1011.45 \text{ L}} \Big| \times 100 = 20.23 \text{ kg NaOH}$$

Extraccion = 9.64 kg de lignina

## Blanqueamiento 1

Flujo de entrada = 57.79 kg de mazorca de cacao tratada

(1 : 15) para cada gr de mazorca tratada necesito 15 mL de NaClO 2.5% m/v  
g mL

Por lo tanto para 57.79 kg necesito **866.85 L** de solución de NaClO 2.5% m/v

$$\%(\text{m/v}) = 2.5\% = \frac{\text{X kg NaClO}}{866.85 \text{ L}} \Big| \times 100 = 21.67 \text{ kg NaClO}$$

Extraccion = 9.13 kg de lignina

### Hidrólisis básica 2

Flujo de entrada = 48.66 kg de mazorca de cacao tratada

(1 : 7) para cada gr de mazorca tratada necesito 7 mL de NaOH 17.5% m/v  
g mL

Por lo tanto para 48.66 kg necesito **319.62 L** de solución de NaOH 17.5% m/v

$$\%(m/v) = 17.5\% = \frac{X \text{ kg NaOH}}{319.2 \text{ L}} \times 100 = 55.94 \text{ kg NaOH}$$

Extraccion = 13.29 kg de lignina

### Blanqueamiento 2

Flujo de entrada = 35.37 kg de mazorca de cacao tratada

(1 : 15) para cada gr de mazorca tratada necesito 15 mL de NaClO 5% m/v  
g mL

Por lo tanto para 35.37 kg necesito **530.55 L** de solución de NaClO 5% m/v

$$\%(m/v) = 5\% = \frac{X \text{ kg NaClO}}{530.55 \text{ L}} \times 100 = 26.53 \text{ kg NaClO}$$

Extraccion = 2.93 kg de lignina

### Hidrolisis acida

Flujo de entrada = 32.44 kg de celulosa de mazorca

(1 : 15) para cada gr de mazorca tratada necesito 15 mL de ácido oxálico 5% m/v  
g mL

Por lo tanto para 32.44 kg necesito **486.6 L** de solución de ácido oxálico 5% m/v

$$\%(m/v) = 5\% = \frac{X \text{ kg NaClO}}{486.6 \text{ L}} \times 100 = 24.33 \text{ kg Ac oxálico}$$

Extraccion = 7.88 kg de desechos

### **Quenching**

- La primera cantidad de agua helada que se agrega es igual a la mitad del peso del ácido oxálico. Por lo tanto, para 24.33 kg de ácido oxálico se añade 12.17 kg de agua helada.
- Para continuar y terminar la reacción de quenching se traslada la solución a un tanque que tiene 50 veces agua con respecto a la masa de ácido oxálico.
- Entran y salen 24.56 kg de nanocelulosa cristalina

### **Centrifuga**

- Se separan los sólidos de la solución
- Se asume que los solidos salen con un 85% de humedad (impurezas). En este caso son 168.22 de impurezas.

### **Tanque de almacenamiento**

- Se aumenta agua destilada hasta que exista una concentración del 3% wt de nanocelulosa cristalina.
- Se aumenta 818.67 L de agua destilada

### **Ultrafiltración**

- Los 168.22 kg de impurezas son separados en esta etapa

### **Secador por atomización**

- Se secan los 818.67 L que se aumentó en el tanque de almacenamiento

## 10.2 Método 2 – producción de nanocelulosa cristalina por hidrólisis con ácido sulfúrico

Producción de 25 kg de nanocelulosa cristalina a partir de 100 kg de mazorca de cacao seca.

### Etapa de hidrólisis

#### Hidrólisis

Flujo de entrada = 100 kg de mazorca de cacao seca 300 T 500 E

(1 : 3 : 5) para cada gr de mazorca necesito 3 mL tolueno y 5 mL de etanol 70%  
g mL

Por lo tanto, para 100 kg necesito **300 L** de tolueno y **500L** de etanol 70%

Extraccion = 26.7 kg pectina y 2.62 de extractivos

#### Lavado etanol

Flujo de entrada = 70.68 kg de mazorca de cacao desparafinada

(1 : 7) para cada gr de mazorca necesito 7mL de etanol 70%  
ml mL

Por lo tanto, para 70.68 kg necesito 500 L de etanol 70%

Extraccion = 3.25 kg de extractivos

#### Hidrólisis básica

Flujo de entrada = 67.43 kg de mazorca de cacao tratada

(1 : 20) para cada gr de mazorca desparafinada necesito 20 mL de NaOH 4% m/v  
g mL

Por lo tanto para 67.43 kg necesito **1348.6 L** de solucion de NaOH 4% m/v

%(m/v) = 4% =  $\frac{X \text{ kg NaOH}}{\quad} \times 100 =$

1348.6 L
----------

53.94 kg NaOH
------------------

Extraccion	=	22.93	kg de lignina
------------	---	-------	---------------

### Blanqueamiento

Flujo de entrada = 57.79 kg de mazorca de cacao tratada

(1 : 15)            para cada gr de mazorca tratada necesito 20 mL de NaClO 1.7% m/v  
g            mL

Por lo tanto para 57.79 kg necesito **890 L** de solucion de NaClO 1.7% m/v

%(m/v) = 1.7% =	$\frac{X \text{ kg NaClO}}{866.85 \text{ L}} \quad \Bigg  \quad \frac{x 100}{\phantom{x}}$	=	<b>15.13 kg NaClO</b>
-----------------	--	---	---------------------------

Extraccion	=	9.13	kg de lignina
------------	---	------	---------------

### Hidrolisis acida

Flujo de entrada = 32.44 kg de celulosa de mazorca

(1 : 11)    para cada gr de mazorca tratada necesito 11 g de ácido sulfúrico  
g            g

Por lo tanto para 32.44 kg necesito **356.73 kg** de solución de ácido sulfúrico 64 wt %

Extraccion	=	7.88	kg de desecho
------------	---	------	---------------

### Quenching

- La primera cantidad de agua helada que se agrega es igual a la mitad del peso del ácido sulfúrico. Por lo tanto, para 356.73 kg de ácido sulfúrico se añade 178.35 kg de agua helada.
- Para continuar y terminar la reacción de quenching se traslada la solución a un tanque que tiene 50 veces agua con respecto a la masa de ácido sulfúrico (4066.72 kg)
- Entran y salen 25 kg de nanocelulosa cristalina

- Para neutralizar la solución (solución de ácido sulfúrico 0.56M) con el efluente de la solución de hidrolisis básica (1300 L) necesito aumentar 133.76 kg de NaOH a la solución

-

### **Centrifuga**

- Se separan los sólidos de la solución
- El 70% de desecho líquido que se forma en la hidrolisis es separada (5.20 kg)
- Se asume que los sólidos salen con un 85% de humedad (impurezas). En este caso son 171.23 de impurezas.

### **Tanque de almacenamiento**

- Se aumenta agua destilada hasta que exista una concentración del 3% wt de nanocelulosa cristalina.
- Se aumenta 833.67 L de agua destilada

### **Ultrafiltración**

- Los 171.23 kg de impurezas son separados en esta etapa
- Se vuelve a mandar la solución a la centrifuga para quitar el 30% restante de desechos líquidos que se forman en la hidrolisis ácida (2.23 kg)

### **Secador por atomización**

- Se secan los 833.67 L que se aumentó en el tanque de almacenamiento



## 11 ANEXO C – Cálculos del dimensionamiento de equipos

### 11.1 Método 1: Hidrólisis con ácido oxálico

#### Etapa de pretratamiento

#### Dimensionamiento de Secador de Bandeja

Capacidad máxima del secador es de 425 L. Con lo cual se secura por cantidades de 350Kg

<b>Masa de mazorca húmeda (kg)</b>	<b>350,00</b>		
<b>Masa de agua</b>	<b>297,50 kg</b>		
<b>Masa de agua</b>	<b>297500,00 g</b>		
<b>Flujo Molar por día</b>	<b>16527,78</b>		
<b>Flujo Molar por hora</b>	<b>688,66</b>		
Entalpia de formación H <sub>2</sub> O gas (KJ/mol)	-241,8		
Entalpia de formación H <sub>2</sub> O liq (KJ/mol)	-285,84	10621	2,95
$\Delta$ HR (KJ/mol)	44,04	30328,47	8,423782417
Q (KJ/h) [ $\Delta$ HR*W]	30328,47		
Q(kw)	8,42		
Q(mw)	0,008		
n eficiencia	0,9		
Q fuel (kw) [Q*n]	9,267		
Q pared (kw) [Qfuel * 0.02]	0,185		
<b>Q neto (kw) [Qfuel - Qpared]</b>	<b>9,082 kwh</b>		
<b>Q neto (Mw)</b>	<b>0,009 mwh</b>		

El secado dura 24 horas con lo cual se requiere  
 Dos días para secar 700 kg de mazorca

**435,92 kwh/día**  
**435,92 kwh/semana**  
**1743,68 kwh/mes**

#### Dimensionamiento de Molino de Martillo

Máquina de molienda de grano      Modelo DZUP

Mesh #      30x100

Size particle	0.595 - 0.149
Capacidad de alimentación (kg/h)	20-150
Velocidad (rpm)	4500
Tamaño de alimentación (mm)	100

<b>Flujo (kg/h)</b>	<b>20 - 150</b>
<b>Voltaje (v)</b>	<b>220</b>
<b>Q (kw)</b>	<b>4</b>

La molienda dura 1 hora y se realiza 1 vez a la semana

<b>4 kwh/día</b>
<b>4 kwh/semana</b>
<b>16 kwh/mes</b>

## Etapa Hidrólisis

### Dimensionamiento de Tanque de Mezclado - Hidrolisis Acida Ácido Cítrico

#### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

Flujo de mazorca de cacao seca	100,0 kg	$\rho=1.11089$ kg/L
Volumen de la mazorca de cacao	90,0 L	
Flujo de agua	2500,0 L	
Masa de agua	2500,0 kg	
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>2590,0 L</b>	
	<b>2,6 m<sup>3</sup></b>	
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>2600,0 kg</b>	
Utilizar relación $h=2D$		
La altura sera un 20% mayor		
volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$		
Radio del cilindro ( r )	0,59 m	
Altura del cilindro (h)	2,36 m	
Diámetro del cilindro (D)	1,18 m	1181,393
<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>2,84 m</b>	
<b>volumen del reactor</b>	<b>3,11 m<sup>3</sup></b>	

#### Espesor de pared = $t_w$

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$t_w=(P*D)/(2S*E-1.2P)$

$m=\pi*D*h*t_w*\rho$

Fórmula para pared del reactor

Fórmula para el reactor

$$t_w(\text{terminal}) = D \left[ \frac{C \cdot P}{S \cdot E} \right]^{1/2}$$

$$m(\text{terminal}) = \pi \cdot D^2 \cdot t_w(\text{terminal}) \cdot \rho$$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

Fórmula para el reactor

$$t_w = 0,433 \text{ Mm}$$

$$t_w + 2\text{mm (seguridad)} = 2,433 \text{ mm}$$

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>203,02 kg</b>
<b>ρ acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

$$t_w(\text{terminal plano}) = 10,11 \text{ mm}$$

$$t_w(\text{terminal plano}) + 2\text{mm (seguridad)} = 12,11 \text{ mm}$$

<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>421,09 kg</b>
<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>624,11 kg</b>

### HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR

Se utilizara una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D=3d$

Hallar el número de Reynolds (Re)

En base a extrapolación hallar  $N_p$  (número de potencia)

$$Re = \frac{N \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$$

m (agua)	2500,0 kg
v (agua)	2,5 m <sup>3</sup>
m (ácido cítrico)	0,5 kg
ρ (ácido cítrico)	1660,0 kg/m <sup>3</sup>
v (ácido cítrico)	0,0003 m <sup>3</sup>

$$N(\text{velocidad angular}) = 200 \text{ rpm}$$

$$N(\text{velocidad angular}) = 3,33 \text{ rps}$$

$$N(\text{velocidad angular}) = 4,12 \text{ m/s}$$

$$d(\text{turbina}) = 0,39 \text{ m}$$

$$\rho(\text{densidad bulk}) = 1003,93 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu(\text{viscosidad}) = 0,0011 \text{ kg/ms}$$

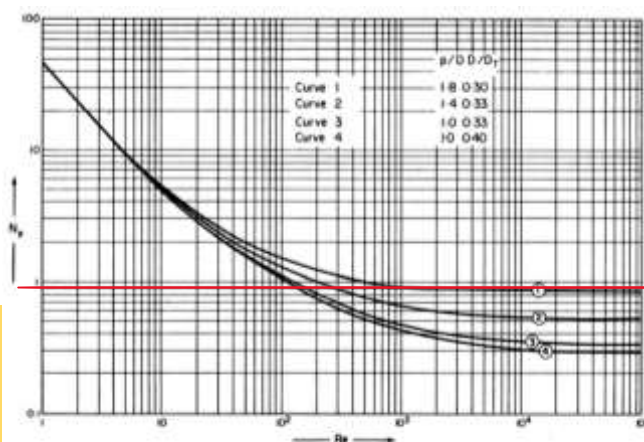


Figure 10.58. Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from Uhl and Gray (1967) with permission].  $p = D$  blade pitch,  $D =$  impeller diameter,  $DT =$  tank diameter.

$$Re = 4,94E+05$$

$$N_p(\text{número de potencia}) = 9$$

$$P(\text{potencia}) = N_p(N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$$

$$P(\text{potencia real}) = P \cdot \text{eficiencia} / \text{perdidas}$$

$$\text{Eficiencia del motor} = 0,7$$

Perdidas por fricción 1,35

P (potencia) 6000,88 w m3 J/s

**P (potencia real) 11,57 kw m3**

**Potencia por cada m3 4,47 kw**

1,718599 kw/m3

La hidrolisis acida con ácido cítrico  
dura

95 min

Se requiere una vez a la semana

1,58 hora

**7,07 kwh/día**

**49,52 kwh/semana**

**212,25 kwh/mes**

### HALLAR DIMENSIONES DE CHAQUETA TERMICA Y CALOR NECESARIO

$$A=2*\pi*(r+tw)^2*1.2$$

El grosor será igual al 1% del área

**Área (Chaqueta térmica) 2,65 m**

**Grosor (chaqueta térmica) 0,027 m**

$$Q=rxn-mCp\Delta T$$

T (inicial) 20 °C

T (final) 95 °C

m (solución) 2500 kg

Cp agua 4186 J/kg°C

Q (necesario para calentar la solución) 784875000 J

**Q (necesario para calentar la solución) 218,02 kwh**

La hidrolisis acida con ácido cítrico dura

95 min

Se requiere una vez a la semana

1,58 hora

**345,20 kwh/día**

**2416,40 kwh/semana**

**10355,99 kwh/mes**

### 11.2 Dimensionamiento de Filtro Prensa

Flujo de entrada 2590,0 L/sol **73,3 kg / solidos**

Solidos salen con una humedad del 10%, no necesitan secado

Flujo de salida 7,3 L/sol **73,3 kg / solidos**

Filter área 12 m2

Tamaño de platos 500 mm 500 mm

Grosor de pastel 30 mm

Cantidad de solidos por batch 0,36

**Energía 2,2 kw**

## Dimensionamiento de Tanque de Mezclado - Hidrólisis Extractivos

### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

<b>Flujo de mazorca de cacao seca</b>	<b>73,3 kg</b>	<b><math>\rho=1.11089</math> kg/L</b>
Volumen de la mazorca de cacao	66,0 L	
Humedad	7,3 L	
Flujo de agua destilada	350,0 L	
Flujo de agua destilada	350,0 kg	$\rho(\text{kg/l})= 0,789$
Flujo de etanol	500,0 L	
Masa de etanol	394,5 kg	
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>923,3 L</b>	
	<b>0,9 m<sup>3</sup></b>	
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>817,8 kg</b>	

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r ) 0,42 m

Altura del cilindro (h) 1,68 m

Diámetro del cilindro (D) 0,84 m

837,6766 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>2,01 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>1,11 m<sup>3</sup></b>

### Espesor de pared = $t_w$

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$t_w=(P*D)/(2S*E-1.2P)$

Fórmula para pared del reactor

$m=\pi*D*h*t_w*\rho$

Fórmula para el reactor

$t_w(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$m(\text{terminal}) = \pi*D^2*t_w(\text{terminal})*\rho$

Fórmula para el reactor

$t_w$  0,307 mm

$t_w + 2\text{mm}$  (seguridad) 2,307 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>96,79 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>
tw (terminal plano)	7,17 mm
tw(terminal plano) + 2mm (seguridad)	9,17 mm
<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>160,29 kg</b>
<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>257,07 kg</b>

### HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR

Se utilizara una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D=3d$

#### Hallar el número de Reynolds (Re)

En base a extrapolación hallar Np (número de potencia)

$$Re = (N \cdot d^2 \cdot \rho) / \mu$$

m (agua)	500,0 kg
v (agua)	0,5 m <sup>3</sup>
m (etanol)	394,5 kg
$\rho$ (etanol)	789,0 kg/m <sup>3</sup>
v (etanol)	0,5000 m <sup>3</sup>

N (velocidad angular)	200 rpm
<b>N (velocidad angular)</b>	<b>3,33 rps</b>
<b>N (velocidad angular)</b>	<b>2,92 m/s</b>
<b>d (turbina)</b>	<b>0,28 m</b>
<b><math>\rho</math> (densidad bulk)</b>	<b>907,89 kg/m<sup>3</sup></b>
<b><math>\mu</math> (viscosidad)</b>	<b>0,0012 kg/ms</b>

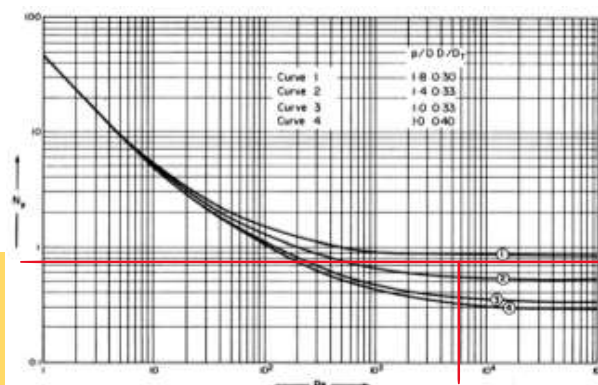


Figure 10.58. Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from Uhl and Gray (1967) with permission].  $p = D$  blade pitch,  $D =$  impeller diameter,  $DT =$  tank diameter.

