

## ANEXOS

### Anexo A (Pretratamiento materia prima)

#### A.1. Reactor hidrólisis alcalina R-101 – R-108

Al reactor de fermentación alcalina ingresa el SCB triturado y empapado en la solución de NaOH, Nalawade (2020) expone que el porcentaje de eliminación de lignina aumenta al disminuir la carga de sólidos, por lo que se considera una carga de sólidos en el reactor del 5%p/v (50 kg/m<sup>3</sup>). Además, la densidad del solvente (agua + NaOH) es de 1.05 kg/L, en consecuencia, la densidad de la mezcla al interior del reactor será 1.030 kg/m<sup>3</sup>. Considerando los datos anteriores, el caudal volumétrico total de la mezcla de hidrólisis alcalina es de 217,6 m<sup>3</sup>/h.

El tiempo de residencia del ciclo se compone por 10 minutos de tiempo de llenado, 30 minutos de tiempo de reacción y 10 minutos de tiempo de vaciado, por lo que según la ecuación A.1.1. el volumen del reactor será de 181,3 m<sup>3</sup>. Asimismo, se establece un coeficiente de seguridad del 20% el volumen requerido para procesar la cantidad inicial de SCB es de 217,56 m<sup>3</sup>, un solo reactor de ese tamaño resultaría imprácticamente grande, así que se divide el proceso en 8 reactores batch agitados de 27,11 m<sup>3</sup> que operaran de forma alternada o escalonada, cada reactor tiene una altura de 1,87 m de alto y un diámetro de 1,25, considerando una relación 1,5 entre H/D.

$$t_{ciclo} = \frac{V}{Q} \quad \text{A.1.1.}$$

El Balance de energía se ha calculado mediante la ecuación 7.1.1.2

$$Q = m * C_p * (T_2 - T_1) \quad \text{A.1.2}$$

Dónde:

- m: masa de la mezcla
- T1: temperatura inicial (25°C)
- T2: temperatura final (100°C)
- Cp: calor específico promedio. Se calcula por medio de la ecuación 7.1.1.3

$$C_{P,mezcla} = \frac{\sum m_i * C_{P,i}}{\sum m_i} \tag{A.1.3}$$

El Cp del NaOH en estado sólido es de aproximadamente 1,51 J/g°C, la de la caña de azúcar es aproximadamente 1,4 J/g°C (Castro & Escalante, 2013) y la del agua es 4,184 J/g°C, por lo tanto, el Cp promedio es de 3,84 J/g°C.

Se requieren 64,640 MJ por hora para calentar los 8 reactores lo que equivale a 17,78 kW, el flujo de vapor utilizado para proporcionar el calor estimado, según la ecuación A.1.4 es de 28.602,03 kg/h de Vapor, como el tiempo de calentamiento es de 30 minutos, el flujo de vapor requerido por lote es de 57,2 kg. Considerando pérdidas térmicas el valor del flujo debe incrementarse 10 % por lo cual será de 31.462,23 kg/h.

$$Q = m_{vapor} \cdot \lambda \tag{A.1.4}$$

Donde:  $\lambda$  es la entalpía de condensación del vapor es 2.260 kJ/kg.

Los resultados de esta sección se encuentran en la siguiente tabla.

**Tabla A1**

*Condiciones operativas hidrólisis alcalina*

<b>Variable</b>	<b>Valor</b>
Temperatura	100°C
Volumen mezcla	181 m <sup>3</sup>
Cantidad de reactores	8
Volumen c/reactor	27,2 m <sup>3</sup>
Altura c/reactor	1,87 m
Diámetro c/reactor	1,25 m
Calor calentamiento	64,640 MJ
Vapor calentamiento	31.462,23 kg/h

**A.2. Filtro rotatorio al vacío F-101 – F-104**

En la siguiente tabla se presenta las variaciones en términos composición aproximada en base seca antes y después de realizar la hidrólisis alcalina

**Tabla A2***Composición post-hidrólisis alcalina*

Componente	Antes (%)	Después (%)	Observaciones
Celulosa	41.9	~55–65	Aumenta proporcionalmente al eliminar lignina y hemicelulosa
Hemicelulosa	26.9	~10–15	Parcialmente solubilizada
Lignina	20.5	~5–12	Significativa remoción
Otros (cenizas, extractivos)	10.7	~8–10	Leve concentración relativa

En este proceso no se realiza un secado completo, se conserva humedad suficiente para el siguiente proceso. Para ello, el contenido de humedad del sólido después de la filtración se incrementa en un rango típico de 3 – 4 kg agua/ kg SCB, usando un valor intermedio (3.5), la cantidad de agua retenida por la hidrólisis enzimática es de 35.080 kg y se filtra 158.304, por lo que la torta húmeda total tiene una masa de 48.960 kg. Además, La densidad aproximada de la torta húmeda es de 1.100 kg/m<sup>3</sup>, por lo que su volumen será de 44,5 m<sup>3</sup>.

