



DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA
QUÍMICA, BIOTECNOLOGÍA
Y MATERIALES
FACULTAD DE CIENCIAS
FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
UNIVERSIDAD DE CHILE

IQ5701-1

Profesores:

Auxiliares:

Taller de Diseño de Procesos

Elisa Díaz, Álvaro Olivera, Javiera Rizzo

Constanza Becerra, Constanza Escobar,
Diego Narváez, Francisco Henríquez,
Josefa Orellana, Matías Neira.

Entrega parcial 3: Producción de Ácido Poliláctico

Integrantes:

Macarena Avilés

Constanza Henríquez

Fernanda Soto

Osvaldo Villagrán

Fecha Entrega:

13 de diciembre, 2018

Resumen

El actual contexto medioambiental, junto con un constante aumento en la producción mundial de plástico convencional, han llevado a posicionar a los bioplásticos como una alternativa sustentable. Su producción, además, otorga la posibilidad de utilizar residuos orgánicos industriales. En particular para este proyecto se trabajará con Ácido Poliláctico (PLA).

El principal objetivo del proyecto es el diseño conceptual del proceso productivo de PLA a partir de residuos hortofrutícolas, junto con la realización de una evaluación económica, social y ambiental de dicho diseño. Concretamente, en esta entrega se integra un diagrama de flujo del proceso, además de corregir los resultados del balance de masa y dimensionamientos de los equipos realizados anteriormente.

A partir del balance de masa realizado, se estimó que para satisfacer el caso base propuesto se deben tratar $830 \left[\frac{t}{dia} \right]$ de residuos hortofrutícolas. Dentro de este tópico, el balance de masa global presenta un error del 0,8%, que se adjudica a que el sistema a resolver está sobre determinado. Además, tras dimensionar los equipos, destacan las dimensiones del fermentador y los reactores de hidrólisis hidrotérmica y enzimática con volúmenes de $201 [m^3]$, $293 [m^3]$ y $305 [m^3]$ respectivamente.

Considerando que el proyecto se encuentra en la etapa de diseño conceptual, se tiene un grado de incertidumbre asociado a los resultados obtenidos. Se tomaron en cuenta diversos supuestos y se asumieron datos bibliográficos para obtener los resultados del balance de masa y de las dimensiones de los equipos, lo que pudo afectar la cercanía de los resultados con la realidad. Específicamente, los supuestos considerados en la caracterización de la mezcla de entrada no consideran la estacionalidad de los residuos y la estimación del aumento de azúcares fermentables tras la hidrólisis provoca que los equipos se encuentren sub dimensionados.

Se concluye acerca del cumplimiento de los objetivos propuestos para esta entrega, realizando también un análisis de la importancia de los supuestos considerados y como estos repercuten en los resultados obtenidos. Para futuras entregas se espera identificar las fuentes de error presentes en el balance de masa a través de un análisis de grados de libertad, además de incluir el tópico relacionado a la responsabilidad social empresarial y realizar el análisis HAIN del proyecto.

Índice

1	Introducción	1
1.1	Contexto	1
1.2	Objetivos	1
1.3	Caso Base	1
1.4	Límite de Batería	2
2	Organización, Misión y Visión	2
3	Descripción del proceso productivo.....	2
4	Balance de masa.....	4
5	Dimensionamiento.....	5
6	Conclusiones.....	6
7	Referencias	7
8	Anexos	12
8.1	Anexo 1: Cálculo del caso base.....	12
8.2	Anexo 2: Límite de Batería	17
8.3	Anexo 3: Descripción del proceso y diagrama de bloques	18
8.4	Anexo 4: Estimación de la cantidad de residuos sólidos a tratar	21
8.5	Anexo 5: Caracterización de la mezcla.....	22
8.6	Anexo 6: Conminución	25
8.7	Anexo 7: Hidrólisis Hidrotérmica	29
8.8	Anexo 8: Hidrólisis enzimática	36
8.9	Anexo 9: Fermentación	44
8.10	Anexo 10: Separación por membrana.....	50
8.11	Anexo 11: Evaporador Flash.....	54
8.12	Anexo 12: Extracción Líquido-Líquido	61
8.13	Anexo 13: Evaporador Flash.....	68
8.14	Anexo 14: Pre-polimerización.....	75
8.15	Anexo 15: Destilación	81
8.16	Anexo 16: Polimerización	88
8.17	Anexo 17: Extrusión	93
8.18	Anexo 18: Envasado	96
8.19	Anexo 19: Balance de masa por etapas	99