<b>Re</b>	<b>1,97E+05</b>
<b>Np (número de potencia)</b>	<b>9</b>

$$P \text{ (potencia)} = Np(N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$$

$$P \text{ (potencia real)} = P \cdot \text{eficiencia} / \text{perdidas}$$

Eficiencia del motor	0,7
Perdidas por fricción	1,35

P (potencia)	346,74 w m <sup>3</sup>	J/s
<b>P (potencia real)</b>	<b>0,67 kw m<sup>3</sup></b>	
<b>Potencia por cada m<sup>3</sup></b>	<b>0,72 kw</b>	

El hidrólisis dura

6 horas

**4,35 kwh/día**

Se requiere una vez a la semana

**30,42 kwh/semana**  
**130,37 kwh/mes**

### HALLAR DIMENSIONES DE CHAQUETA TERMICA Y CALOR NECESARIO

$$A=2*\pi*(r+tw)^2*1.2$$

El grosor será igual al 1% del área

Área (Chaqueta térmica)	<b>1,34 m</b>
Grosor (chaqueta térmica)	<b>0,013 m</b>

$$Q=mCp\Delta T+m\Delta H_{vap}$$

T (inicial)	20 °C	
Boiling point (etanol)	78,37 °C	
T (final)	100 °C	
Boiling point (agua)	100 °C	
m (agua)	350,0 kg	
mol (agua)	19428,3 mol	18,015 g/mol
m (etanol)	394,5 kg	46,067 g/mol
mol (etanol)	8563,6 mol	
Cp agua	4186 J/kg°C	
Cp etanol(L)	2428 J/kg°C	
Cp etanol(v)	1911 J/kg°C	
$\Delta H_{vap}$ (etanol)	43,5 kJ/mol	
$\Delta H_{vap}$ (agua)	40,7 kJ/mol	

Q (necesario para calentar la solución) 1352671251 J

**Q (necesario para calentar la solución) 375,74 kwh**

La hidrolisis acida con ácido cítrico dura 6 hora  
Se requiere una vez a la semana

**2254,45 kwh/día**  
**15781,16 kwh/semana**  
**67633,56 kwh/mes**

### Dimensionamiento de Dimensionamiento de Centrifuga de Disco

Flujo de entrada	<b>923,3</b>	<b>L/sol</b>	<b>67,43</b>	<b>kg / solidos</b>
Solidos salen con una humedad del 85%, necesitan secado				
Velocidad	6500	rpm		
Flujo de operación	25	L/min		
tiempo de operación	36,93	min		
<b>Flujo de salida</b>	<b>394,4</b>	<b>L/sol</b>	<b>67,43</b>	<b>kg / solidos</b>

<b>Energía</b>	<b>18,5</b>	<b>kw</b>
----------------	-------------	-----------

<b>9,25 kwh/día</b>
<b>64,75 kwh/semana</b>
<b>277,50 kwh/mes</b>

## Dimensionamiento de Secador de Mazorca Desparafinada

Capacidad máxima del secador es de 425 L.

<b>Masa de mazorca húmeda (kg)</b>	<b>230,92</b>
<b>Humedad</b>	<b>0,85</b>
<b>Se seca por conjuntos de</b>	<b>115,46 kg</b>

<b>Masa de agua</b>	<b>197,21 kg</b>		
<b>Masa de agua</b>	<b>197209,66 g</b>		
<b>Flujo Molar por día</b>	<b>10956,09 mol</b>		
<b>Flujo Molar por hora</b>	<b>456,50 mol</b>		
Entalpia de formación H2O gas (KJ/mol)	-241,8		
Entalpia de formación H2O liq (KJ/mol)	-285,84	10621	2,95
$\Delta HR$ (KJ/mol)	44,04	20104,43	5,584037801
$Q$ (KJ/h) [ $\Delta HR * W$ ]	20104,43		
$Q$ (kw)	5,58		
$Q$ (mw)	0,006		
n eficiencia	0,9		
$Q$ fuel (kw) [ $Q * n$ ]	6,143		
$Q$ pared (kw) [ $Q_{fuel} * 0.02$ ]	0,123		
<b>Q neto (kw) [<math>Q_{fuel} - Q_{pared}</math>]</b>	<b>6,020 kwh</b>		
<b>Q neto (Mw)</b>	<b>0,006 mwh</b>		

El secado dura 24 horas con lo cual se requiere  
Dos días para secar 700 kg de mazorca

<b>288,97 kwh/día</b>
<b>288,97 kwh/semana</b>
<b>1155,87 kwh/mes</b>

## Etapas de Deslignificación

### Dimensionamiento de Tanque de Mezclado - Hidrolisis Básica 1

#### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

<b>Flujo de mazorca de cacao seca</b>	<b>67,4 kg</b>	<b><math>\rho = 1.11089</math> kg/L</b>
Volumen de la mazorca de cacao	60,7 L	
Flujo de agua destilada	1011,5 L	



Flujo de agua destilada	1011,5 kg	$\rho(\text{kg/l})=$	2,13
Flujo de NaOH	20,2 L		
Masa de NaOH	43,1 kg		
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>1092,4 L</b>		
	<b>1,1 m<sup>3</sup></b>		
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>1122,0 kg</b>		

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r ) 0,44 m

Altura del cilindro (h) 1,77 m

Diámetro del cilindro (D) 0,89 m

885,9676 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>2,13 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>1,31 m<sup>3</sup></b>

**Espesor de pared = tw**

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$  Fórmula para pared del reactor

$m=\pi*D*h*tw*\rho$  Fórmula para el reactor

$tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$  Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$m(\text{terminal}) = \pi*D^2*tw(\text{terminal})*\rho$  Fórmula para el reactor

tw 0,325 mm

tw + 2mm (seguridad) 2,325 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>109,10 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

tw (terminal plano) 7,58 mm

tw(terminal plano) + 2mm (seguridad) 9,58 mm

<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>187,38 kg</b>
<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>296,48 kg</b>

## HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR

Se utilizara una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D=3d$

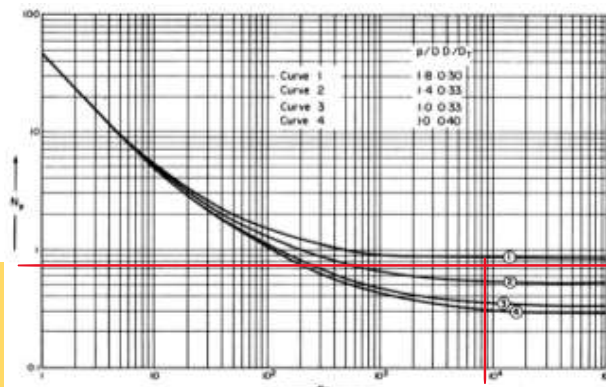
**Hallar el número de Reynolds (Re)**

**En base a extrapolación hallar Np (número de potencia)**

$$Re = (N \cdot d^2 \cdot \rho) / \mu$$

m (agua)	1011,5 kg
v (agua)	1,0 m <sup>3</sup>
m (NaOH)	43,1 kg
$\rho$ (NaOH)	2130,0 kg/m <sup>3</sup>
v (NaOH)	0,0202 m <sup>3</sup>

N (velocidad angular)	200 rpm
N (velocidad angular)	3,33 rps
N (velocidad angular)	3,09 m/s
d (turbina)	0,30 m
$\rho$ (densidad bulk)	1027,09 kg/m <sup>3</sup>
$\mu$ (viscosidad)	0,0012 kg/ms



**Figure 10.58.** Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from Uhi and Gray (1967) with permission].  $p = D$  blade pitch,  $D =$  impeller diameter,  $DT =$  tank diameter.

Re	2,49E+05
Np (número de potencia)	9

$$P \text{ (potencia)} = Np(N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$$

$$P \text{ (potencia real)} = P \cdot \text{eficiencia} / \text{perdidas}$$

Eficiencia del motor	0,7
Perdidas por fricción	1,35

P (potencia)	614,20 w m <sup>3</sup>	J/s
P (potencia real)	1,18 kw m <sup>3</sup>	
Potencia por cada m <sup>3</sup>	1,08 kw	

El hidrólisis dura 1 horas  
Se requiere una vez a la semana

1,08 kwh/día  
7,59 kwh/semana  
32,53 kwh/mes

### HALLAR DIMENSIONES DE CHAQUETA TERMICA Y CALOR NECESARIO

$$A = 2 \cdot \pi \cdot (r + t_w)^2 \cdot 1.2$$

El grosor será igual al 1% del área

Área (Chaqueta térmica)	1,50 m
Grosor (chaqueta térmica)	0,015 m

$$Q = mC_p \Delta T + m \Delta H_{vap}$$

T (inicial)	20 °C	
T (final)	120 °C	
Boiling point (agua)	100 °C	
m (agua)	1011,5 kg	
mol (agua)	56144,9 mol	18,015 g/mol
Cp agua	4186 J/kg°C	
Cp agua(v)	2000 J/kg°C	
$\Delta H_{vap}$ (agua)	40,7 kJ/mol	

Q (necesario para calentar la solución) 2664268962 J

**Q (necesario para calentar la solución) 740,07 kwh**

La hidrolisis básica

1 hora

Se requiere una vez a la semana

<b>740,07 kwh/día</b>
<b>5180,52 kwh/semana</b>
<b>22202,24 kwh/mes</b>

### Dimensionamiento de Filtro Prensa

<b>Flujo de entrada</b>	<b>1011,5</b>	<b>L/sol</b>	<b>57,79</b>	<b>kg / solidos</b>
<b>Solidos salen con una humedad del 10%, no necesitan secado</b>				
<b>Flujo de salida</b>	<b>5,8</b>	<b>L/sol</b>	<b>57,79</b>	<b>kg / solidos</b>
Filter área	12	m <sup>2</sup>		
Tamaño de platos	500	mm	500	mm
Grosor de pastel	30	mm		
Cantidad de solidos por batch	0,36			
<b>Energía</b>	<b>2,2</b>	<b>kw</b>		

### Dimensionamiento de Tanque de Mezclado - Blanqueamiento 1

#### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

<b>Flujo de mazorca tratada seca</b>	<b>57,8 kg</b>	<b><math>\rho=1.11089</math> kg/L</b>
Volumen de la mazorca de cacao	52,0 L	
Humedad	5,8 L	
Flujo de agua destilada	866,8 L	
Flujo de agua destilada	866,8 kg	$\rho(\text{kg/l})= 1,11$
Flujo de NaClO	21,7 L	
Masa de NaClO	24,1 kg	
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>946,3 L</b>	
	<b>0,9 m<sup>3</sup></b>	
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>948,7 kg</b>	

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

$$\text{volumen cilindro} = (3.14 * r^2) * h$$

Radio del cilindro ( r ) 0,42 m

Altura del cilindro (h) 1,69 m

Diámetro del cilindro (D) 0,84 m

844,5714 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>2,03 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>1,14 m<sup>3</sup></b>

### Espesor de pared = tw

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$$tw = (P * D) / (2 * S * E - 1.2 * P)$$

Fórmula para pared del reactor

$$m = \pi * D * h * tw * \rho$$

Fórmula para el reactor

$$tw(\text{terminal}) = D * [(C * P) / (S * E)]^{1/2}$$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$$m(\text{terminal}) = \pi * D^2 * tw(\text{terminal}) * \rho$$

Fórmula para el reactor

tw 0,309 mm

tw + 2mm (seguridad) 2,309 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>98,49 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

tw (terminal plano) 7,23 mm

tw(terminal plano) + 2mm (seguridad) 9,23 mm

<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>163,98 kg</b>
<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>262,48 kg</b>

### HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR

Se utilizara una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D = 3d$

### Hallar el número de Reynolds (Re)

En base a extrapolación hallar Np (número de potencia)

$$Re = (N * d^2 * \rho) / \mu$$

m (agua) 866,8 kg

v (agua) 0,9 m<sup>3</sup>

m (NaClO) 24,1 kg

$\rho$  (NaClO) 1110,0 kg/m<sup>3</sup>

v (NaClO) 0,0217 m3

N (velocidad angular)	200 rpm
N (velocidad angular)	3,33 rps
N (velocidad angular)	2,95 m/s
d (turbina)	0,28 m
$\rho$ (densidad bulk)	1008,67 kg/m3
$\mu$ (viscosidad)	0,0012 kg/ms

Re	2,22E+05
Np (número de potencia)	9

$$P (\text{potencia}) = Np(N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$$

$$P (\text{potencia real}) = P \cdot \text{eficiencia} / \text{perdidas}$$

Eficiencia del motor	0,7
Perdidas por fricción	1,35

P (potencia) 411,34 w m3 J/s

P (potencia real)	0,79 kw m3
Potencia por cada m3	0,84 kw

El hidrólisis dura 24 horas  
Se requiere una vez a la semana

20,12 kwh/día
140,84 kwh/semana
603,58 kwh/mes

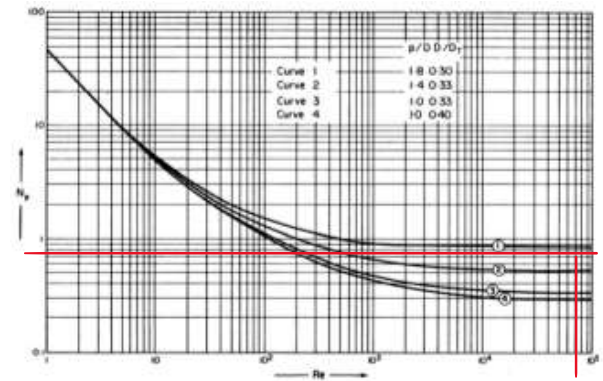


Figure 10.58. Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from Uhl and Gray (1967) with permission].  $p = D$  blade pitch,  $D =$  impeller diameter,  $DT =$  tank diameter.