Por otra parte, el licor filtrado es un promedio se determina con la ecuación A.2.1, considerando la densidad del licor (solución alcalina) mencionada en la sección anterior se calcula el volumen del filtrado 103,4 m<sup>3</sup>.

$$\text{Licor filtrado} = \frac{\text{agua} + \text{NaOH}}{2} = 106.460,5 \quad \text{A.2.1}$$

El rendimiento volumétrico es la cantidad de torta filtrada en metro cubico que el filtro puede formar por cada metro cuadrado de área filtrante por hora, para materiales como el SCB tratado con hidrólisis alcalina (mezcla diluida) los valores típicos de rendimiento están entre 0,35 – 0,40 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h. Al despejar es posible hallar el área filtrante necesaria por medio de la ecuación A.2.2 el cuál es de 111,25 m<sup>2</sup>.

$$A = \frac{V_{\text{torta}}}{R} = \frac{44,5}{0,40} = 111,25 \text{ m}^2 \quad \text{A.2.2}$$

Donde:

- A: área de filtración requerida
- R: rendimiento por metro cuadrado

Considerando filtros rotatorios estándar de 30 m<sup>2</sup> se requieren 4 filtros para el flujo y rendimientos propuestos.

Según (Ontario, 2025) el consumo típico de energía eléctrica (global) para filtros rotatorios esta entre 1,1 - 1,5 kWh/m<sup>2</sup> de área filtrante por hora, si se considera un valor elevado la energía total será 166,88 kWh/m<sup>2</sup>, el cual se aproximadamente por subsistemas según lo presentado en la siguiente Tabla.

**Tabla A3**

*Distribución aproximada energética por subsistema. Adaptada de (Ontario, 2025)*

<b>Componente</b>	<b>% estimado</b>	<b>Energía (kWh/h)</b>
Bomba de vacío	40	66.75
Motor del tambor	25	41.72
Bomba de alimentación	20	33.38
Descarga de torta	10	16.69
Limpieza del medio filtrante	5	8.34
Total estimado	100	166.88

### **A.3. Reactor hidrólisis enzimática R-109 – R-122**

La enzima *Cellic CTec* se encuentra a 30 FPU/g SCB seco, FPU es una unidad de actividad enzimática estandarizada, 1 PFU es la cantidad de enzima necesaria para liberar 2 mg de glucosa a partir de papel filtro (celulosa pura) en 1 hora a condiciones estándar. En total se necesitan 326.400.00 FPU /h, además según la literatura la actividad específica para la enzima es *Cellic CTec2* es de 220 FPU/mL y su densidad es de 1,1 kg/m<sup>3</sup>, al dividir este valor por el requerimiento se obtiene que el volumen de enzima necesario por hora es de 1.483,6 L/h. Finalmente, al dividir el volumen sobre la densidad se tiene que se requiere un flujo de 1.632 kg/h.

La mezcla total al interior del reactor se compone por 38.080 kg/h de agua, 10.880 kg/h de SCB y 1.632 kg/h de enzima, por lo que la masa total es de 50.592 kg/h, si se asume una densidad promedio de 1.050 kg/L el volumen del reactor es de 48,15 L/h, sin embargo, como este opera durante 24 horas el volumen requerido considerando la ecuación A.1.1 es de 1.156 m<sup>3</sup>. Tal como ocurrió en la hidrólisis alcalina, se establece un coeficiente de seguridad del 20%, por lo que el volumen requerido es de 1.386,81 m<sup>3</sup>.

Se asume que los 14 reactores cilíndricos verticales a usar tienen un volumen de 100 m<sup>3</sup>, con una relación H/D de 2, por lo que mide 3,98 m de diámetro y 7,96 m de alto.

En el balance de energía se usa la ecuación A.1.2, con la que es posible establecer que el calor que se requiere para elevar la temperatura del vapor de la chaqueta desde 25°C a 50°C es de 45.250,49 kJ/h o 12,64 kW. Además, según la ecuación A.1.4 se usan 2.013,49 kg/h de agua como líquido de calentamiento, considerando pérdidas térmicas el valor del flujo debe incrementarse 10% por lo que será de 2.214,84 kg/h. La información de esta sección se resume en la siguiente tabla.

**Tabla A4**

*Condiciones operativas hidrólisis enzimática*

<b>Variable</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Temperatura	50	°C
Volumen mezcla	1.155	m <sup>3</sup>
Volumen sobredimensionado	1.386	m <sup>3</sup>
Cantidad de reactores	14	-
Volumen c/reactor	100	m <sup>3</sup>
Altura c/reactor	7,96	m
Diámetro c/reactor	3,98	m
Calor calentamiento	45,250	MJ
Vapor calentamiento	2.214,84	kg/h

#### A.4 Purificación SCB tratada F-104 – F-115

Luego de la hidrólisis alcalina el 72% de la hemicelulosa inicial se convierte en glucosa y el 57.34% de la hemicelulosa inicial se convierten en Xilosa, componentes principales en la producción de LA. Al interior salir del reactor de hidrólisis alcalina el flujo total es de 50592 kg/h y la cantidad de agua es 38080, hay 3279,15 kg/h de glucosa y 1675 kg/h de xilosa, el restante es una mezcla de SCB no hidrolizado y sólidos suspendidos.