Índice de Figuras

Figura 1: Diagrama de flujo del proceso.....	3
Figura 2: Representación gráfica de la demanda de bioplásticos a satisfacer por la empresa..	16
Figura 3: Diagrama de bloques del proceso. Contiene nomenclatura de corrientes.	19
Figura 4: Diagrama Conminución.	25
Figura 5: Diagrama Hidrólisis hidrotérmica.....	29
Figura 6: Cálculo de $\ln(k)$ en función de $1/T$ para hidrólisis de celulosa a partir de piel de plátano.....	34
Figura 7: Correlación entre el Número de Potencia y Número de Reynolds para (1) Turbina Rushton, (2) Canalete y (3) Hélice marina [33].	35
Figura 8: Diagrama Hidrólisis Enzimática.....	36
Figura 9: Gráfica del número de potencia en función del número de Reynolds.....	42
Figura 10: Diagrama fermentación.....	44
Figura 11: Diagrama separación por membrana.....	50
Figura 12: Esquema del sistema fermentador - membrana.....	51
Figura 13: Filtros de membrana.	53
Figura 14: Diagrama extracción por solvente.....	61
Figura 15: Esquema equipos de extracción líquido - líquido.	65
Figura 16: Diagrama Evaporador Flash.....	68
Figura 17: Diagrama Pre-polimerización.....	75
Figura 18: Diagrama destilación al vacío.	81
Figura 19: Equilibrio Vapor-Líquido y cálculo del número de etapas para la destilación.	86
Figura 20: Diagrama Polimerización.	88
Figura 21: Diagrama de la etapa de extrusión.....	93
Figura 22: Diagrama equipo de envasado.....	96

Índice de Tablas

Tabla 1: Balance de masa global.....	4
Tabla 2: Dimensionamiento de las distintas operaciones unitarias.....	5
Tabla 3: Datos utilizados para el cálculo del caso base.....	12
Tabla 4: Límite de batería del proceso.....	17
Tabla 5: Porcentaje de participación de cada tipo de fruta en el total de procesos productivos de la industria hortofrutícola en la región del Maule.	22
Tabla 6: Porcentaje de participación en el total de procesos productivos bajo el nuevo caso teórico.....	22
Tabla 7: Porcentaje de azúcar, agua y carbohidratos en las frutas seleccionadas.....	23
Tabla 8: Aporte de azúcar, agua y carbohidratos complejos de las distintas frutas consideradas.	23
Tabla 9: Composición base de cálculo.....	24
Tabla 10: Componentes presentes en corrientes de entrada y salida.	25
Tabla 11: Resultados balance de masa en equipo de conminución.	26
Tabla 12: Datos utilizados para dimensionar el equipo de conminución	26
Tabla 13: Dimensionamiento equipo de conminución.	27
Tabla 14: Dimensiones del equipo de conminución.....	28
Tabla 15: Datos utilizados para el balance de masa en reactor de Hidrólisis Hidrotérmica.....	29
Tabla 16: Componentes presentes en corrientes de entrada y salida.	29
Tabla 17: Resultados balance de masa en reactor de hidrólisis hidrotérmica.....	31
Tabla 18: Datos para el dimensionamiento de reactor de hidrólisis hidrotérmica.	32
Tabla 19: Dimensionamiento de reactor de hidrólisis.....	35
Tabla 20: Datos utilizados para el balance de masa en el reactor de hidrólisis enzimática.....	36
Tabla 21: Componentes en corrientes de entrada y salida al reactor de hidrólisis enzimática.	36
Tabla 22: Resultados balance de masa en reactor de hidrólisis enzimática.	37
Tabla 23: Datos utilizados para el dimensionamiento del reactor de hidrólisis enzimática.....	38
Tabla 24: Dimensionamiento reactor de hidrólisis enzimática.....	42
Tabla 25: Diseño del sistema de agitación en el reactor de hidrólisis enzimática.....	43
Tabla 26: Datos utilizados para el balance de masa en el fermentador.....	44
Tabla 27: Composición en las corrientes de entrada y salida del fermentador.....	45
Tabla 28: Flujos de entrada y salida en el fermentador.....	47
Tabla 29: Datos utilizados para el dimensionamiento del fermentador.	48
Tabla 30: Dimensiones del fermentador.....	49
Tabla 31: Diseño del impeller.....	49
Tabla 32: Datos utilizados para la realización del balance de masa en la membrana.....	50
Tabla 33: Resultados balance de masa separación por membrana.	51
Tabla 34: Datos utilizados para dimensionar el equipo de separación.....	52
Tabla 35: Dimensionamiento de la membrana.	53
Tabla 36: Datos utilizados para el balance de masa en evaporador flash.....	54
Tabla 37: Flujos de entrada y salida utilizados en el balance de masa del equipo de evaporación flash.	55
Tabla 38: Resultados balance de masa en evaporador flash.	57
Tabla 39: Datos utilizados para el dimensionamiento del evaporador flash.....	57
Tabla 40: Parámetros necesarios para el cálculo del balance de masa.	61
Tabla 41: Detalle de flujos de etapa de extracción por solvente.....	62
Tabla 42: Datos de equilibrio sistema Agua, Ácido Láctico y Tributil Fosfato + Dodecano.....	62
Tabla 43: Resultados balance de masa extracción líquido- líquido.....	64