## Dimensionamiento de Filtro Prensa

Flujo de entrada	866,8 L/sol	48,66 kg / solidos
Solidos salen con una humedad del 10%, no necesitan secado		
Flujo de salida	4,9 L/sol	48,66 kg / solidos
Filter área	12 m2	
Tamaño de platos	500 mm	500 mm
Grosor de pastel	30 mm	
Cantidad de solidos por batch	0,36	
Energía	2,2 kw	

## Dimensionamiento de Tanque de Mezclado - Hidrolisis Básica 2

### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

Flujo de mazorca de cacao seca	48,7 kg	$\rho = 1.11089$ kg/L
Volumen de la mazorca de cacao	43,8 L	
Flujo de agua destilada	319,6 L	

Flujo de agua destilada	319,6 kg	$\rho(\text{kg/l})=$	2,13
Flujo de NaOH	20,2 L		
Masa de NaOH	55,9 kg		
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>383,7 L</b>		
	<b>0,4 m<sup>3</sup></b>		
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>424,2 kg</b>		

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r ) 0,31 m

Altura del cilindro (h) 1,25 m

Diámetro del cilindro (D) 0,63 m

625,0856 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>1,50 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>0,46 m<sup>3</sup></b>

**Espesor de pared = tw**

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$  Fórmula para pared del reactor

$m=\pi*D*h*tw*\rho$  Fórmula para el reactor

$tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$  Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$m(\text{terminal}) = \pi*D^2*tw(\text{terminal})*\rho$  Fórmula para el reactor

tw 0,229 mm

tw + 2mm (seguridad) 2,229 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>52,07 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

tw (terminal plano) 5,35 mm

tw(terminal plano) + 2mm (seguridad) 7,35 mm

<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>71,54 kg</b>
<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>123,62 kg</b>

### HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR

Se utilizara una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D=3d$

Hallar el número de Reynolds (Re)

En base a extrapolación hallar Np (número de potencia)

$$Re = (N \cdot d^2 \cdot \rho) / \mu$$

m (agua)	319,6 kg
v (agua)	0,3 m <sup>3</sup>
m (NaOH)	55,9 kg
$\rho$ (NaOH)	2130,0 kg/m <sup>3</sup>
v (NaOH)	0,0263 m <sup>3</sup>

N (velocidad angular)	200 rpm
N (velocidad angular)	3,33 rps
N (velocidad angular)	2,18 m/s
d (turbina)	0,21 m
$\rho$ (densidad bulk)	1088,62 kg/m <sup>3</sup>
$\mu$ (viscosidad)	0,0012 kg/ms

Re	1,31E+05
Np (número de potencia)	9

$$P (\text{potencia}) = Np(N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$$

$$P (\text{potencia real}) = P \cdot \text{eficiencia} / \text{perdidas}$$

Eficiencia del motor	0,7
Perdidas por fricción	1,35

P (potencia)	39,97 w m <sup>3</sup>	J/s
P (potencia real)	0,08 kw m <sup>3</sup>	
Potencia por cada m <sup>3</sup>	0,20 kw	

El hidrólisis dura 2 horas  
Se requiere una vez a la semana

0,40 kwh/día  
2,81 kwh/semana  
12,06 kwh/mes

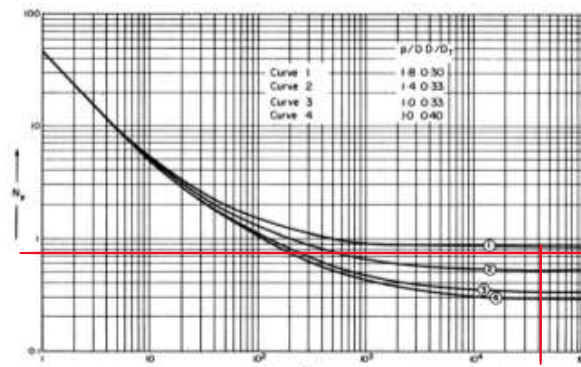


Figure 10.58. Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from Uhl and Gray (1967) with permission].  $p$  =  $D$  blade pitch,  $D$  = impeller diameter,  $DT$  = tank diameter.

### HALLAR DIMENSIONES DE CHAQUETA TERMICA Y CALOR NECESARIO

$$A = 2 \cdot \pi \cdot (r + tw)^2 \cdot 1.2$$

El grosor será igual al 1% del área

Área (Chaqueta térmica)	0,75 m
Grosor (chaqueta térmica)	0,007 m

$$Q = mC_p\Delta T + mol\Delta H_{vap}$$

T (inicial) 20 °C

T (final)	80 °C	
Boiling point (agua)	100 °C	
m (agua)	319,6 kg	
mol (agua)	17741,9 mol	18,015 g/mol
Cp agua	4186 J/kg°C	
Cp agua(v)	2000 J/kg°C	
$\Delta H_{vap}$ (agua)	40,7 kJ/mol	

Q (necesario para calentar la solución) 80275759,2 J

**Q (necesario para calentar la solución) 22,30 kwh**

La hidrolisis básica

2 hora

Se requiere una vez a la semana

**44,60 kwh/día**  
**312,18 kwh/semana**  
**1337,93 kwh/mes**

### 11.3 Dimensionamiento de Filtro Prensa

Flujo de entrada	319,6	L/sol	35,37	kg / solidos
Solidos salen con una humedad del 10%, no necesitan secado				
Flujo de salida	3,5	L/sol	35,37	kg / solidos
Filter área	12	m <sup>2</sup>		
Tamaño de platos	500	mm	500	mm
Grosor de pastel	30	mm		
Cantidad de solidos por batch	0,36			
<b>Energía</b>	<b>2,2</b>	<b>kw</b>		

### Dimensionamiento de Tanque de Mezclado - Blanqueamiento 2

#### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

<b>Flujo de mazorca tratada seca</b>	<b>35,4 kg</b>	<b><math>\rho=1.11089</math> kg/L</b>
Volumen de la mazorca de cacao	31,8 L	
Humedad	3,5 L	
Flujo de agua destilada	530,6 L	
Flujo de agua destilada	530,6 kg	$\rho(\text{kg/l})= 1,11$
Flujo de NaClO	23,9 L	
Masa de NaClO	26,5 kg	
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>589,8 L</b>	
	<b>0,6 m<sup>3</sup></b>	
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>592,5 kg</b>	

Utilizar relación  $h=2D$



La altura será un 20% mayor

$$\text{volumen cilindro} = (3.14 * r^2) * h$$

Radio del cilindro ( r ) 0,36 m

Altura del cilindro (h) 1,44 m

Diámetro del cilindro (D) 0,72 m

721,4424 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>1,73 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>0,71 m<sup>3</sup></b>

### Espesor de pared = tw

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$$tw = (P * D) / (2 * S * E - 1.2 * P)$$

Fórmula para pared del reactor

$$m = \pi * D * h * tw * \rho$$

Fórmula para el reactor

$$tw(\text{terminal}) = D * [(C * P) / (S * E)]^{1/2}$$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$$m(\text{terminal}) = \pi * D^2 * tw(\text{terminal}) * \rho$$

Fórmula para el reactor

tw 0,264 mm

tw + 2mm (seguridad) 2,264 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>70,47 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

tw (terminal plano) 6,17 mm

tw(terminal plano) + 2mm (seguridad) 8,17 mm

<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>105,99 kg</b>
<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>176,46 kg</b>

### HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR

Se utilizara una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D = 3d$

**Hallar el número de Reynolds (Re)**

**En base a extrapolación hallar Np (número de potencia)**

$$Re = (N * d^2 * \rho) / \mu$$

m (agua) 530,6 kg

v (agua) 0,5 m<sup>3</sup>

m (NaClO) 26,5 kg

$\rho$  (NaClO) 1110,0 kg/m<sup>3</sup>

v (NaClO) 0,0239 m<sup>3</sup>

N (velocidad angular)	200 rpm
N (velocidad angular)	3,33 rps
N (velocidad angular)	2,52 m/s
d (turbina)	0,24 m
ρ (densidad bulk)	1010,51 kg/m <sup>3</sup>
μ (viscosidad)	0,0012 kg/ms

Re	1,62E+05
Np (número de potencia)	9

$$P (\text{potencia}) = Np(N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$$

$$P (\text{potencia real}) = P \cdot \text{eficiencia} / \text{perdidas}$$

Eficiencia del motor	0,7
Perdidas por fricción	1,35

P (potencia)	116,82 w m <sup>3</sup>	J/s
P (potencia real)	0,23 kw m <sup>3</sup>	
Potencia por cada m <sup>3</sup>	0,38 kw	

El hidrólisis dura 2 horas  
Se requiere una vez a la semana

0,76 kwh/día  
5,35 kwh/semana  
22,92 kwh/mes

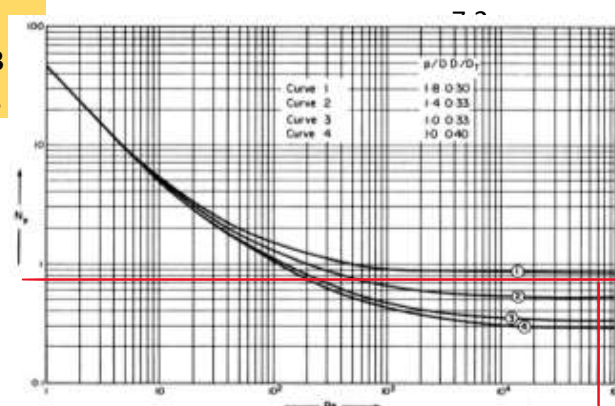


Figure 10.58. Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from Uhl and Gray (1967) with permission]. p = D blade pitch, D = impeller diameter, DT = tank diameter.

### HALLAR DIMENSIONES DE CHAQUETA TERMICA Y CALOR NECESARIO

$$A = 2 \cdot \pi \cdot (r + tw)^2 \cdot 1.2$$

El grosor será igual al 1% del área

Área (Chaqueta térmica)	0,99 m
Grosor (chaqueta térmica)	0,010 m

$$Q = mC_p\Delta T + mol\Delta H_{vap}$$

T (inicial)	20 °C	
T (final)	60 °C	
Boiling point (agua)	100 °C	
m (agua)	530,6 kg	
mol (agua)	29450,5 mol	18,015 g/mol
Cp agua	4186 J/kg°C	
Cp agua(v)	2000 J/kg°C	
ΔHvap(agua)	40,7 kJ/mol	

Q (necesario para calentar la solución) 88835292 J

Q (necesario para calentar la solución) 24,68 kwh

La hidrolisis acida con ácido cítrico dura  
Se requiere una vez a la semana

2 hora

49,35 kwh/día  
345,47 kwh/semana  
1480,59 kwh/mes

### Dimensionamiento de Filtro Prensa - Obtención de Celulosa

Flujo de entrada	530,6	L/sol	32,44	kg / solidos
Solidos salen con una humedad del 10%, no necesitan secado				
Flujo de salida	3,2	L/sol	32,44	kg / solidos
Filter área	12	m <sup>2</sup>		
Tamaño de platos	500	mm	500	mm
Grosor de pastel	30	mm		
Cantidad de solidos por batch	0,36			
Energía	2,2	kw		

### Etapa de Cristalización

### Dimensionamiento de Tanque de Mezclado - Hidrolisis Acida Ácido Oxálico

#### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

Flujo de celulosa de mazorca	32,4	kg	$\rho=1.11089$	kg/L
Volumen de celulosa de mazorca	29,2	L		
Humedad	3,2	L		
Flujo de agua destilada	486,6	L		
Flujo de agua destilada	486,6	kg	$\rho(\text{kg/l})=$	1,9
Flujo de Ácido Oxálico	12,8	L		
Masa de Ácido Oxálico	24,3	kg		
Volumen total de mezcla	531,9	L		
	0,5	m <sup>3</sup>		
Masa total de mezcla	543,4	kg		

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r ) 0,35 m

Altura del cilindro (h) 1,39 m

Diámetro del cilindro (D) 0,70 m

696,9849 mm

Altura del cilindro (h) 20% mayor 1,67 m  
volumen del reactor 0,64 m<sup>3</sup>

**Espesor de pared = tw**

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

 $tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$ 

Fórmula para pared del reactor

 $m=pi*D*h*tw*\rho$ 

Fórmula para el reactor

 $tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$ 

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

 $m(\text{terminal}) = pi*D^2*tw(\text{terminal})*\rho$ 

Fórmula para el reactor

tw 0,255 mm

tw + 2mm (seguridad) 2,255 mm

**tw 0,002 m****Masa del tanque 65,51 kg** **$\rho$  acero 304 7930 kg/m<sup>3</sup>**

tw (terminal plano) 5,96 mm

tw(terminal plano) + 2mm (seguridad) 7,96 mm

**tw (terminal plano) 0,01 m****Masa del terminal 96,39 kg****Masa total del Tanque de Mezcla 161,90 kg****HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR**

Se utilizara una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D=3d$ **Hallar el número de Reynolds (Re)****En base a extrapolación hallar Np (número de potencia)**

$$Re=(N*d^2*\rho)/\mu$$

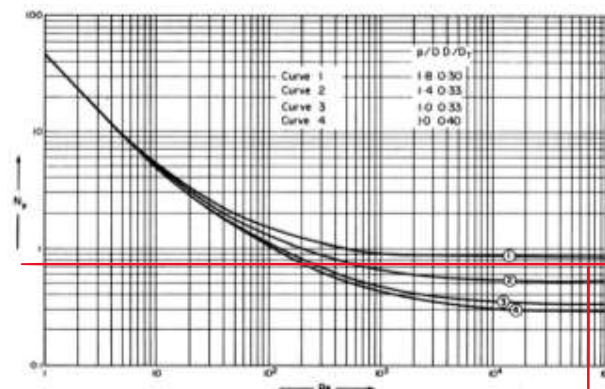
m (agua) 486,6 kg

v (agua) 0,5 m<sup>3</sup>

m (Ácido oxálico) 24,3 kg

 $\rho$  (Acadio oxálico) 1900,0 kg/m<sup>3</sup>v (Ácido oxálico) 0,0128 m<sup>3</sup>

N (velocidad angular) 200 rpm

**N (velocidad angular) 3,33 rps****N (velocidad angular) 2,43 m/s****d (turbina) 0,23 m** **$\rho$  (densidad bulk) 1027,93 kg/m<sup>3</sup>**

**Figure 10.58.** Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from Uhl and Gray (1967) with permission].  $p$  =  $D$  blade pitch,  $D$  = impeller diameter,  $DT$  = tank diameter.

$\mu$  (viscosidad) 0,0012 kg/ms

Re 1,54E+05

Np (número de potencia) 9

$P$  (potencia) =  $Np(N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$

$P$  (potencia real) =  $P \cdot \text{eficiencia} / \text{perdidas}$

Eficiencia del motor 0,7

Perdidas por fricción 1,35

$P$  (potencia) 90,18 w m<sup>3</sup> J/s

$P$  (potencia real) 0,17 kw m<sup>3</sup>

Potencia por cada m<sup>3</sup> 0,33 kw

El hidrólisis dura 0,5 horas

Se requiere una vez a la semana

0,16 kwh/día

1,14 kwh/semana

4,91 kwh/mes

### HALLAR DIMENSIONES DE CHAQUETA TERMICA Y CALOR NECESARIO

$A = 2 \cdot \pi \cdot (r + tw)^2 \cdot 1.2$

El grosor será igual al 1% del área

Área (Chaqueta térmica) 0,93 m

Grosor (chaqueta térmica) 0,009 m

$Q = mC_p\Delta T + mol\Delta H_{vap}$

T (inicial) 20 °C

T (final) 120 °C

Boiling point (agua) 100 °C

m (agua) 486,6 kg

mol (agua) 27010,8 mol

18,015 g/mol

Cp agua 4186 J/kg°C

Cp agua(v) 2000 J/kg°C

$\Delta H_{vap}$ (agua) 40,7 kJ/mol

Q (necesario para calentar la solución) 1281757158 J

Q (necesario para calentar la solución) 356,04 kwh

La hidrolisis acida con ácido cítrico dura 0,5 hora

Se requiere una vez a la semana

178,02 kwh/día

1246,15 kwh/semana

5340,65 kwh/mes

## Dimensionamiento de Tanque de Almacenamiento - Quenching

### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

Flujo de NANOCELULOSA	24,6 kg	$\rho=1.6$	kg/L
Volumen de celulosa de mazorca	15,4 L		
Humedad	3,2 L		
Flujo de agua destilada	1715,3 L		
Flujo de agua destilada	1715,3 kg	$\rho(\text{kg/l})=$	1,9
Flujo de Ácido Oxálico	12,8 L		
Masa de Ácido Oxálico	24,3 kg		
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>1746,7 L</b>		
	<b>1,7 m<sup>3</sup></b>		
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>1764,2 kg</b>		

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r ) 0,52 m

Altura del cilindro (h) 2,07 m

Diámetro del cilindro (D) 1,04 m

1036,008 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>2,49 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>2,10 m<sup>3</sup></b>