Para el proceso de separación de glucosa y xilosa tras la hidrólisis alcalina, se propone el uso de un sistema de ultrafiltración, que permita retener los sólidos y enzimas no reaccionadas y obtener un permeado rico en azúcares fermentables. Considerando un flujo total de 50.592 kg/h, con aproximadamente un 90 % de recuperación de permeado (25.000 L/h), y utilizando un flujo específico típico de 30 L/m<sup>2</sup>·h, es posible determinar por medio de la ecuación A.4.1 que se requiere un área de membrana cercana a 833,33 m<sup>2</sup>. Si se sobredimensiona un 30% el área será de 1.083,33 m<sup>2</sup>.

$$Area\ membrana = \frac{Caudal\ permeado}{Flux} \quad A.4.1$$

Para garantizar una operación continua y permitir limpieza o redundancia, se recomienda instalar al menos 11 módulos de ultrafiltración en paralelo con un área de 100 m<sup>2</sup> cada uno (NEWater, 2025). El sistema operaría a temperaturas entre 45 y 50 °C y presiones de 2 a 6 bar, utilizando membranas de fibra hueca o espiraladas, fabricadas en materiales como PES, PVDF o PAN. Esta configuración permite una separación eficiente de los azúcares sin comprometer la integridad del proceso.

Para estimar el requerimiento energético de un sistema de ultrafiltración, se considera principalmente la energía para bombear el fluido a través de las membranas bajo presión. La

potencia requerida se puede calcular usando la formula A.4.2, considerando una eficiencia de 0,7 la potencia es de 5,98 kW.

$$Potencia (kW) = \frac{Q \cdot \Delta P}{\eta \cdot 3600} \tag{A.4.2}$$

Donde:

- Q: caudal volumétrico alimentado al sistema (m³/h)
- ΔP: presión de operación (Pa)
- η : eficiencia de la bomba (típicamente 0.6 – 0.75)

Los datos del proceso de purificación se presentan en la siguiente tabla

**Tabla A5**

*Condiciones operativas ultrafiltración*

Variable	Valor	Unidad
Temperatura	25	°C
Presión de operación	4	bar
Porcentaje de recuperación permeado	90	%
Flujo entrada	50.292	kg/h
Densidad solución	1	kg/L
Caudal entrada	50.592	L/h
Flujo permeado	25.000	L/h
Flujo retenido	25.592	L/h
Flujo específico permeado (Flux)	30	L/m²h
Área de membrana	833,33	m²
Números de módulos	11	kg/h
Área módulos	100	m²

## ANEXO B (Síntesis de ácido láctico)

### B.1. Fermentación R-201

Al fermentador ingresa la solución fermentable obtenida en el proceso de pretratamiento, junto con 10 g/L de levadura e hidróxido de calcio para la reacción de neutralización, el 90% de los azúcares fermentables que ingresan se convierten en lactato de calcio. Una vez realizada la fermentación la corriente resultante se compone de 2858,859 kg/h de lactato de calcio, 20052,88

kg/h de agua, 231,1 kg/h de células y 495,4207 kg/h de residuos orgánicos. En el proceso no se tienen en cuenta las pérdidas por dióxido de carbono.

Considerando un tiempo de fermentación de 36 horas, la densidad del medio de 1058 kg/m<sup>3</sup> y la ecuación A.1.1 el volumen del fermentador es 842,6126m<sup>3</sup>, con factor de sobredimensionamiento de 15% el volumen final es de 991,6126 m<sup>3</sup>. Además, como la relación H/D es 2 la altura de la torre es de 19,9 m y el diámetro 7,96m.

Por último, se realizó el balance de energía, para ello se consideró la energía necesaria para la agitación, control térmico (calentamiento inicial) y mantenimiento térmico (durante la fermentación).

Se estimó una potencia específica de agitación de 1Kw/m<sup>3</sup>, considerando la ecuación A.2.1, la energía para la agitación es de 842,8 kW, la energía para el control térmico se determinó por medio de la ecuación A.1.2, considerando que la temperatura se quiere elevar de 30 a 50 °C y Cp de 4,2 kJ/kg se obtuvo una energía de 20,798 kW, por último, para el mantenimiento térmico la energía necesaria fue de 3.035,01 kW/h. En la siguiente tabla se presentan las condiciones operativas del fermentador.

**Tabla B1**

*Condiciones operativas fermentador*

<b>Variable</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Tiempo de fermentación	36	H
Rendimiento global	0,9	g/g
Flujo entrada solución fermentable	24.771,03	kg/h
Flujo entrada levadura	234,13	kg/h
Flujo entrada Hidróxido de calcio	495,42	kg/h
Producción de lactato de calcio	2.858,87	kg/h
Volumen final	991,61	m <sup>3</sup>
Altura	19,9	m
Diámetro	7,96	m
Requerimiento energético	3,899	kW
Vapor calentamiento	4.867,64	Kg/h

### B.2. Concentración D-201

Una vez finalizada la fermentación se ubica una torre de destilación flash donde se evapora el 30% del agua, el proceso se lleva a cabo a 50 °C y 0,1 atm en tiempo de residencia de 10 minutos. Con esa información y la ecuación A.1.1 se conoce que el volumen es de 3,75, considerando sobredimensionamiento del 20% y H/D de 2 es posible conocer la altura y diámetro de la torre.