### Espesor de pared = tw

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$

Fórmula para pared del reactor

$m=pi*D*h*tw*\rho$

Fórmula para el reactor

$tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$m(\text{terminal}) = pi*D^2*tw(\text{terminal})*\rho$

Fórmula para el reactor

tw 0,380 mm

tw + 2mm (seguridad) 2,380 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>152,71 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

tw (terminal plano) 8,87 mm

tw(terminal plano) + 2mm (seguridad) 10,87 mm

tw (terminal plano)	0,01 m
Masa del terminal	290,56 kg
Masa total del Tanque de Mezcla	443,26 kg

## Dimensionamiento de Centrifuga de Disco

Flujo de entrada	1731,3 L/sol	24,6 kg / solidos
Solidos salen con una humedad del 85%, necesitan secado		
Velocidad	6500 rpm	
Flujo de operación	25 L/min	
tiempo de operación	69,25 min	

Flujo de salida	143,7 L/sol	24,6 kg / solidos
-----------------	-------------	-------------------

Energía	18,5 kw
---------	---------

21,35 kwh/día
149,47 kwh/semana
640,59 kwh/mes

## Dimensionamiento de Tanque de Almacenamiento - Purificación

### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

Flujo de NANOCELULOSA	24,6 kg	$\rho=1.6$ kg/L
Volumen de celulosa de mazorca	15,4 L	
Impurezas	143,7 L	
Flujo de agua destilada	818,7 L	
Flujo de agua destilada	818,7 kg	$\rho(\text{kg/l})= 1,9$
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>977,7 L</b>	
	<b>1,0 m<sup>3</sup></b>	
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>986,9 kg</b>	

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r ) 0,43 m

Altura del cilindro (h) 1,71 m

Diámetro del cilindro (D) 0,85 m

853,8053 mm

Altura del cilindro (h) 20% mayor	2,05 m
volumen del reactor	1,17 m <sup>3</sup>

Espesor de pared = tw

Acero inoxidable 304		
S [esfuerzo max permisible]	137,9 (N/mm <sup>2</sup> )	
P [presión interna del tanque]	0,101 (N/mm <sup>2</sup> )	
E [efectividad]	1	
C (constante)	0,1	
$tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$		Fórmula para pared del reactor
$m=pi*D*h*tw*\rho$		Fórmula para el reactor
$tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$		Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano
$m(\text{terminal}) = pi*D^2*tw(\text{terminal})*\rho$		Fórmula para el reactor

tw	0,313 mm
tw + 2mm (seguridad)	2,313 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>100,81 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

tw (terminal plano)	7,31 mm
tw(terminal plano) + 2mm (seguridad)	9,31 mm

<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>169,02 kg</b>
<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>269,83 kg</b>

### Dimensionamiento de Ultrafiltración - Purificación

<b>Flujo de NANOCELULOSA</b>	<b>24,6 kg</b>	<b><math>\rho=1.6</math></b>	<b>kg/L</b>
Volumen de celulosa de mazorca	15,4 L		
Impurezas	143,7 L		
Flujo de agua destilada	818,7 L		
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>977,7 L</b>		<b>0,48884</b>
	<b>1,0 m<sup>3</sup></b>		

Módulos del filtro	11
Diámetro de filtro	800 $\mu$ m
Tiempo de trabajo	5,21 horas

<b>Flujo de salida</b>	<b>818,7 L/sol</b>	<b>24,6</b>	<b>kg / solidos</b>
<b>Concentración</b>	<b>3 wt%</b>		

<b>Energía</b>	<b>230</b>	<b>kwh</b>
----------------	------------	------------

<b>1199,29 kwh/día</b>
<b>8395,01 kwh/semana</b>
<b>35978,59 kwh/mes</b>



<b>Flujo de NANOCELULOSA</b>	<b>24,6 kg</b>	<b><math>\rho=1.6</math></b>	<b>kg/L</b>
Volumen de celulosa de mazorca	15,4 L		

<b>Volumen de Agua</b>	<b>818,67 L</b>
<b>FLUJO VOLUMETRICO</b>	<b>5,00 L/H</b>
<b>tiempo de secado</b>	<b>163,73 horas</b>

<b>INLET TEMPERATURA</b>	<b>220,00 °C</b>
<b>OUTLET TEMPERATURA</b>	<b>90,00 °C</b>

Energía total 9,00 kwh

1473,61 kwh/día  
1473,61 kwh/semana  
5894,42 kwh/mes

<b>Masa de agua</b>	<b>818,67 kg</b>
---------------------	------------------

Masa de agua	818670,00 g
Flujo Molar por día	45481,67 mol
Flujo Molar por hora	1895,07 mol
Entalpia de formación H2O gas (KJ/mol)	-241,8
Entalpia de formación H2O liq (KJ/mol)	-285,84
$\Delta HR$ (KJ/mol)	44,04

10621 2,95  
83458,86 23,18083345

Q (KJ/h) [ $\Delta HR * W$ ] 83458,86

Q(kw) 23,18

Q(mw) 0,023

n eficiencia 0,9

Q fuel (kw) [ $Q * n$ ] 20,865

Q pared (kw) [ $Q_{fuel} * 0.02$ ] 0,417

<b>Q neto (kw) [<math>Q_{fuel} - Q_{pared}</math>]</b>	<b>20,447 kwh</b>
<b>Q neto (Mw)</b>	<b>0,020 mwh</b>

El secado dura 24 horas con lo cual se requiere  
Dos días para secar 700 kg de mazorca

20,45 kwh/día  
20,45 kwh/semana  
81,79 kwh/mes

## 11.4 Método 2: Hidrólisis con ácido sulfúrico

### Dimensionamiento de Tanque de Mezclado - Hidrólisis Tolueno

#### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

Flujo de mazorca de cacao seca	100,0 kg	$\rho=1.11089$ kg/L
Volumen de la mazorca de cacao	90,0 L	
Flujo de TOLUENO	300,0 L	
Flujo de TOLUENO	260,1 kg	$\rho(\text{kg/l})= 0,867$
Flujo de etanol	500,0 L	$\rho(\text{kg/l})= 0,789$
Masa de etanol	394,5 kg	
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>890,0 L</b>	
	<b>0,9 m<sup>3</sup></b>	
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>754,6 kg</b>	

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r )	0,41 m
Altura del cilindro (h)	1,65 m
Diámetro del cilindro (D)	0,83 m

827,484 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>1,99 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>1,07 m<sup>3</sup></b>

#### Espesor de pared = tw

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$

Fórmula para pared del reactor

$m=\pi*D*h*tw*\rho$

Fórmula para el reactor

$tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$m(\text{terminal}) = \pi*D^2*tw(\text{terminal})*\rho$

Fórmula para el reactor

tw	0,303 mm
tw + 2mm (seguridad)	2,303 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>94,29 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

tw (terminal plano) 7,08 mm

tw (terminal plano) + 2mm (seguridad) 9,08 mm

tw (terminal plano)	0,01 m
Masa del terminal	154,92 kg
Masa total del Tanque de Mezcla	249,21 kg

### HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR

Se utilizara una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D=3d$

#### Hallar el número de Reynolds (Re)

En base a extrapolación hallar Np (número de potencia)

$$Re = (N \cdot d^2 \cdot \rho) / \mu$$

m (tolueno)	260,1 kg
v (tolueno)	0,3 m <sup>3</sup>
m (etanol)	394,5 kg
$\rho$ (etanol)	789,0 kg/m <sup>3</sup>
v (etanol)	0,5000 m <sup>3</sup>

N (velocidad angular)	200 rpm
N (velocidad angular)	3,33 rps
N (velocidad angular)	2,89 m/s
d (turbina)	0,28 m
$\rho$ (densidad bulk)	887,64 kg/m <sup>3</sup>
$\mu$ (viscosidad)	0,0059 kg/ms

Re	3,82E+04
Np (número de potencia)	9

$$P \text{ (potencia)} = Np(N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$$

$$P \text{ (potencia real)} = P \cdot \text{eficiencia} / \text{perdidas}$$

Eficiencia del motor	0,7
Perdidas por fricción	1,35

P (potencia) 307,38 w m<sup>3</sup> J/s

P (potencia real)	0,59 kw m <sup>3</sup>
Potencia por cada m <sup>3</sup>	0,56 kw

El hidrólisis dura 6 horas

Se requiere una vez a la semana

3,33 kwh/día

23,31 kwh/semana

99,91 kwh/mes

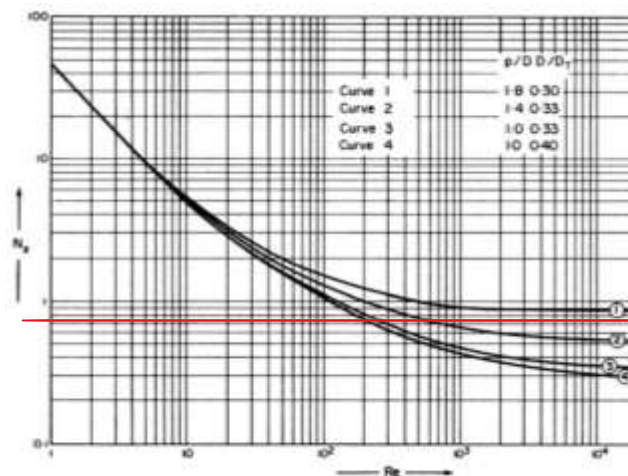


Figure 10.58. Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from (1967) with permission].  $p$  =  $D$  blade pitch,  $D$  = impeller diameter,  $DT$  = tank diameter

## HALLAR DIMENSIONES DE CHAQUETA TERMICA Y CALOR NECESARIO

$$A=2*\pi*(r+tw)^2*1.2$$

El grosor será igual al 1% del área

Área (Chaqueta térmica)	1,31 m
Grosor (chaqueta térmica)	0,013 m

$$Q=mCp\Delta T+ \Delta H_{vap}*\text{mol}$$

T (inicial)	20 °C	
Boiling point (etanol)	78,37 °C	
T (final)	110 °C	
Boiling point (tolueno)	110 °C	
m (tolueno)	260,1 kg	
mol (tolueno)	2822,9 mol	
m (etanol)	394,5 kg	46,067 g/mol
mol (etanol)	8563,6 mol	92,14 g/mol
Cp tolueno	1700 J/kg°C	
Cp etanol(L)	2428 J/kg°C	
Cp etanol(v)	1911 J/kg°C	
$\Delta H_{vap}$ (etanol)	43,5 kJ/mol	
$\Delta H_{vap}$ (tolueno)	38 kJ/mol	

Q (necesario para calentar la solución) 599336871,8 J

**Q (necesario para calentar la solución) 166,48 kwh**

La hidrolisis acida con ácido cítrico dura

6 hora

Se requiere una vez a la semana

998,89 kwh/día
6992,26 kwh/semana
29966,84 kwh/mes

## Dimensionamiento de Filtro Prensa

Flujo de entrada	890,0	L/sol	70,68	kg / solidos
Solidos salen con una humedad del 10%, no necesitan secado				
Flujo de salida	7,1	L/sol	70,68	kg / solidos
Filter área	12	m <sup>2</sup>		
Tamaño de platos	500	mm	500	mm
Grosor de pastel	30	mm		
Cantidad de solidos por batch	0,36			
<b>Energía</b>	<b>2,2</b>	<b>kw</b>		

## Dimensionamiento de Tanque de Mezclado - Lavado Etanol

## HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

<b>Flujo de mazorca tratada seca</b>	<b>70,7 kg</b>	<b><math>\rho=1.11089</math> kg/L</b>
Volumen de la mazorca de cacao	63,6 L	
Humedad	7,1 L	
Flujo de etanol	500,0 L	
Flujo de etanol	394,5 kg	$\rho(\text{kg/l})= 0,789$
Flujo de NaClO	0,0 L	
Masa de NaClO	0,0 kg	
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>570,7 L</b>	
	<b>0,6 m<sup>3</sup></b>	
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>465,2 kg</b>	

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r ) 0,36 m

Altura del cilindro (h) 1,43 m

Diámetro del cilindro (D) 0,71 m

713,555 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>1,71 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>0,68 m<sup>3</sup></b>

**Espesor de pared = tw**

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$

Fórmula para pared del reactor

$m=pi*D*h*tw*\rho$

Fórmula para el reactor

$tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$m(\text{terminal}) = pi*D^2*tw(\text{terminal})*\rho$

Fórmula para el reactor

tw 0,261 mm

tw + 2mm (seguridad) 2,261 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>68,84 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

tw (terminal plano) 6,11 mm

tw(terminal plano) + 2mm (seguridad) 8,11 mm

<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>102,83 kg</b>

<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>171,68 kg</b>
--	------------------

### HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR

Se utilizara una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D=3d$

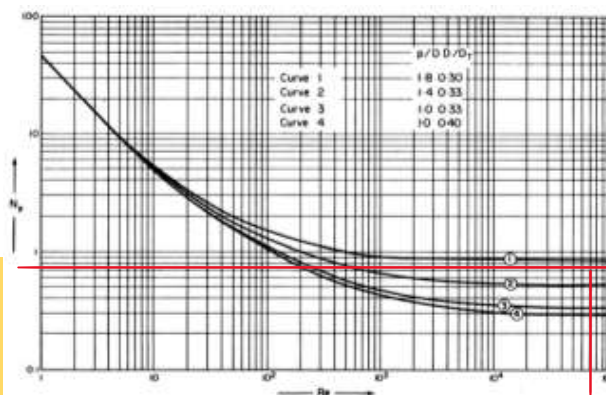
**Hallar el número de Reynolds (Re)**

**En base a extrapolación hallar Np (número de potencia)**

$$Re=(N*d^2*\rho)/\mu$$

m (etanol)	500,0 kg
v (etanol)	0,5 m <sup>3</sup>
m (NaClO)	0,0 kg
$\rho$ (NaClO)	789,0 kg/m <sup>3</sup>
v (NaClO)	0,0000 m <sup>3</sup>

N (velocidad angular)	200 rpm
<b>N (velocidad angular)</b>	<b>3,33 rps</b>
<b>N (velocidad angular)</b>	<b>2,49 m/s</b>
<b>d (turbina)</b>	<b>0,24 m</b>
<b><math>\rho</math> (densidad bulk)</b>	<b>789,00 kg/m<sup>3</sup></b>
<b><math>\mu</math> (viscosidad)</b>	<b>0,0012 kg/ms</b>



**Figure 10.58.** Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from Uhl and Gray (1967) with permission].  $p = D$  blade pitch,  $D =$  impeller diameter,  $DT =$  tank diameter.