Por último, los requerimientos energéticos del equipo corresponden la energía necesaria para el funcionamiento de la bomba, por medio de la ecuación A.2.1 se halla el trabajo necesario para hacer vacío, cuya potencia con 60% de eficiencia es de 0,2651 kW. El flujo que sale del fermentador se encuentra a 50°C y su paso por el equipo es rápido, por lo que no se requiere energía de calentamiento.

$$W = \frac{P_1 V}{\gamma - 1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} - 1 \right] \tag{B.2.1}$$

Donde:

- P1 es la presión inicial (101,3 kPa)
- P2 es la presión final (10,13 kPa)
- Volumen espacio evacuado
- $\gamma$  es la relación de valores para el aire (1,4)

La información correspondiente al equipo se presenta en la siguiente tabla.

**Tabla B2**

Condiciones operativas torre de destilación post-fermentación.

Variable	Valor	Unidad
Temperatura	50	°C
Presión	0,1	Atm
Flujo agua evaporada	6.023,73	kg/h
Tiempo de residencia	10	min
Volumen útil	3,75	m <sup>3</sup>
Volumen sobredimensionado	4,69	m <sup>3</sup>
Altura	2,87	m

Diámetro	1,44	m
Potencia bomba eficiencia 60%	70,26	kW
Requerimiento energético	3,899	kW

### B.3. Obtención LA R-202

El lactato de calcio se convirtió en ácido láctico por medio de la ecuación 5.4.4, el peso molecular del LA es 90,08 g/mol y el del lactato de calcio 218,22 g/mol, considerando la estequiometría de la reacción se halló la cantidad de LA producido y de ácido sulfúrico requerido.

El tiempo de reacción, carga-descarga y operación suman 1 hora, el proceso se lleva a cabo a 25°C y 1 atm, considerando la ecuación A.1.1 se calculó el volumen del equipo y la relación H/D es 2. Por último, el requerimiento de energético de este equipo corresponde a la potencia de agitación, por medio de la ecuación B.3.1 se calculó la potencia necesaria considerando una velocidad de rotación de 2 rev/s y número de potencia 5, el cual se usa para paletas planas, como Rushton.

$$P = N_p * \rho * N^3 * D_i^5 \tag{B.3.1}$$

Donde:

- $N_p$  es el número de potencia
- $\rho$  es la densidad del fluido
- $N$  es la velocidad de rotación
- $D_i$  es el diámetro del impulsor

Las condiciones operativas que se involucran en el proceso final de obtención de LA son las siguientes.

#### Tabla B3

Condiciones operativas reactor de conversión lactato de calcio a LA

Variable	Valor	Unidad
Temperatura	25	°C
Presión	0,1	Atm

Flujo de LA producido	2.360,25	kg/h
Volumen	8,61	m <sup>3</sup>
Altura	3,75	m
Diámetro	1,87	m
Requerimiento energético	4,17	kW

#### B.4. Torre de destilación reactiva 1 R-203

El proceso de purificación inició en la torre de destilación reactiva 1 según la ecuación 5.4.5, en este caso se agregó metanol en exceso, por lo que ingresan 877,28 kg/h de metanol con el cuál reaccionó el 95% del LA. En la tabla 21 se muestran las composiciones de salida en la torre, por la cabeza sale el 95% del agua y el metanol que no reaccionó y por el fondo de la torre sale el 5% del agua, el metil lactato producido, LA que no reacciona y otros (cenizas y residuos orgánicos).

**Tabla B4**

Composiciones de salida torre de destilación 1

Componente	Flujo cabeza kg/h	Flujo fondo kg/h
Agua	13060,61	1451,18
Metanol	79,75	0
Metil lactato	0	2591,22
Ácido láctico	0	118,01
Otros	0	726,52
<b>Total</b>	<b>13140,36</b>	<b>4886,93</b>

Para el dimensionamiento se asume que la densidad del fondo (líquido) es 1050 kg/m<sup>3</sup> y la densidad de la cabeza es 1,3 kg/m<sup>3</sup>, la torre posee 15 etapas, cada una de 0,6 m y la eficiencia del área útil es de 70%, por último, la velocidad superficial permitida es de 1,5 para evitar el arrastre. En el condensador la temperatura es de entrada de agua de enfriamiento es de 30°C y la de salida es de 35°C, mientras que la temperatura del vapor a condensar es de 50°C.

Para determinar área de transferencia en el rehervidor y condensador se consideró la ecuación B.4.1.

$$Q = U * A * \Delta T_{lm} \tag{B.4.1}$$

Donde:

- Q es el calor transferido
- U es el coeficiente global de transferencia
- A es el área de transferencia
- $\Delta T_{lm}$  es la diferencia de temperatura de servicio y se determina por la ecuación B.4.2

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_{entrada} - \Delta T_{salida}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{entrada}}{\Delta T_{salida}}\right)} \tag{B.4.2}$$

Donde:

- $\Delta T_{entrada}$ : T flujo - T entrada agua
- $\Delta T_{salida}$  : T flujo - T salida agua

Por otra parte, para determinar el flujo de agua de calentamiento y enfriamiento se usa la ecuación A.1.2.