<b>Re</b>	<b>1,24E+05</b>
<b>Np (número de potencia)</b>	<b>9</b>

$$P (\text{potencia}) = Np(N^3*d^5*\rho)$$

$$P (\text{potencia real}) = P * \text{eficiencia} / \text{perdidas}$$

Eficiencia del motor	0,7
Perdidas por fricción	1,35

P (potencia)	83,53 w m <sup>3</sup>	J/s
<b>P (potencia real)</b>	<b>0,16 kw m<sup>3</sup></b>	
<b>Potencia por cada m<sup>3</sup></b>	<b>0,28 kw</b>	

El hidrólisis dura 2 horas

Se requiere una vez a la semana

<b>0,56 kwh/día</b>
<b>3,95 kwh/semana</b>
<b>16,94 kwh/mes</b>

### Dimensionamiento de Filtro Prensa

<b>Flujo de entrada</b>	<b>500,0 L/sol</b>	<b>70,68</b>	<b>kg / solidos</b>
<b>Solidos salen con una humedad del 10%, no necesitan secado</b>			
<b>Flujo de salida</b>	<b>7,1 L/sol</b>	<b>70,68</b>	<b>kg / solidos</b>

Filter área	12	m <sup>2</sup>		
Tamaño de platos	500	mm	500	mm
Grosor de pastel	30	mm		
Cantidad de solidos por batch	0,36			
<b>Energía</b>	<b>2,2</b>	<b>kw</b>		

## Dimensionamiento de Tanque de Mezclado - Hidrolisis Básica

### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

<b>Flujo de mazorca de cacao seca</b>	<b>70,7 kg</b>	<b><math>\rho=1.11089</math> kg/L</b>
Volumen de la mazorca de cacao	63,6 L	
Flujo de agua destilada	1348,6 L	
Flujo de agua destilada	1348,6 kg	$\rho(\text{kg/l})= 2,13$
Flujo de NaOH	25,3 L	
Masa de NaOH	53,9 kg	
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>1437,5 L</b>	
	<b>1,4 m<sup>3</sup></b>	
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>1473,2 kg</b>	

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r ) 0,49 m

Altura del cilindro (h) 1,94 m

Diámetro del cilindro (D) 0,97 m

970,8845 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>2,33 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>1,73 m<sup>3</sup></b>

### Espesor de pared = $tw$

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$

Fórmula para pared del reactor

$m=pi*D*h*tw*\rho$

Fórmula para el reactor

$tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$m(\text{terminal})= pi*D^2*tw(\text{terminal})*\rho$

Fórmula para el reactor

tw 0,356 mm

tw + 2mm (seguridad) 2,356 mm

**tw 0,002 m**

Masa del tanque	132,77 kg
$\rho$ acero 304	7930 kg/m <sup>3</sup>
tw (terminal plano)	8,31 mm
tw(terminal plano) + 2mm (seguridad)	10,31 mm
tw (terminal plano)	0,01 m
Masa del terminal	242,09 kg
Masa total del Tanque de Mezcla	374,85 kg

### HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR

Se utilizara una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D=3d$

Hallar el número de Reynolds (Re)

En base a extrapolación hallar  $N_p$  (número de potencia)

$$Re = (N \cdot d^2 \cdot \rho) / \mu$$

m (agua)	1348,6 kg
v (agua)	1,3 m <sup>3</sup>
m (NaOH)	53,9 kg
$\rho$ (NaOH)	2130,0 kg/m <sup>3</sup>
v (NaOH)	0,0253 m <sup>3</sup>
N (velocidad angular)	200 rpm
N (velocidad angular)	3,33 rps
N (velocidad angular)	3,39 m/s
d (turbina)	0,32 m
$\rho$ (densidad bulk)	1024,81 kg/m <sup>3</sup>
$\mu$ (viscosidad)	0,0012 kg/ms

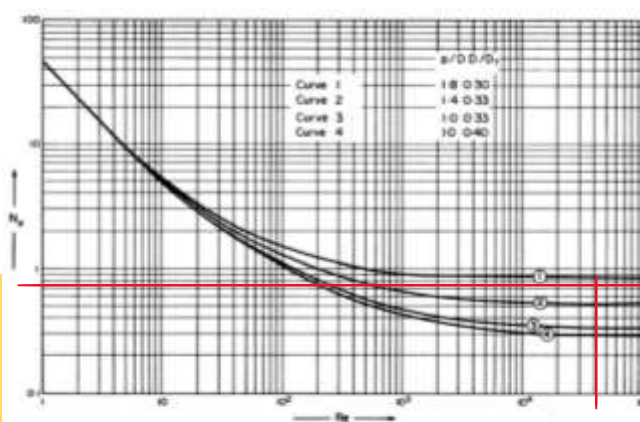


Figure 10.58. Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from Uhl and Gray (1967) with permission].  $p$  = D blade pitch,  $D$  = impeller diameter,  $DT$  = tank diameter.

Re	2,98E+05
$N_p$ (número de potencia)	9

$$P \text{ (potencia)} = N_p(N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$$

$$P \text{ (potencia real)} = P \cdot \text{eficiencia} / \text{perdidas}$$

Eficiencia del motor	0,7
Perdidas por fricción	1,35

P (potencia)	1274,51 w m <sup>3</sup>	J/s
P (potencia real)	2,46 kw m <sup>3</sup>	
Potencia por cada m <sup>3</sup>	1,71 kw	

El hidrólisis dura 2 horas  
Se requiere una vez a la semana

3,42 kwh/día  
23,94 kwh/semana



102,59 kwh/mes

**HALLAR DIMENSIONES DE CHAQUETA TERMICA Y CALOR NECESARIO**

$$A=2*\pi*(r+tw)^2*1.2$$

El grosor será igual al 1% del área

Área (Chaqueta térmica)	1,79 m
Grosor (chaqueta térmica)	0,018 m

$$Q=mCp\Delta T+m\Delta H_{vap}$$

T (inicial)	20 °C	
T (final)	80 °C	
Boiling point (agua)	100 °C	
m (agua)	1348,6 kg	
mol (agua)	74859,8 mol	18,015 g/mol
Cp agua	4186 J/kg°C	
Cp agua(v)	2000 J/kg°C	
$\Delta H_{vap}$ (agua)	40,7 kJ/mol	

Q (necesario para calentar la solución) 338714376 J

Q (necesario para calentar la solución) 94,09 kwh

La hidrolisis básica 2 hora  
Se requiere una vez a la semana

188,17 kwh/día  
1317,22 kwh/semana  
5645,24 kwh/mes

**Dimensionamiento de Filtro Prensa**

Flujo de entrada	1348,6	L/sol	44,50	kg / solidos
Solidos salen con una humedad del 10%, no necesitan secado				
Flujo de salida	4,5	L/sol	44,50	kg / solidos
Filter área	12	m <sup>2</sup>		
Tamaño de platos	500	mm	500	mm
Grosor de pastel	30	mm		
Cantidad de solidos por batch	0,36			
Energía	2,2	kw		

**Dimensionamiento de Tanque de Mezclado – Blanqueamiento****HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR**

Flujo de mazorca tratada seca	44,5 kg	$\rho=1.11089$ kg/L
Volumen de la mazorca de cacao	40,1 L	

Humedad	4,5 L		
Flujo de agua destilada	890,0 L		
Flujo de agua destilada	890,0 kg	$\rho(\text{kg/l})=$	1,11
Flujo de NaClO	13,6 L		
Masa de NaClO	15,1 kg		
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>948,1 L</b>		
	<b>0,9 m<sup>3</sup></b>		
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>949,6 kg</b>		

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r ) 0,42 m

Altura del cilindro (h) 1,69 m

Diámetro del cilindro (D) 0,85 m

845,1179 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>2,03 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>1,14 m<sup>3</sup></b>

**Espesor de pared = tw**

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$

Fórmula para pared del reactor

$m=pi*D*h*tw*\rho$

Fórmula para el reactor

$tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$m(\text{terminal}) = pi*D^2*tw(\text{terminal})*\rho$

Fórmula para el reactor

tw 0,310 mm

tw + 2mm (seguridad) 2,310 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>98,63 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

tw (terminal plano) 7,23 mm

tw(terminal plano) + 2mm (seguridad) 9,23 mm

<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>164,28 kg</b>
<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>262,91 kg</b>

**HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR**

Se utilizará una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D=3d$

**Hallar el número de Reynolds (Re)**

**En base a extrapolación hallar Np (número de potencia)**

$$Re = (N \cdot d^2 \cdot \rho) / \mu$$

m (agua)	890,0	kg
v (agua)	0,9	m <sup>3</sup>
m (NaClO)	15,1	kg
$\rho$ (NaClO)	1110,0	kg/m <sup>3</sup>
v (NaClO)	0,0136	m <sup>3</sup>

N (velocidad angular)	200	rpm
N (velocidad angular)	3,33	rps
N (velocidad angular)	2,95	m/s
d (turbina)	0,28	m
$\rho$ (densidad bulk)	1006,30	kg/m <sup>3</sup>
$\mu$ (viscosidad)	0,0012	kg/ms

Re	2,22E+05
Np (número de potencia)	9

$$P (\text{potencia}) = Np(N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$$

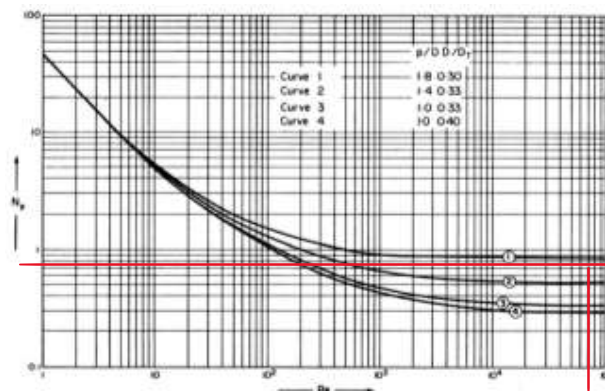
$$P (\text{potencia real}) = P \cdot \text{eficiencia} / \text{perdidas}$$

Eficiencia del motor	0,7
Perdidas por fricción	1,35

P (potencia)	412,50	w m <sup>3</sup>	J/s
P (potencia real)	0,80	kw m <sup>3</sup>	
Potencia por cada m <sup>3</sup>	0,84	kw	

El hidrólisis dura 2 horas  
Se requiere una vez a la semana

1,68 kwh/día  
11,75 kwh/semana  
50,34 kwh/mes



**Figure 10.58.** Power correlation for single three-bladed propellers baffled [from Uhl and Gray (1967) with permission].  $p = D$  blade pitch,  $D =$  impeller diameter,  $DT =$  tank diameter.

### HALLAR DIMENSIONES DE CHAQUETA TERMICA Y CALOR NECESARIO

$$A = 2 \cdot \pi \cdot (r + tw)^2 \cdot 1.2$$

El grosor será igual al 1% del área

Área (Chaqueta térmica)	1,36	m
Grosor (chaqueta térmica)	0,014	m

$$Q = mC_p\Delta T + \text{mol}\Delta H_{\text{vap}}$$

T (inicial)	20 °C	
T (final)	80 °C	
Boiling point (agua)	100 °C	
m (agua)	890,0 kg	
mol (agua)	49403,3 mol	18,015 g/mol
Cp agua	4186 J/kg°C	
Cp agua(v)	2000 J/kg°C	
$\Delta H_{\text{vap}}$ (agua)	40,7 kJ/mol	

Q (necesario para calentar la solución) 223532400 J

**Q (necesario para calentar la solución) 62,09 kwh**

La hidrolisis acida con ácido cítrico dura  
Se requiere una vez a la semana

4 hora

**248,37 kwh/día**  
**1738,59 kwh/semana**  
**7451,08 kwh/mes**

### Dimensionamiento de Filtro Prensa - Obtención de Celulosa

Flujo de entrada	890,0	L/sol	32,43	kg / solidos
Solidos salen con una humedad del 10%, no necesitan secado				
Flujo de salida	3,2	L/sol	32,43	kg / solidos
Filter área	12	m <sup>2</sup>		
Tamaño de platos	500	mm	500	mm
Grosor de pastel	30	mm		
Cantidad de solidos por batch	0,36			
<b>Energía</b>	<b>2,2</b>	<b>kw</b>		

### Etapa de Cristalización

#### Dimensionamiento de Tanque de Mezclado - Hidrolisis Acida Ácido Oxálico

##### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

<b>Flujo de celulosa de mazorca</b>	<b>32,4 kg</b>	<b><math>\rho = 1.11089</math> kg/L</b>
Volumen de celulosa de mazorca	29,2 L	
Humedad	3,2 L	
Flujo de ácido sulfúrico	194,9 L	
Flujo de ácido sulfúrico	356,7 kg	$\rho(\text{kg/l}) = 1,83$
Flujo de Ácido Oxálico	0,0 L	
Masa de Ácido Oxálico	0,0 kg	
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>227,4 L</b>	
	<b>0,2 m<sup>3</sup></b>	

**Masa total de mezcla** **389,2 kg**

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r ) 0,26 m

Altura del cilindro (h) 1,05 m

Diámetro del cilindro (D) 0,53 m

525,0547 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>1,26 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>0,27 m<sup>3</sup></b>

**Espesor de pared = tw**

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$

Fórmula para pared del reactor

$m=pi*D*h*tw*\rho$

Fórmula para el reactor

$tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$m(\text{terminal}) = pi*D^2*tw(\text{terminal})*\rho$

Fórmula para el reactor

tw 0,192 mm

tw + 2mm (seguridad) 2,192 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>36,14 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

tw (terminal plano) 4,49 mm

tw(terminal plano) + 2mm (seguridad) 6,49 mm

<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>44,60 kg</b>
<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>80,73 kg</b>

## HALLAR POTENCIA DEL MEZCLADOR

Se utilizara una turbina axial para favorecer la mezcla en bulk de líquidos (vol 1)

El diámetro de las turbinas serán 1/3 del diámetro interno del reactor (vol1)  $D=3d$

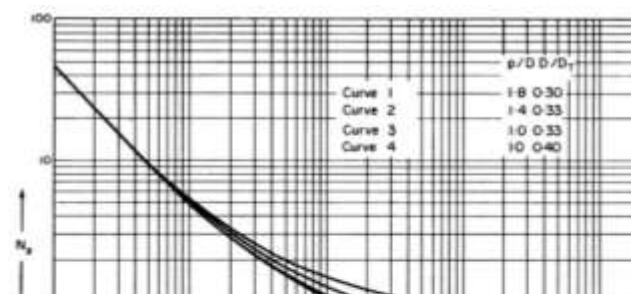
**Hallar el número de Reynolds (Re)**

**En base a extrapolación hallar Np (número de potencia)**

$$Re=(N*d^2*\rho)/\mu$$

m (agua)

0,0 kg



v (agua)	0,0	m <sup>3</sup>
m (Ácido sulfúrico)	356,7	kg
ρ (Ácido sulfúrico)	1830,0	kg/m <sup>3</sup>
v (Ácido sulfúrico)	0,1949	m <sup>3</sup>

N (velocidad angular)	200	rpm
<b>N (velocidad angular)</b>	<b>3,33</b>	<b>rps</b>
<b>N (velocidad angular)</b>	<b>1,83</b>	<b>m/s</b>
<b>d (turbina)</b>	<b>0,18</b>	<b>m</b>
<b>ρ (densidad bulk)</b>	<b>1830,00</b>	<b>kg/m<sup>3</sup></b>
<b>μ (viscosidad)</b>	<b>0,0267</b>	<b>kg/ms</b>

7,2

<b>Re</b>	<b>7,00E+03</b>
<b>Np (número de potencia)</b>	<b>9</b>

$$P (\text{potencia}) = Np(N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$$

$$P (\text{potencia real}) = P \cdot \text{eficiencia} / \text{perdidas}$$

Eficiencia del motor	0,7
Perdidas por fricción	1,35

P (potencia)	16,65	w m <sup>3</sup>	J/s
<b>P (potencia real)</b>	<b>0,03</b>	<b>kw m<sup>3</sup></b>	
<b>Potencia por cada m<sup>3</sup></b>	<b>0,14</b>	<b>kw</b>	

El hidrólisis dura 1 horas  
Se requiere una vez a la semana

<b>0,14 kwh/día</b>
<b>0,99 kwh/semana</b>
<b>4,24 kwh/mes</b>

### HALLAR DIMENSIONES DE CHAQUETA TERMICA Y CALOR NECESARIO

$$A = 2 \cdot \pi \cdot (r + tw)^2 \cdot 1.2$$

El grosor será igual al 1% del área

<b>Área (Chaqueta térmica)</b>	<b>0,53</b>	<b>m</b>
<b>Grosor (chaqueta térmica)</b>	<b>0,005</b>	<b>m</b>

$$Q = mC_p\Delta T + \text{mol}\Delta H_{\text{vap}}$$

T (inicial)	20	°C
T (final)	45	°C
Boiling point (agua)	337	°C
m (ácido sulfúrico)	356,7	kg
mol (agua)	19801,8	mol
Cp ácido sulfúrico	1673,6	J/kg°C

18,015 g/mol

Cp agua(v)	2000 J/kg°C
$\Delta H_{vap}$ (agua)	40,7 kJ/mol

Q (necesario para calentar la solución) 14925583,2 J

**Q (necesario para calentar la solución) 4,15 kwh**

La hidrolisis acida con ácido cítrico dura 1 hora  
Se requiere una vez a la semana

**4,15 kwh/día**  
**29,02 kwh/semana**  
**124,38 kwh/mes**

## Dimensionamiento de Tanque de Almacenamiento – Quenching

### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

<b>Flujo de NANOCELULOSA</b>	<b>25,0 kg</b>	<b><math>\rho=1.6</math></b>	<b>kg/L</b>
Volumen de celulosa de mazorca	15,6 L		
Desecho solido	7,4 L		
Flujo de agua destilada	4066,7 L		
Flujo de agua destilada	4066,7 kg	$\rho(\text{kg/l})=$	1,9
Flujo de Ácido Oxálico	187,8 L		
Masa de Ácido Oxálico	356,7 kg		
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>4277,5 L</b>		
	<b>4,3 m<sup>3</sup></b>		
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>4448,5 kg</b>		

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor

volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r ) 0,70 m

Altura del cilindro (h) 2,79 m

Diámetro del cilindro (D) 1,40 m

1396,447 mm

**Altura del cilindro (h) 20% mayor 3,35 m**  
**volumen del reactor 5,13 m<sup>3</sup>**

### Espesor de pared = $tw$

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$

Fórmula para pared del reactor

$m=\pi*D*h*tw*\rho$

Fórmula para el reactor

$tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$$m(\text{terminal}) = \pi \cdot D^2 \cdot t_w(\text{terminal}) \cdot \rho$$

Fórmula para el reactor

tw	0,512 mm
tw + 2mm (seguridad)	2,512 mm
<b>tw</b>	<b>0,003 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>292,84 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>
tw (terminal plano)	11,95 mm
tw(terminal plano) + 2mm (seguridad)	13,95 mm
<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>677,76 kg</b>
<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>970,60 kg</b>

### Dimensionamiento de Centrifuga de Disco

<b>Flujo de entrada</b>	<b>4261,9 L/sol</b>	<b>25,0 kg / solidos</b>
<b>Solidos salen con una humedad del 85%, necesitan secado</b>		
Velocidad	6500 rpm	
Flujo de operación	25 L/min	
tiempo de operación	170,48 min	
<b>Flujo de salida</b>	<b>146,2 L/sol</b>	<b>25,0 kg / solidos</b>
<b>Energía</b>	<b>18,5 kw</b>	

52,56 kwh/día  
367,94 kwh/semana  
1576,90 kwh/mes

### Dimensionamiento de Tanque de Almacenamiento – Purificación

#### HALLAR DIMENSIONES DEL REACTOR

<b>Flujo de NANOCELULOSA</b>	<b>25,0 kg</b>	<b><math>\rho=1.6</math> kg/L</b>
Volumen de celulosa de mazorca	15,6 L	
Impurezas	146,2 L	
Flujo de agua destilada	833,3 L	
Flujo de agua destilada	833,3 kg	$\rho(\text{kg/l})= 1,9$
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>995,2 L</b>	
	<b>1,0 m<sup>3</sup></b>	
<b>Masa total de mezcla</b>	<b>1004,6 kg</b>	

Utilizar relación  $h=2D$

La altura será un 20% mayor



volumen cilindro= $(3.14*r^2)*h$

Radio del cilindro ( r) 0,43 m

Altura del cilindro (h) 1,72 m

Diámetro del cilindro (D) 0,86 m

858,8719 mm

<b>Altura del cilindro (h) 20% mayor</b>	<b>2,06 m</b>
<b>volumen del reactor</b>	<b>1,19 m<sup>3</sup></b>

### Espesor de pared = tw

Acero inoxidable 304

S [esfuerzo max permisible] 137,9 (N/mm<sup>2</sup>)

P [presión interna del tanque] 0,101 (N/mm<sup>2</sup>)

E [efectividad] 1

C (constante) 0,1

$tw=(P*D)/(2S*E-1.2P)$

Fórmula para pared del reactor

$m=pi*D*h*tw*\rho$

Fórmula para el reactor

$tw(\text{terminal})=D[(C*P)/(S*E)]^{1/2}$

Fórmula para el terminal del reactor - terminal plano

$m(\text{terminal}) = pi*D^2*tw(\text{terminal})*\rho$

Fórmula para el reactor

tw 0,315 mm

tw + 2mm (seguridad) 2,315 mm

<b>tw</b>	<b>0,002 m</b>
<b>Masa del tanque</b>	<b>102,09 kg</b>
<b><math>\rho</math> acero 304</b>	<b>7930 kg/m<sup>3</sup></b>

tw (terminal plano) 7,35 mm

tw(terminal plano) + 2mm (seguridad) 9,35 mm

<b>tw (terminal plano)</b>	<b>0,01 m</b>
<b>Masa del terminal</b>	<b>171,83 kg</b>
<b>Masa total del Tanque de Mezcla</b>	<b>273,92 kg</b>

### Dimensionamiento de Ultrafiltración – Purificación

<b>Flujo de NANOCELULOSA</b>	<b>25,0 kg</b>	<b><math>\rho=1.6</math></b>	<b>kg/L</b>
Volumen de celulosa de mazorca	15,6 L		
Impurezas	146,2 L		
Flujo de agua destilada	833,3 L		
<b>Volumen total de mezcla</b>	<b>995,2 L</b>		
	<b>1,0 m<sup>3</sup></b>		

Módulos del filtro 11

Diámetro de filtro 800  $\mu\text{m}$

Tiempo de trabajo 1,99 horas

<b>Flujo de salida</b>	<b>833,3</b>	<b>L/sol</b>	<b>25,0</b>	<b>kg / solidos</b>
<b>Concentración</b>	<b>3</b>	<b>wt%</b>		

<b>Energía</b>	<b>230</b>	<b>kwh</b>
----------------	------------	------------

<b>457,79</b>	<b>kwh/día</b>
<b>3204,50</b>	<b>kwh/semana</b>
<b>13733,59</b>	<b>kwh/mes</b>

### Dimensionamiento de Secado por Atomización – Purificación

<b>Flujo de NANOCELULOSA</b>	<b>25,0</b>	<b>kg</b>	<b><math>\rho=1.6</math></b>	<b>kg/L</b>
Volumen de celulosa de mazorca	15,6	L		

<b>Volumen de Agua</b>	<b>833,33</b>	<b>L</b>
<b>FLUJO VOLUMETRICO</b>	<b>5,00</b>	<b>L/H</b>
<b>tiempo de secado</b>	<b>166,67</b>	<b>horas</b>

<b>INLET TEMPERATURA</b>	<b>220,00</b>	<b>°C</b>
<b>OUTLET TEMPERATURA</b>	<b>90,00</b>	<b>°C</b>

**Energía total**                      **9,00** kwh

<b>1499,99</b>	<b>kwh/día</b>
<b>1499,99</b>	<b>kwh/semana</b>
<b>5999,98</b>	<b>kwh/mes</b>

<b>Masa de agua</b>	<b>833,33</b>	<b>kg</b>
---------------------	---------------	-----------

<b>Masa de agua</b>	<b>833330,00</b>	<b>g</b>		
<b>Flujo Molar por día</b>	<b>46296,11</b>	<b>mol</b>		
<b>Flujo Molar por hora</b>	<b>1929,00</b>	<b>mol</b>		
Entalpia de formación H2O gas (KJ/mol)	-241,8			
Entalpia de formación H2O liq (KJ/mol)	-285,84		10621	2,95
$\Delta HR$ (KJ/mol)	44,04		84953,36	23,5959348

Q (KJ/h) [ $\Delta HR * W$ ]                      84953,36

Q(kw)    23,60

Q(mw)    0,024

n eficiencia                                      0,9

Q fuel (kw) [ $Q * n$ ]                              21,238

Q pared (kw) [ $Q_{fuel} * 0.02$ ]                      0,425

<b>Q neto (kw) [<math>Q_{fuel} - Q_{pared}</math>]</b>	<b>20,814</b>	<b>kwh</b>
<b>Q neto (Mw)</b>	<b>0,021</b>	<b>mwh</b>

El secado dura 24 horas con lo cual se requiere  
Dos días para secar 700 kg de mazorca

<b>20,81</b>	<b>kwh/día</b>
<b>20,81</b>	<b>kwh/semana</b>
<b>83,25</b>	<b>kwh/mes</b>

## 12 Anexo D – Cotizaciones de equipos

### 12.1 Balsa de Lavado (precio: \$ 1 485.00 USD)



<b>Modelo</b>	<b>HT-QX200</b>
<b>Poder</b>	<b>2.5kw</b>
<b>Tension</b>	<b>220v</b>
<b>Capacidad</b>	<b>300-500kg/h</b>
<b>Dimension</b>	<b>2500*920*1700mm</b>
<b>Peso</b>	<b>300kg</b>
<b>Precio</b>	<b>1.100 US\$</b>
<b>Embarque</b>	<b>385 \$</b>

## 12.2 Molino de rodillo (Precio: \$ 1 500 USD)

### QUOTATION OF WKS-10B GRINDER

**To:** Emilio Villacres  
**Tel.:** + 593 995771638  
**Email:** emilio.villacres@gmail.com  
**Date:** November 19, 2021

#### 1.Price and commercial terms

Item	Qty.	Price	Payment terms	Warranty	Packaging
WKS-10B grinder	1	1,500 USD	T/T, 50% in advance, balance before delivery	1 year	Wood case

- Note:**
1. This price is the EXW Price.
  2. The validity of the quotation is one month.
  3. Production time: About 25 working days after receiving your payment

#### 2.Technical parameter

Model	WKS-10B Multifunctional Grinder
Electric machine	1 set
Motor power	3.0 kw
Voltage	380V/50HZ
Speed	5200
Fineness	10-120 mesh
Production capacity	50-80 KG/h
Material quality	304 stainless steel
Motor material	pure copper core motor
Configuration	equipped with 1 screen
Adjustability	change the screen
Features	continuous feeding
Remarks	export wooden box packaging with inclined bucket

### 3.Product Picture



### 12.3 Secador de bandeja (Precio: \$ 868.00 USD)

#### Foshan Topone Electrical Appliances Co., Ltd

Office: 803, Lingdeguoji, No. 42, Wenming West Road, Ronggui, Shunde District, Foshan City, Guangdong Province, China  
 Factory: No.16, Fuyuan Industrial Zone, Ronggui, Shunde District, Foshan City, Guangdong Province, China

### 88 TRAYS Commercial food dehydrator DBJ-88A

Buyer: Emilio Villacres	Seller: Foshan Topone Electrical Appliances Co., Ltd
Contact: emilio.villacres@gmail.com	Contact: sharonliao@foshan.com
Add: Ecuador, Guayaquil	Add: Foshan City, Guangdong Province, China

Product Name	Model & Capacity	Unit Price	Quantity	Total Price
Commercial food dehydrator	DBJ-88A (425 L)	\$868.00	2	\$1,736.00
Total Price				\$1,736.00
Shipping to Guayaquil				\$385.00
<b>TOTAL PRICE</b>				<b>\$2,121.00</b>



Technical Parameters	
Material	Full stainless steel
Control	Machinery control
Power	7400w
Voltage	220V
Temperature	40-90°C
Max Timing	0-24H
Noise Level	45dB
Capacity	425L
Tray distance	30 mm
Total Trays	88 trays
Trays size	400x400 mm
Product size	870x565x1550 mm
Packing size	960x680x1730 mm
Net weight/Gross weight	104.5 kg

#### 12.4 Filtro prensa (precio: \$ 2 750.00 USD)

#### Gaode Equipment Co., Ltd.

To: Emilio Villacres  
Date: Nov. 16th, 2021

Quotation No.: 21111602  
Valid: 30days

No.	Equipment Name	Picture	Technical Parameter		Qty.	EXW Zhengzhou (USD)
1	XMY8/450 Hydraulic filter press		Model	XMY8/450	1	US\$2,750
			Filter Area	6m²		
			Plate Size	450*450mm		
			Cake Thickness	30mm		
			Chamber Vol.	121L		
			Plate No.	19pcs		
			Max. temperature	96°C		
			Plate material	100% PP		
			Filtration Pressure	0.6Mpa		
			Power	2.2KW		
			Voltage	380v 50hz 3phase		
			Dimension	2450*700*900mm		
			Cake discharge	Manual		
Total EX-factory price						US\$2,750
1. Delivery time: within 15 workdays after we receive payment.						
2. Warranty Time: 12 months						
3. Payment Item : by T/T 100% advance payment with order						

## 12.5 Centrifuga disco (precio \$ 10 000.00 USD)



## Nanjing FiveMen Machine CO., LTD

**Add: No. 13, Qing Xing Road, Gu Li street, Jiangning District, City, Jiangsu Pro., China**

**TEL: +86- 025-86130417 FAX: + 025-86130416 Postal Code: 211000**

### Quotation

NO.: FM20211119C02

Date: Nov 19, 2021



Author : Nanjing FiveMen Machine CO., LTD

Add : No. 13, Qing Xing Road, Gu Li street, Jiangning District, City, Jiangsu Pro., China

Contact person: Sunny

Tel : +86- 13151637387

To: Emilio villacres

Picture	Name	Specification	Quantity	Unit price	Total
	Disc centrifuge	HGDH270	1	USD 9,800.00	USD 9,800.00
	PLC control box	Siemens+ self-cleaning system	1	USD 1,750.00	USD 1,750.00
<b>Total</b>				USD 11,550.00	USD 11,550.00 FOB Shanghai

**Payment term:** By T/T, 30% for deposit and the balance before delivery.

**Delivery term:** FOB

**Packing:** Wooden case



### Specification:

Machine Model:	HGDH270
Drum speed:	7200 r/min
Separation factor:	6950
Startup mode:	variable frequency start
Control model:	Siemens PLC control (optional)
Slag discharge method:	automatic slag discharge;
Cleaning model:	Self cleaning
Vibration speed:	≤4.5 mm/s
Noise Sound pressure level:	≤90dB(A)
Motor power:	4 Kw (explosion proof)
Dimensions:	865X750X1100

Machine weight: 550kg

The details of 270 separator:

The scope supply:

- 1, Siemens touch screen PLC control box
- 2, Vibration sensor , if the vibration is larger, it will give alarm, which will stop the machine.
- 3, German Burkert solenoid valve. ---In PLC there is program to control solenoid valve to achieve self-cleaning.
- 4, Taiwan DELTA Converter
- 5, Bearing ---- German FAG brand or SKF .
- 6, one wearing parts and one special tools.

For and on Behalf  
 Nanjing FiveMen Machine CO., LTD

## 12.6 Ultrafiltracion – 1000 L/h (precio \$ 2 980.00 USD)



GUANGDONG STARK WATER TREATMENT TECHNOLOGY CO., LTD

## 2. QUOTATION AND SPECIFICATIONS

No.	Equipment name	Remarks/Brand	Quantity
1	Raw water tank 3000L	User-supplied	1 psc
	A. Water inlet and outlet pipes and control valves		1 set
	B. Water level switch		1 set
2	Raw water pump/backwash water pump (CHL2-40, stainless steel)	CNP	2 set
	A. Flow: 2.0m <sup>3</sup> /H Head: 29m K=0.55kw		
	B. Including: return valve, pipe, etc.		1 set
3	Quartz sand filter φ300×1350mm	STARK	1 set
	A. Tank material: FRP		1 set
	B. F56A filter valve	Runxin	1 psc
	C. Upper and lower water distributor, central water collection pipe		1 set
	D. Purified water quartz sand		50KG
4	Activated carbon filter φ300×1350MM	STARK	1 set
	A. FRP tank Material: FRP (FRP)	STARK	
	B. F56A filter valve	Runxin	1 psc
	C. Upper and lower water distributor, central water collection pipe		1 set
	D. Coconut shell water purification activated carbon		30KG
5	5um security filter	STARK	1 set
	A. Model: PFS-3P-20		1 set
	B. Shell material: 304 stainless steel		
	C. 20"×5μm PP filter element		3 psc
6	1um security filter	STARK	1 set
	A. Model: PFS-3P-20		1 set
	B. Shell material: 304 stainless steel		
	C. 20"×1μm PP filter element		3 psc
7	Ultrafiltration device Water production: 1.0m <sup>3</sup> /h, microorganism removal rate: ≥99%, system water utilization rate: ≥75%, NTU: ≤1		1 set
Contain	A. Ultrafiltration membrane element 4040 Material: Hydrophilic PVC Molecular retention: 100,000 Daltons	China	2 psc
	B. Water output of a single membrane element: 0.5m <sup>3</sup> /h		
	C. Stainless steel frame		1 set



GUANGDONG STARK WATER TREATMENT TECHNOLOGY CO., LTD

	D. Water inlet solenoid valve DN20	304	1 psc
	E. Backwash water inlet solenoid valve DN20	304	1 psc
	F. Cleaning the water inlet solenoid valve DN20	304	1 psc
	G. Waste water discharge solenoid valve DN20	304	1 psc
	H. Water production solenoid valve DN20	304	1 psc
	I. Concentrated water flow regulating valve DN15	304	1 psc
<b>8</b>	<b>CIP cleaning water tank (100L)</b>	<b>STARK</b>	<b>1 set</b>
	A. Material: PE anti-corrosion		
	B. Including: 1 set of water inlet and outlet pipes		
<b>9</b>	<b>5µm security filter</b>	<b>STARK</b>	<b>1 set</b>
	Model: 1 core Village quality: ABS	STARK	1 set
	B.20*×5µm PP filter element	Guangdong	1 psc
<b>10</b>	<b>High pressure pump CDL2S-11</b>	<b>CNP</b>	<b>1 set</b>
	Flow rate 1.0 m3/h, head: 98m K=1.1kw		