Finalmente, al momento de calcular el calor sensible con la ecuación A.1.4 se considera que el agua y el Metil lactato son los únicos que cambian de fase en el calor sensible total del fondo. Con la información anterior se determinó las condiciones operativas de la torre de destilación que se presentan en la siguiente tabla.

**Tabla B5**

*Condiciones operativas torre de destilación reactiva 1*

Variable	Valor	Unidad
Etapas	15	-
Altura por etapa	0,6	m
Diámetro de la torre	1,84	m
Altura de la torre	9	m
Diámetro	1,87	m
U condensador	600	W/m <sup>2</sup> *k
U rehervidor	350	W/m <sup>2</sup> *k
Q condensador	8212,64	kW

Q rehervidor	102,79	kW
Área transferencia condensador	787,54	m <sup>2</sup>
Área transferencia rehervidor	10,71	m <sup>2</sup>
Agua enfriamiento	1414618	kg/h
Agua calentamiento	175,38	kg/h

### B.5. Torre de destilación reactiva 2 R-204

En la según torre de destilación reactiva se lleva a cabo la reacción 5.4.6 donde el Metil lactato se convierte en ácido láctico. La tabla 23 presenta los flujos de salida de la torre, por la cabeza de la torre sale el 90% del agua y el metanol y, por fondo sale el ácido láctico al 74% de concentración.

**Tabla B6**

*Composiciones de salida torre de destilación reactiva 2*

Componente	Flujo cabeza kg/h	Flujo fondo kg/h
Agua	902,37	100,26
Metanol	797,5277	0
Ácido láctico	0	2360,25
Otros	0	3187,03
<b>Total</b>	<b>1699,89</b>	<b>3187,03</b>

Se asume que la totalidad del metanol se retira por la cabeza de la torre. Además, las consideraciones de densidad y ecuaciones usadas en el proceso son las mismas que en la torre de destilación reactiva 1. Por lo que, con dichas ecuaciones es posible construir la siguiente tabla que presenta las condiciones operativas de la torre de destilación reactiva 2.

**Tabla B7**

*Condiciones operativas torre de destilación reactiva 2*

Variable	Valor	Unidad
Etapas	15	-
Altura por etapa	0,6	m
Diámetro de la torre	0,66	m
Altura de la torre	9	m

Diámetro	1,87	m
U condensador	1000	W/m <sup>2</sup> *k
U rehervidor	800	W/m <sup>2</sup> *k
Q condensador	844167,56	kW
Q rehervidor	31166,54	kW
Área transferencia condensador	33,77	m <sup>2</sup>
Área transferencia rehervidor	1,29	m <sup>2</sup>
Agua enfriamiento	298,24	kg/h
Agua calentamiento	14,77	kg/h

### B.6. Ultrafiltración F-201 – F2-205

Con el propósito de remover las células y residuos orgánicos de la solución rica en LA se propuso usar un equipo de ultrafiltración en el que el permeado contenga el LA y agua y el retenido los demás componentes. Para ello se selecciona una membrana polimérica con tamaños entre 1-100 nm.

Para determinar el flujo de permeado por área (flujo de filtración) se tuvo en cuenta que el flujo típico de permeado para ultrafiltración está entre 20 – 100 L/m<sup>2</sup>\*h, dependiendo de las condiciones y ensuciamiento, en este caso se asumió un valor conservador por lo que el flujo de permeado es de 50 L/m<sup>2</sup>\*h. Posteriormente, para determinar el área de membrana requerida se usa la ecuación A.4.1, esta se sobredimensionó un 20% obteniendo un área final de 48,96 m<sup>2</sup>, si se consideran módulos de 10 m<sup>2</sup>, se requieren 5 módulos para realizar la operación.

Por último, para determinar el requerimiento energético de la bomba se usó la ecuación A.4.2. Las condiciones operativas del proceso de ultrafiltración se agrupan en la siguiente tabla.

**Tabla B8**

*Condiciones operativas ultrafiltración síntesis de LA*

Variable	Valor	Unidad
Temperatura	25	°C
Presión de operación	2	bar
Densidad permeado	1,206	kg/L
Flujo permeado	2460,51	kg/h

Flujo retentado	726,52	kg/h
Área final	48,96	m <sup>2</sup>
Eficiencia bomba	60	%
Potencia Bomba	355,88	W

### B.7. Recuperación de Metanol D-202

Con el propósito de recuperar el metanol que sale por la cabeza de las torres de destilación reactiva 1 y 2 se propone el uso de una torre de destilación donde se recupera el 98% del metanol que sale de ambas torres, los flujos de salida de la torre se presentan en la siguiente tabla.