### 12.7 Reverse Osmosis Water treatment – 500 L/h (precio \$ 1 800.00 USD)

<b>11</b>	<b>Reverse osmosis device Water production: 0.5m3/h, desalination rate: 96 ~ 99%, system water utilization rate: ≥60%</b>		<b>1 set</b>
Contain	A. Membrane module 4040-1 material: stainless steel 304	China	2 psc
	B. Membrane element RO-4040	Huitong	2 psc
	C. Stainless steel frame	Stainless steel 304	1 set
	D. Water inlet solenoid valve DN20		1 psc
	E. Concentrated water solenoid valve DN15		1 set
	F. High pressure water inlet regulating valve DN25		1 psc
	G. Concentrated water flow regulating valve DN20		1 set
<b>12</b>	<b>All pipeline valves use Taiwanese food-grade UPVC pipe and valve fittings from South Asia</b>	<b>China</b>	<b>1 set</b>
<b>13</b>	<b>Electric control system</b>	<b>STARK</b>	<b>1 set</b>
	Automatic control by Japanese Mitsubishi PLC programmable controller, French Schneider Electric components; raw water shortage, the water purification tank will automatically stop when the water is full, the water purification tank will automatically produce water at low water level, and the electrical appliances will be overheated,		



GUANGDONG STARK WATER TREATMENT TECHNOLOGY CO., LTD

	overloaded, and overcurrent protected.		
<b>14</b>	<b>Pressure gauge</b>	<b>China</b>	<b>1 set</b>
	A. Reverse osmosis pressure gauge 0~25kgf/cm <sup>2</sup>	China	2 psc
	A. System pressure gauge 0~7kgf/cm <sup>2</sup>	China	5 psc
	B. Low pressure protection switch for high pressure pump	China	2 sets
	D. reverse osmosis water production conductivity meter	Shijiazhuang	1 set
	E. PLC controller	Shijiazhuang	1 set
<b>15</b>	<b>Pure water tank 1000L SS</b>	<b>User-supplied</b>	<b>1 set</b>
	A. Water inlet and outlet pipes and control valves		1 set
	B. Water level switch		1 set
<b>16</b>	<b>Flow meter</b>	<b>China</b>	
	A. Ultrafiltration water production flow meter (2.5T)		1 set
	B. Ultrafiltration concentrated water flow meter (1.0T)		1 set
	C. RO water production flow meter (panel type 5GPM)		1 set
	D. RO concentrated water flow meter (panel type 5GPM)		1 set

<b>Design date</b>	<b>2021.11.19</b>
<b>Design</b>	<b>Ms Zora</b>
<b>Price</b>	<b>EXW unit price USD4780/Set</b>
	<b>SAY US DOLLARS FOUR THOUSAND,SEVEN HUNDRED AND EIGHTY ONLY</b>

### **3.TERMS OF PAYMENT:**

3.1 Prepay 50% by TT at sight after sign the contract;

3.2 When the ordered item is completed in the seller's factory and the quality founded up to standards, pay another 50% balance by TT of the total contract price before delivery.

3.3 Price base:EXW factory Price.

3.4 Lead time: **30 working** days after prepayment.

## 12.8 Secado por atomización (precio: \$ 10 617.00 USD)



**Xian Toption Instrument Co., Ltd.**  
 ADD: 5-21501 ROOM, Hecheng, Taibai South Road, Yanta District, Xi'an, China  
 Email: donna@toptionlab.com Att: Donna Tel: 0086-29-88763980 Ph: 0086-18292059285

### TOPTION 5L Spray Dryer Quotation

Quotation No: TP20211117DO01

Date: November 17th, 2021

Buyer	Emilio Villacres	Seller	Xian Toption Instrument Co., Ltd
Contact	Emilio Villacres	Contact	Donna Qiao
Email	emilio.villacres@gmail.com	Email	donna@toptionlab.com
Tel	+593 995771638	Tel	0086-18292059285
Add	Ecuador	Add	5-21501, Hecheng, Taibai South Road, Yanta District, Xi'an, China

Product name, model, price, quantity details as below:

Product Name	Model & Capacity	Unit EXW Price	Qty	Total EXW Price
Spray Dryer	TP-S50 5L/H (Centrifugal type)	US\$10617.00	1	US\$10617.00
Water pump	/	For free	1	For free
Total EXW price				US\$10617.00

### Packing of Spray dryer





### Xian Toption Instrument Co., Ltd.

ADD: 5-21501 ROOM, Hecheng, Taibai South Road, Yanta District, Xi'an, China  
 TOPTION Email: donna@toptionlab.com Att: Donna Tel: 0086-29-88763980 Ph: 0086-18292059285

#### 5L Spray Dryer details:

Name	Details	Material	Qty
5L Spray Dryer main frame	1.Max capacity: 5000ml/h 2.Temperature range of Inlet air: 140°C -300°C (adjustable) 3.Temperature range of outlet air: 80°C -90°C 4.Precision of temperature: ± 1 °C 5.Dryer time: 1.0-1.5 S 6.Speed of squirt pump: 5000ml/h 7.Spray direction: downwards co-current 8.Total power: 9000W, 380V 50/60Hz, 3 phase 9.Stainless steel tank diameter: 1000mm 10.Dried powder restoring rate (%): ≥95 (Maltodextrin >95) (for sample without viscosity) 11.Atomizer speed: max 40000rpm (adjustable). 12. outside Surface: 8K mirror stainless steel 13. inside surface: 6K mirror ss with polish & pickling treatment for weld.	1.2mm, SS304	1
Tower body/ Chamber	Diameter 1000×1000mm	SS304	1
Centrifugal atomizer	5kg/ hour feeding capacity max	SS304	1
Peristaltic pump	YZ1515X /1.6mm	SS304	1
Induced draft fan	1500W	Q235A steel	1
Heater	6500W	Stainless steel	1
<b>Electrical control box</b>	<b>PLC controlling system</b>	Stainless steel	1
Inlet and outlet air temp detector	matched	Stainless steel	2
Air supply pipe	matched	Stainless steel	1 set
Collecting barrel	3L	Stainless steel	1 pc
Insulation layer	50mm thickness, Insulation cotton is high purity clay clinker, alumina powder, silica powder, chromium sand and other raw materials made of non-toxic, harmless, non-polluting new insulation materials.	Thermal insulation cotton	
Support	60*60mm	Stainless steel	1
Temperature sensor	One for air inlet temp; the other one for air outlet temperature.	Stainless steel	2 pcs
Frequency controller, etc			1 pc

### 13 Anexo E – Cálculos económicos

#### 13.1 Datos para cálculo de ISBL y costo de instalación por método factorial detallado

Costos de tanque de almacenam.	a	5700
$C = a + bS^n$	b	700
	n	0.7

Costos de tanque batch	a	14000
$C = a + bS^n$	b	15400
	n	0.7

Indice costo año 2007 (CEPCI)	567.5
Indice costo año 2019 (CEPCI)	607.5
Tasa promedio de inflacion (2019-2020)	2.29
Factor de localizacion	1.2

Factores de instalacion	fluidos y solidos	Solidos
fp (piping) tuberia	0.6	0.2
fm (material) material	1.3	1.3
fer (erection) montaje	0.5	0.6
fel (electrical) electrico	0.2	0.15
fi (instrumentation) control	0.3	0.2
fc (civil) ing. Civil	0.3	0.2
fs (structures) estructura	0.2	0.1
fl (lagging) revestimiento	0.1	0.05
	3.68	2.86

### 13.2 ISBL para método 1: hidrólisis ácido oxálico

Equipo	Cantidad	Capacidad	Costo	Embarcacion	Total	Instalacion
Balsa de Lavado	1	300 kg	\$1,100	\$385	\$1,485	\$4,247
Secador de bandeja	2	425 L	\$868	\$385	\$2,121	\$6,066
Molino de rodillo	1	50 kg	\$1,500	\$300	\$1,800	\$5,148
Batch - Hidrolisis Acida 1	1	3.11 m <sup>3</sup>	\$52,644		\$52,644	\$193,728
Batch - Desparafinado etanol	1	1.11 m <sup>3</sup>	\$33,471		\$33,471	\$123,173
Batch - Hidrolisis Basica 1	1	1.31 m <sup>3</sup>	\$35,702		\$35,702	\$131,382
Batch - Blanqueamiento 1	1	1.14 m <sup>3</sup>	\$33,813		\$33,813	\$124,431
Batch - Hidrolisis basica 2	1	0.46 m <sup>3</sup>	\$25,122		\$25,122	\$92,448
Batch - Blanqueamiento 2	1	0.71 m <sup>3</sup>	\$28,598		\$28,598	\$105,242
Filtro prensa	1	121 L	\$2,750	\$385	\$3,135	\$11,537
Batch - Hidrolisis Acida 2	1	0.64 m <sup>3</sup>	\$27,668		\$27,668	\$101,820
Tanque de almacenamiento	1	2.1 m <sup>3</sup>	\$7,530		\$7,530	\$27,710
Centrifuga disco	1	800 L	\$11,000	\$550	\$11,550	\$42,504
Tanque de almacenamiento	1	1.17 m <sup>3</sup>	\$7,097.04		\$7,097	\$26,117
Ultrafiltracion	1	1000 L	\$2,980.00	\$385.00	\$3,365	\$12,383
Secador por atomizacion	1	5 L	\$10,000.00	\$617.00	\$10,617	\$39,071
<b>TOTAL COSTO EQUIPOS</b>					<b>\$285,717</b>	<b>\$1,047,007</b>
Sistema de osmosis inversa	1	500 L	\$1,800	\$0	\$1,800	\$6,624
Tanque de almacenamiento	1	10 m <sup>3</sup>	\$10,083		\$10,083	\$37,106
<b>TOTAL COSTO EQUIPOS</b>					<b>\$297,600</b>	<b>\$1,090,737</b>



### 13.3 ISBL para método 2: hidrólisis ácido sulfúrico

Equipo	Cantidad	Capacidad	Costo	Embarcación	Total	Instalación
Balsa de Lavado	1	300 kg	\$1,100	\$385	\$1,485	\$4,247
Secador de bandeja	2	425 L	\$868	\$385	\$2,121	\$6,066
Molino de rodillo	1	50 kg	\$1,500	\$300	\$1,800	\$5,148
Batch - Tolueno/Etanol	1	1.07 m <sup>3</sup>	\$33,011		\$33,011	\$121,480
Batch - Lavado etanol	1	0.68 m <sup>3</sup>	\$28,203		\$28,203	\$103,788
Batch - Hidrolisis Basica	1	1.73 m <sup>3</sup>	\$40,079		\$40,079	\$147,493
Batch - Blanqueamiento	1	1.14 m <sup>3</sup>	\$33,813		\$33,813	\$124,431
Filtro prensa	1	121 L	\$2,750	\$385	\$3,135	\$11,537
Batch - Hidrolisis Acida	1	0.27 m <sup>3</sup>	\$22,074		\$22,074	\$81,231
Tanque (Quenching)	1	5.13 m <sup>3</sup>	\$8,649		\$8,649	\$31,829
Centrifuga disco	1	800 L	\$11,000	\$550	\$11,550	\$42,504
Tanque (purificación)	1	1.19 m <sup>3</sup>	\$7,107		\$7,107	\$26,155
Ultrafiltración	1	1000 L	\$2,980	\$385	\$3,365	\$12,383
Secador por atomización	1	5 L	\$10,000	\$617	\$10,617	\$39,071
<b>TOTAL COSTO EQUIPOS</b>					<b>\$207,009</b>	<b>\$757,361</b>
Sistema de osmosis inversa	1	500 L	\$1,800	\$385	\$2,185	\$8,041
Tanque de almacenamiento	1	10 m <sup>3</sup>	\$10,083		\$10,083	\$37,106
<b>TOTAL COSTO EQUIPOS</b>					<b>\$219,277</b>	<b>\$802,508</b>
<b>Total costo (alternativo)</b>					<b>\$297,600</b>	<b>\$1,090,737</b>
						<b>\$288,229</b>

### 13.4 Capital fijo

INVERSION DE CAPITAL FIJO	Hidrólisis ácido oxálico		Hidrólisis ácido sulfúrico	
	Sin sistema RO	Con sistema RO	Sin sistema RO	Con sistema RO
Costo ISBL	\$1,047,007	\$1,090,737	\$757,361	\$802,508
Costo OSBL (40% del ISBL)	\$418,803	\$436,295	\$302,945	\$321,003
Costo Ingenieria (30% del ISBL + OSBL)	\$732,905	\$763,516	\$530,153	\$561,756
Gastos por imprevistos (10% del ISBL + OSBL)	\$523,503	\$545,368	\$378,681	\$401,254
<b>TOTAL INVERSION CAPITAL FIJO</b>	<b>\$2,722,218</b>	<b>\$2,835,915</b>	<b>\$1,969,140</b>	<b>\$2,086,521</b>

### 13.5 Capital de trabajo

INVERSION DE CAPITAL DE TRABAJO	Sin sistema RO	Con sistema RO	Sin sistema RO	Con sistema RO
Valor materias primas (Costo MP 2 semanas)	\$14,441	\$1,476	\$19,537	\$5,214
Valor de productos (produccion 2 semanas)	\$1,084	\$1,123	\$859	\$901
Efectivo en caja (produccion 1 semana)	\$542	\$561	\$430	\$451
Cuentas a cobrar (produccion 1 semana)	\$542	\$561	\$430	\$451
Creditos cuentas pendientes (Costo MP 1 me	\$28,882	\$2,952	\$39,075	\$10,428
Inventario repuestos (20% del (ISBL + OSBL))	\$293,162	\$305,406	\$212,061	\$224,702
<b>TOTAL INVERSION CAPITAL FIJO</b>	<b>\$338,652</b>	<b>\$312,080</b>	<b>\$272,391</b>	<b>\$242,147</b>

### 13.6 Costo de agua, luz y efluentes

Costo de kwh = 7.99 centavos

0.0799

Costo de L de agua = 84.2 centavos

0.842 4.20\$ como precio base +

alcantarillado

	Costo Semanal	Costo Mensual
Costo Energia Metodo 1	529.02	2116.08
Costo energia generar agua RO metodo 1	1.96	7.84
Costo agua	17.55	70.19

Costo Energia Metodo 2	415.22	1660.89
Costo energia generar agua RO metodo 2	2.17	8.66
Costo agua	18.95	75.78

Costo eliminar residuos = 6\$ por 1000 galone: 6\$ 3785.41 L

	Costo semanal	Costo mensual
Costo eliminar residuos metodo 1	12.96	51.85
Costo eliminar residuos metodo 2	14.32	57.29

0.52783133

### 13.7 Costos variables, fijos y de operación

	COSTOS VARIABLES DE PRODUCCION			
	Hidrólisis ácido oxálico		Hidrólisis ácido sulfúrico	
	Sin sistema RO	Con sistema RO	Sin sistema RO	Con sistema RO
Costo materias primas (1 semana)	\$7,220.41	\$737.94	\$9,768.68	\$2,607.02
Costo de producción (1 semana)	\$541.98	\$561.49	\$429.54	\$450.66
Costo total	\$7,762.40	\$1,299.44	\$10,198.23	\$3,057.67
<b>Costo de producir 1 kg de Nanocelulosa</b>	<b>\$316</b>	<b>\$53</b>	<b>\$408</b>	<b>\$122</b>

	COSTOS FIJOS DE PRODUCCION			
	Hidrólisis ácido oxálico		Hidrólisis ácido sulfúrico	
	Sin sistema RO	Con sistema RO	Sin sistema RO	Con sistema RO
Labor de operación	\$6,720	\$6,720	\$6,720	\$6,720
Gastos salariales directos	\$9,600	\$9,600	\$9,600	\$9,600
Mantenimiento (3-5% ISBL)	\$31,410	\$32,722	\$22,721	\$24,075
Impuesto sobre propiedad y seguros (1% ISBL)	\$10,470	\$10,907	\$7,574	\$8,025
Alquiler tierra (1% (ISBL + OSBL))	\$14,658	\$15,270	\$10,603	\$11,235
Gastos medioambientales (1%(ISBL + OSBL))	\$14,658	\$15,270	\$10,603	\$11,235
Costo total	\$87,516	\$90,490	\$67,821	\$70,891
<b>Costo de producir 1 kg de Nanocelulosa</b>	<b>\$297</b>	<b>\$307</b>	<b>\$230</b>	<b>\$241</b>

<b>COSTOS CCOP (costos variables + costos fijos)</b>	<b>\$613</b>	<b>\$360</b>	<b>\$638</b>	<b>\$363</b>
<b>BENEFICIOS BRUTOS X 1kg de CNC</b>	<b>\$237</b>	<b>\$490</b>	<b>\$212</b>	<b>\$487</b>
<b>BENEFICIOS NETOS X 1kg de CNC</b>	<b>\$135</b>	<b>\$388</b>	<b>\$110</b>	<b>\$385</b>

## 14 Anexo F – Cálculo preliminar de costos de operación

### 14.1 Análisis económico preliminar para 1 kg de CNC. Obtención de margen bruto preliminar para el método 1 de hidrólisis con ácido oxálico (11)

Proceso	Reactivo	Costo de Reactivo	Cantidad	Costo del Proceso
Fuente de Celulosa	Mazorca Cacao	\$4.00 x 45 kg	700.00 kg	\$62.22
Desparafinado 1	Acido Citrico	\$44.24 x 25 kg	0.48 kg	\$0.85
Desparafinado 2	Etanol 70%	\$0.75 x 1 L	350 L	\$262.50
Hidrolisis Básica 1	NaOH	\$30.52 x 25 kg	20.23 kg	\$24.70
Blanqueamiento 1	NaClO	\$16.80 x 2.9 kg	21.67 kg	\$125.54
Hidrolisis Básica 2	NaOH	\$30.52 x 25 kg	59.6085 kg	\$72.77
Blanqueamiento 2	NaClO	\$16.80 x 2.9 kg	26.63 kg	\$154.27
Hidrolisis Ácida	Acido Oxalico	\$4.00 x 1 kg	24.33 kg	\$97.32
<b>Agua Requerida</b>	<b>Agua destilada</b>	<b>\$3.00 x 3.79 L</b>	<b>8997.42 L</b>	<b>\$7,131.37</b>
<b>Costo Total para producir 24.56 [kg] de CNC</b>				<b>\$7,931.54</b>
<b>Costo de 1 [kg] de CNC</b>				<b>\$322.95</b>
<b>Estimación del costo de producción de 1 [kg] de CNC</b>				<b>\$645.89</b>

**14.2 Análisis económico preliminar para 1 kg de CNC. Obtención de margen  
bruto preliminar para hidrólisis con ácido sulfúrico (12)**

Proceso	Reactivo	Costo de Reactivo	Cantidad	Costo del Proceso
Fuente de Celulosa	Mazorca Cacao	\$4.00 x 45 kg	700.00 kg	\$62.22
Desparafinado	Tolueno	\$5.00 x 1 kg	260.10 kg	\$1,300.50
Desparafinado	Etanol 70%	\$0.75 x 1 L	500 L	\$375.00
Lavado	Etanol 70%	\$0.75 x 1 L	500 L	\$375.00
Hidrolisis Básica	NaOH	\$30.52 x 25 kg	53.94 kg	\$65.85
Blanqueamiento	NaClO	\$16.80 x 2.9 kg	15.13 kg	\$87.65
Hidrolisis Ácida	H2SO4	\$33.60 x 50 kg	356.73 kg	\$239.72
Neutralización	NaOH	\$30.52 x 25 kg	133.76 kg	\$163.29
<b>Agua Requerida</b>	<b>Agua destilada</b>	<b>\$3.00 x 3.79 L</b>	<b>9035.64 L</b>	<b>\$7,161.67</b>
<b>Costo Total para producir 24.56 [kg] de CNC</b>				<b>\$9,830.90</b>
<b>Costo de 1 [kg] de CNC</b>				<b>\$400.28</b>
<b>Estimación del costo de producción de 1 [kg] de CNC</b>				<b>\$800.56</b>

## 15 Anexo G – Balances de Masa detallados

## 15.1 Balance de masa de la planta piloto (hidrólisis con ácido oxálico)

Etapa de pretratamiento de materia prima			
Corriente	Flujo		Composición
1	685.00	kg/día	Mazorca de cacao húmeda
2	685.00	kg/día	Mazorca de cacao húmeda
3	585.00	L/día	Vapor de agua
4	100.00	kg/día	Mazorca de cacao seca

Etapa de desparafinado			
Corriente	Flujo		Composición
5	100.00	kg/día	Mazorca de cacao seca
6	73.30	kg/día	Mazorca sin pectina
	26.70	kg/día	Pectina
	0.48	kg/día	Ácido cítrico
7	2500.00	L/día	Agua destilada
	26.70	kg/día	Pectina
	0.48	kg/día	Ácido cítrico
8	2492.67	kg/día	Agua destilada
	73.30	kg/día	Mazorca sin pectina
9	7.33	L/día	Humedad
	67.43	kg/día	Mazorca desparafinada
	5.87	kg/día	Extractivos
	350.00	L/día	Etanol 70%
10	350.00	L/día	Agua destilada
	5.87	kg/día	Extractivos
	305.58	L	Etanol 70%
11	7.33	L/día	Desecho líquido
	67.43	kg/día	Mazorca desparafinada
12	394.42	L/día	Humedad
	394.42	L/día	Vapor de agua

Etapa de designificación			
Corriente	Flujo		Composición
13	67.43	kg/día	Mazorca desparafinada
14	57.79	kg/día	Mazorca tratada
	20.23	kg/día	Hidróxido de sodio
	1011.45	kg/día	Agua destilada
15	9.64	kg/día	Lignina
	20.23	kg/día	Hidróxido de sodio
	1005.67	kg/día	Agua destilada
16	9.64	kg/día	Lignina
	57.79	kg/día	Mazorca tratada
17	5.78	L/día	Humedad
	48.66	kg/día	Mazorca tratada
	5.78	L/día	Humedad
	9.13	kg/día	Lignina
18	21.67	kg/día	Hipoclorito de sodio
	866.85	L/día	Agua destilada
	0.91	L/día	Desecho líquido
	21.67	kg/día	Hipoclorito de sodio
19	48.66	kg/día	Mazorca tratada
	4.87	L/día	humedad
20	35.37	kg/día	Mazorca tratada
	4.87	L/día	humedad
	13.29	kg/día	Lignina
	55.94	kg/día	Hidróxido de sodio
21	319.62	L/día	Agua destilada
	13.29	kg/día	Lignina
	55.94	kg/día	Hidróxido de sodio
	319.62	L/día	Agua destilada
22	1.33	L/día	Desecho líquido
	35.37	kg/día	Mazorca tratada
23	3.54	L/día	Humedad
	32.44	kg/día	Celulosa de mazorca
	2.93	kg/día	Lignina
	26.53	kg/día	Hipoclorito de sodio
24	530.55	L/día	Agua destilada
	2.93	kg/día	Lignina
	26.53	kg/día	Hipoclorito de sodio
	530.55	L/día	Agua destilada
24	0.29	L/día	Desecho líquido
	0.29	L/día	Desecho líquido

Etapa de cristalización			
Corriente	Flujo		Composición
25	32.44	kg/día	Celulosa de mazorca Humedad
	3.24	kg/día	
26	24.56	kg/día	Nanocelulosa cristalina Humedad
	3.24	kg/día	
	7.88	L/día	Desecho Líquido
	24.33	kg/día	Ácido Oxálico
	486.60	L/día	Agua destilada

Etapa de purificación			
Corriente	Flujo		Composición
27	24.56	kg/día	Nanocelulosa cristalina Desecho Líquido
	11.12	L/día	
	24.33	kg/día	Ácido Oxálico
	1715.27	L/día	Agua destilada
28	11.12	L/día	Desecho Líquido
	24.33	kg/día	Ácido Oxálico
	1547.05	L/día	Agua destilada
29	24.56	kg/día	Nanocelulosa cristalina
	168.22	L/día	Impurezas
30	24.56	kg/día	Nanocelulosa cristalina
	168.22	L/día	Impurezas
	818.67	L/día	Agua destilada
31	168.22	L/día	Impurezas

Etapa de secado por atomización			
Corriente	Flujo		Composición
32	24.56	kg/día	Nanocelulosa cristalina Agua destilada
	818.67	L/día	
33	24.56	kg/día	Nanocelulosa cristalina

Las corrientes subrayadas en verde sirven para observar el cambio que tiene la mazorca de cacao durante todo el proceso. Pasando de mazorca de cacao a mazorca desparafinada, luego a mazorca tratada, para después obtener celulosa de mazorca y finalmente la producción de nanocelulosa cristalina. Lo mismo aplica para la tabla 9 que indica el balance de masa para la planta piloto que utiliza el método basado en la hidrólisis con ácido sulfúrico



### 15.2 Balance de masa de la planta piloto (hidrólisis con ácido oxálico)

Etapa de pretratamiento de materia prima		
Corriente	Flujo	Composición
1	685.00 kg/día	Mazorca de cacao húmeda
2	685.00 kg/día	Mazorca de cacao húmeda
3	585.00 L/día	Vapor de agua
4	100.00 kg/día	Mazorca de cacao seca

Etapa de desparafinado		
Corriente	Flujo	Composición
5	100.00 kg/día	Mazorca de cacao seca
6	70.68 kg/día	Mazorca desparafinada
	26.70 kg/día	Pectina
	2.62 kg/día	Extractivos
6	260.10 kg/día	Tolueno 99%
	500.00 L/día	Etanol 70%
7	26.70 kg/día	Pectina
	2.62 kg/día	Extractivos
	260.10 kg/día	Tolueno 99%
	492.93 L/día	Etanol 70%
8	70.68 kg/día	Mazorca desparafinada
	7.068 L/día	Humedad
9	67.43 kg/día	Mazorca desparafinada
	7.068 L/día	Humedad
	3.25 kg/día	Extractivos
	500.00 L/día	Etanol 70%
10	3.25 kg/día	Extractivos
	500.00 L/día	Etanol 70%
	0.33 L/día	Desecho líquido

Etapa de deslignificación			
Corriente	Flujo		Composición
11	<b>67.43</b>	<b>kg/día</b>	<b>Mazorca desparafinada</b>
	6.74	L/día	Humedad
12	<b>44.50</b>	<b>kg/día</b>	<b>Mazorca tratada</b>
	6.74	L/día	Humedad
	<b>22.93</b>	<b>kg/día</b>	<b>Lignina</b>
	53.94	kg/día	Hidróxido de sodio
	1348.60	L/día	Agua destilada
13	<b>22.93</b>	<b>kg/día</b>	<b>Lignina</b>
	53.94	kg/día	Hidróxido de sodio
	1348.60	L/día	Agua destilada
	2.29	L/día	Desecho líquido
14	<b>44.50</b>	<b>kg/día</b>	<b>Mazorca tratada</b>
	4.45	L/día	Humedad
15	<b>32.43</b>	<b>kg/día</b>	<b>Celulosa de mazorca</b>
	<b>4.45</b>	<b>L/día</b>	<b>Humedad</b>
	<b>21.57</b>	<b>kg/día</b>	<b>Lignina</b>
	15.13	kg/día	Hipoclorito de sodio
	890.00	L/día	Agua destilada
16	<b>21.57</b>	<b>kg/día</b>	<b>Lignina</b>
	15.13	kg/día	Hipoclorito de sodio
	890.00	L/día	Agua destilada
	1.21	L/día	Desecho líquido

Etapa de cristalización			
Corriente	Flujo		Composición
17	32.43	kg/día	Celulosa de mazorca humedad
	3.24	L/día	
18	25.00	kg/día	Nanocelulosa cristalina humedad
	3.24	L/día	
	7.43	L/día	Desecho Líquido
	356.73	kg/día	Ácido sulfúrico 68%

Etapa de purificación			
Corriente	Flujo		Composición
19	25.00	kg/día	Nanocelulosa cristalina humedad
	3.24	L/día	
	7.43	L/día	Desecho Líquido
	356.73	kg/día	Ácido sulfúrico 68%
	4066.72	L/día	Agua destilada
20	3.24	L/día	humedad
	5.20	L/día	Desecho Líquido
	356.73	kg/día	Ácido sulfúrico 68%
	3895.49	L/día	Agua destilada
21	25.00	kg/día	Nanocelulosa cristalina
	2.23	L/día	Desecho Líquido
	171.23	L/día	Impurezas
22	25.00	kg/día	Nanocelulosa cristalina
	2.23	L/día	Desecho Líquido
	171.23	L/día	Impurezas
	833.33	L/día	Agua destilada
23	25.00	kg/día	Nanocelulosa cristalina
	2.23	L/día	Desecho Líquido
	833.33	L/día	Agua destilada
24	171.23	L/día	Impurezas

Etapa de secado por atomización			
Corriente	Flujo		Composición
25	25.00	kg/día	Nanocelulosa cristalina Agua destilada
	833.33	L/día	
26	25.00	kg/día	Nanocelulosa cristalina

## 16 Anexo H – Detalle de costos y características principales de materias primas

Costo, proveedores, consideración de transporte y almacenamiento de materia prima

Materia Prima	Pureza	Costo	Proveedor	Consideraciones de transporte y almacenamiento
Cascara Mazorca de Cacao	-	\$5.00 x 45 kg	Productores de Guayas	Secar y almacenar en lugares frescos y secos para evitar deterioro de la materia prima.
Ácido Cítrico	99.8%	\$44.24 x 25 kg	Quim-daz	Almacenar en lugar fresco y seco. Alejado de la luz del sol, ventilado y a baja temperatura.
Etanol	70.0%	\$0.75 x 1 L	Calquim	Transporte especializado como la gasolina. Almacenar en lugares frescos. Evitar calor y luz directa. Mantener lejos de puntos de ignición y vapores.
Hidroxido de Sodio (NaOH)	99.5%	\$30.52 x 25 kg	Relubquim C.A.	Transportar en recipientes no metálicos con etiqueta de sustancia corrosiva. Lejos de sustancias explosivas o agua. Almacenar en lugares frescos. Mantener lejos de puntos de ignición y vapores.
Hipoclorito de Sodio (NaClO)	10.0%	\$16.80 x 29 kg	Quimimes	Transportar en tanques herméticos bien cerrados. Lejos de ácidos y agentes oxidantes. Almacenar en lugares frescos, no es inflamable.
Ácido Oxálico	99.6%	\$0.50 x 1 kg	Shandong Pulisi Chemical S.A.	Transportar en tanques herméticos bien cerrados. Almacenar en lugares frescos.
Tolueno	99.0%	\$4.99 x 1 kg	Triveni Chemicals S.A.	Transporte especializado con etiqueta de peigro 3. Almacenar en lugares frescos. Evitar calor y luz directa. Mantener lejos de puntos de ignición y vapores.
Ácido Sulúrico	64.0%	\$33.60 x 50 kg	Relubquim C.A.	Transportar en recipientes no metálicos con etiqueta de sustancia corrosiva. Lejos de bases o agua. Almacenar en lugares frescos. Mantener lejos de puntos de ignición y vapores.
Agua Destilada	-	\$3.00 x 4 L	Relubquim C.A.	N/A

Por otro lado, se observó que más de la mitad del costo de producción corresponde al costo de agua destilada, por esta razón se analizará la posibilidad de introducir dentro de la planta un generador de agua destilada para reducir costos. Además, para eliminar el costo por compra de cáscara de mazorca de cacao se dará trabajo a las personas de las cacaoteras en términos de transporte de materia prima y encargado de la etapa de pretratamiento de la misma con el objetivo de generar una economía circular en el país.

## 17 Anexo I – Composición de cáscara de mazorca de cacao

Composicion	Cantidad (% w/w)	Fuente
Humedad	85.4 ± 1.02	(Zambrano et al., 2021)
Proteína	7.7	(Zambrano et al., 2021)
Grasas	1.5 - 2	(Mansur et al., 2014)
Carbohidratos	32 - 47	(Mansur et al., 2014)
Celulosa	27 ± 2.07	(Zambrano et al., 2021)
Hemicelulosa	9.8	(Zambrano et al., 2021)
Lignina	14 - 28	(Zambrano et al., 2021)
Pectina	6.0 - 12.6	(Vriesmann et al., 2012)
Cenizas	9.82 ± 0.9	(Zambrano et al., 2021)