**Tabla B9**

*Composiciones corrientes de salida recuperación de metanol*

Componente	Flujo cabeza kg/h	Flujo fondo kg/h
Agua	0	13962,97
Metanol	859,73	17,54
<b>Total</b>	859,73	13980,52

Se asume que la totalidad del metanol se retira por la cabeza de la torre. Además, las consideraciones de densidad y ecuaciones usadas en el proceso son las mismas que en la torre de destilación reactiva 1. Por lo que, con dichas ecuaciones es posible construir la siguiente tabla que presenta las condiciones operativas de la torre de recuperación de metanol.

**Tabla B10**

*Condiciones operativas torre de recuperación de metanol*

Variable	Valor	Unidad
Etapas	10	-
Altura por etapa	0,6	m
Diámetro de la torre	1,31	m
Altura de la torre	6	m
Q condensador	265,09	kW
Q rehervidor	1355,42	kW
Agua enfriamiento	1,58	kg/h
Agua calentamiento	0,65	kg/h

### B.8. Reincorporación Metanol M-201

El metanol recuperado se mezcla con el metanol que ingresa, considerando un tiempo de retención del mixer de 60 segundos, por medio de la ecuación A.1.1. se determinó el volumen de la mezcla y con el factor de sobredimensionamiento del 20% se conoce el volumen necesario de mixer.

El requerimiento energético de este equipo es el correspondiente a la potencia de agitación, la cual se determinó por medio de la ecuación A.3.1. Los datos del proceso se presentan en la siguiente tabla.

**Tabla B11**

Condiciones operativas mixer M-201

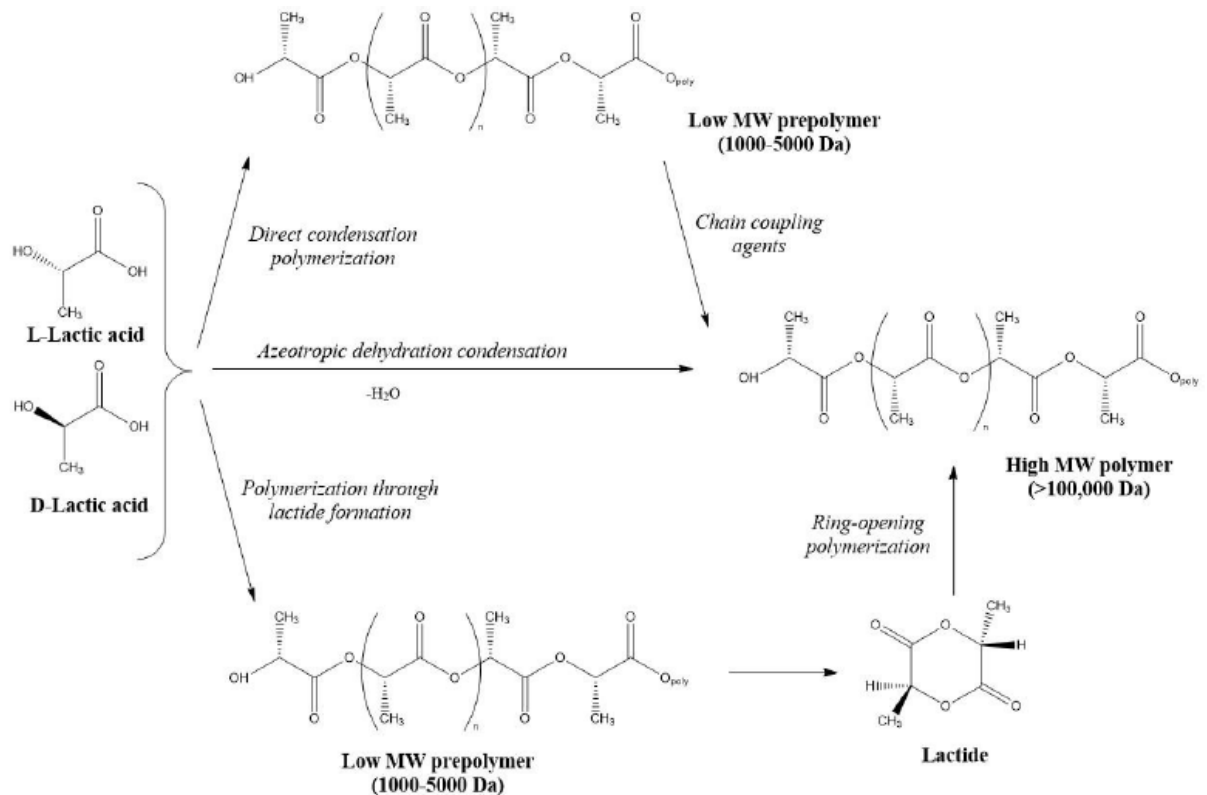
<b>Variable</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Metanol recircula	859,73	kg/h
Densidad	791	kg/m <sup>3</sup>
Tiempo de retención	60	Seg
Volumen final	0,02	m <sup>3</sup>
H/D	1,5	
Diámetro	0,27	m
Altura	0,40	m
Potencia de agitación	0,99	W

### Anexo C (Producción de ácido poliláctico)

En la siguiente figura se presentan las 4 rutas de síntesis de ácido poliláctico, a partir del análisis y discusión presentada se seleccionó la polimerización por apertura de anillo

**Figura C1**

*Rutas de síntesis para la obtención de ácido poliláctico de alto peso molecular. Adaptado de (Silva, 2020) a partir de Garlotta (2001).*



### C.1. Prepolimerización

En la etapa de prepolimerización se obtuvo un flujo de prepolímero de 1788.13 Kg/h a partir de 2360.25Kg/h de ácido láctico, el cual se convirtió en un 95%, quedando así 113.21 [Kg/h] de LA sin reaccionar. En el proceso salen 471.86Kg/h de agua, el cual está compuesto por 100.26Kg/h de agua que entra y 371.60Kg/h de agua formada; en el proceso también se añaden el catalizador en una proporción de 0.07% en peso respecto a prepolímero, dando una corriente 1.25 Kg/h de octoato de estaño agregado

Para el proceso se tuvo en cuenta el diseño de un intercambiador de calor ya que se requería un incremento de temperatura bastante alto, el cual para obtener el área de intercambio y el calor requerido se usó la ecuación B.4.1 y B.4.2

Para el cálculo del volumen del reactor se tuvo en cuenta la ecuación A.1.1. donde se estableció un tiempo de ciclo de 10h propuesto en (Núñez, 2019), donde también se diseña

teniendo en cuenta un factor de seguridad del 20% obteniendo un volumen de 33.99 m<sup>3</sup>, contando así con un diámetro de 3.51 m y una altura de 4.1 m; en el cual se tuvieron en cuenta las ecuaciones de la C.1.1 a la C.1.6.

$$V_{tanque} = V_{cilindro} + 2 \cdot V_{cabeza} \quad C.1.1.$$

$$V_{cilindro} = \frac{\pi \cdot H \cdot D^2}{4} \quad C.1.2.$$

$$V_{cabeza} = \frac{\pi \cdot h \cdot D^2}{6} \quad C.1.3.$$

$$D = \frac{3}{2} \cdot h \quad C.1.4.$$

$$h = \frac{D}{4} \quad C.1.5.$$

$$H_{total} = H + 2 \cdot h \quad C.1.6.$$

Para hallar los requerimientos energéticos de dicho reactor se usó la ecuación de balance de energía 7.3.1.7, en el cual se obtuvo como resultado un requerimiento energético de 222.57kW

$$\Delta H_e + Q_R + Q = \Delta H_s \quad C.1.7.$$

Donde:

- $\Delta H_e$  incremento de entalpía en las corrientes de entrada.
- $Q_R$  calor de reacción
- $Q$  calor que se debe aportar o retirar.
- $\Delta H_s$  incremento de entalpía en las corrientes de salida.

Seguidamente se realizó el diseño de un tanque de almacenamiento donde entra prepolímero con un flujo de 1.788.13, donde utilizando las ecuaciones C.1.1 a la C.1.6. se obtuvo un volumen de 5.77 m<sup>3</sup>, contando con una altura de 2.18m y un diámetro de 1.86m.

## C.2. Síntesis de lactida.

En primera instancia se tuvo en cuenta la elección del catalizador con los criterios presentados en la tabla C1.

**Tabla C1***Catalizadores usados en la síntesis de lactida*

<b>Catalizador</b>	<b>Toxicidad</b>	<b>Conversión</b>	<b>Costo</b>	<b>Aplicación</b>	<b>Fuente</b>
Sn(Oct) <sub>2</sub> Octoato de estaño	Moderada (Regulada)	>90%	Bajo	Producción industrial general	(Campozano & Riera, 2022); (Di Lorenzo & Androsch, 2018)
Metóxidos de Na/K	Alta	>95%	Muy Bajo	Laboratorio / No apto biomédico	(Campozano & Riera, 2022)
Ácido trifluorome- tanosulfónico	Alta	~90%	Medio- alto	Uso académico controlado	(Campozano & Riera, 2022)
Al(OiPr) <sub>3</sub>	Baja	~85%	Medio	Alternativa a Sn(Oct) <sub>2</sub> en aplicaciones médicas	(Di Lorenzo & Androsch, 2018)
Complejos de Zinc	Baja	~90-92%	Medio	Biomédico, farmacéutico, estereocontrol	(Di Lorenzo & Androsch, 2018)
Compuestos de Germanio	Muy baja	~90-93%	Alto	Alta pureza, PLA quirales, aplicaciones avanzadas	(Di Lorenzo & Androsch, 2018)
Titanio / Zirconio	Moderada	~80-85%	Medio	Alternativa libre de estaño	(Campozano & Riera, 2022)

Para el proceso de síntesis de lactida se tuvo en cuenta en primer lugar la puesta de un mezclador M-301 el cual se encarga de mezclar la corriente de pre-polímero que no reacciona el cual tiene un flujo de 198.68Kg/h, para efectos de los cálculos para su dimensionamiento se usaron las ecuaciones de C.1.1 a la C.1.6., en el cual se obtuvo los datos reportados en la tabla C1.

**Tabla C2***Dimensiones M-301*

<b>Propiedad</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
------------------	--------------	---------------

Diámetro	1,53	m
Altura	0,38	m
Volumen cabeza	0,47	m <sup>3</sup>
Volumen tanque	3,19	m <sup>3</sup>
Altura	1,02	m
Altura total	1,79	m

Para el reactor de la síntesis de la lactida se produce 1788.13Kg/h de lactida a partir de 1788.13Kg/h de pre-polímero. Para el dimensionamiento de este se tuvo en cuenta un tiempo de ciclo de 8 horas, y usando las ecuaciones A.1.1 y las C.1.1 a la C.1.6 se obtuvo que el reactor R-302 cuenta con un volumen de 26.24 m<sup>3</sup>, un diámetro de 3.22 m y una altura de 3.76 m.

Para efectos de calor requerido se realizó el balance de energía con el uso de la ecuación C.1.7 obteniendo así que se necesita un aporte de calor de 136.57kW, brindada por la camisa del reactor.

Y para la purificación de lactida según lo referenciado en (Núñez, 2019) para efectos de determinar costos de equipos se usa una torre de 5 platos, con una eficiencia del 100%.

### C.3. Polimerización

Para el proceso de polimerización por apertura de anillo se tuvo en cuenta otro mezclador el cual es M-302, el cual funciona mezclando la lactida que no reacciona teniéndose de esta un flujo de 89.41Kg/h, obteniendo un dimensionamiento reportado en la tabla 31.

**Tabla C3**

*Dimensiones mezclador M-302*

<b>Propiedad</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Diámetro	1,43	m
Altura	0,37	m
Volumen cabeza	0,42	m <sup>3</sup>
Volumen tanque	2,85	m <sup>3</sup>

Altura	0,98	m
Altura total	1,72	m

Siguiendo el proceso se realizó el diseño del reactor de polimerización R-303 el cual convirtió 1877.53Kg/h de lactida teniendo su recicló en 1783.66 de PLA con un peso molecular de aproximadamente 138000Kg/Kmol, para efectos del cálculo de su dimensionamiento se usaron las ecuaciones A.1.1 y las C.1.1 a la C.1.6 obteniendo así un volumen de 24.13m<sup>3</sup>, con un diámetro de 3.13m y una altura de 3.65m.

Para su requerimiento energético se usó al igual que en los anteriores la ecuación C.1.7 y se obtuvo que se necesita retirar un calor de 251.63kW, con agua de enfriamiento por la camisa a 25°C.

Finalmente, en el proceso se tienen dos separadores el primero S-301 se trata de un devolatilizador que separa la lactida respecto al PLA con el catalizador, usando la ecuación C.1.7 se obtuvo un requerimiento de aporte de calor de 19.9Kw y con las ecuaciones C.1.1 a la C.1.6 se obtuvo un dimensionamiento reportado en la Tabla 32 el cual se tomó también para el separador S-302 el cual es un decantador para separar PLA y catalizador, en donde no se requiere aporte energético.

### Tabla C3

#### *Dimensionamiento S-301 y S-302*

<b>Propiedad</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Diámetro	1,45	m
Altura	0,36	m
Volumen cabeza	0,40	m <sup>3</sup>
Volumen tanque	2,71	m <sup>3</sup>
Altura	0,97	m
Altura total	1,69	m

**Anexo D (Valores económicos)**

El costo de los equipos se elaboró con respecto al siguiente sistema de ecuaciones

$$Coste = CB .MPF \tag{D.1}$$

$$Coste\ final\ actualizado = UF .(CB .MPF) \tag{D.2}$$

$$CB = C_0 . \left(\frac{S}{S_0}\right)^\alpha \tag{D.3}$$

$$CB = C_0 . \left(\frac{L}{L_0}\right)^\alpha . \left(\frac{D}{D_0}\right)^\beta \tag{D.4}$$

Dónde:

- CB: costo base del equipo
- MPF: factor de presión y material
- UF: factor de actualización, siendo el cociente entre los CEPCI de los años 1969 y 2025
- $C_0$ : Costo básico del equipo
- $S_0$ : Tamaño básico del equipo
- $\alpha, \beta, L_0, D_0$ : parámetro que depende del equipo

Para determinar el análisis financiero se tuvo en cuenta un horizonte para el proyecto de 10 años en el cual los costos operativos iban aumentando año a año con la inflación de un estimado del 3% según (Banrep, 2025); por otra parte, los ingresos del PLA fueron aumentando 1% cada año ya que se espera que al año 2032 tenga un incremento del 27.2% según (Global growth insights, 2024). Una vez obtenidos los flujos de caja libre que hace referencia al total, se procede a hallar el VNA y la TIR, con las siguientes ecuaciones:

$$VNA = F_0 + \sum_{i=1}^n \frac{F_i}{(1 + k)^n} \tag{D.5}$$

Donde:

- $F_0$ : Es el flujo de caja en el año cero
- $F_i$ : Flujo de caja en cada año
- $k$ : la tasa de interés aplicada
- $n$ : año

$$0 = F_0 + \sum_{i=1}^n \frac{F_i}{(1 + TIR)^n} \tag{D.6}$$