Tabla 44: Datos dimensionamiento Mixer Settler.....	65
Tabla 45: Resultado dimensionamiento mixer settler.	67
Tabla 46: Datos utilizados para realizar el balance de masa en el segundo evaporador.....	68
Tabla 47: Datos utilizados para el balance de masa en el segundo evaporador flash.....	69
Tabla 48: Resultados obtenidos para el balance de masa en el segundo evaporador flash.	70
Tabla 49: Datos utilizados para el dimensionamiento del evaporador flash.....	71
Tabla 50: Valores obtenidos del dimensionamiento del evaporador flash.	74
Tabla 51: Datos para el balance de masa en el reactor de pre-polimerización.....	75
Tabla 52: Componentes presentes en las corrientes de entrada y salida de la pre-polimerización.	75
Tabla 53: Resultados obtenidos del balance de masa en reactor de pre-polimerización.....	77
Tabla 54: Datos utilizados en el dimensionamiento del reactor de pre-polimerización.	78
Tabla 55: Resultados obtenidos del dimensionamiento del reactor de pre-polimerización.	80
Tabla 56: Parámetros necesarios para el cálculo del balance de masa.	81
Tabla 57: Resultados balance de masa destilación.....	83
Tabla 58: Datos de equilibrio para el dimensionamiento de la torre de destilación [75].	84
Tabla 59: Distancia entre platos para torres de destilación al vacío.....	84
Tabla 60: Altura de la torre de destilación.....	86
Tabla 61: Datos para balance de masa en reactor de polimerización.....	88
Tabla 62: Componentes en corrientes de entrada y salida al reactor de polimerización.....	88
Tabla 63: Resultados balance de masa en reactor de polimerización.	90
Tabla 64: Datos utilizados en el dimensionamiento del reactor de polimerización.....	91
Tabla 65: Resultados obtenidos del dimensionamiento del reactor de pre-polimerización.	92
Tabla 66: Datos utilizados para el balance de masa del equipo de extrusión.	93
Tabla 67: Resultados balance de masa extrusión.....	94
Tabla 68: Datos utilizados para realizar el dimensionamiento del equipo de extrusión.....	94
Tabla 69: Dimensiones del equipo de extrusión.....	94
Tabla 70: Datos utilizados para el balance de masa en el equipo de envasado.	96
Tabla 71: Resultados balance de masa envasado.....	97
Tabla 72: Datos a utilizar para el dimensionamiento del equipo de envasado.....	97
Tabla 73: Dimensionamiento equipo de envasado.....	97
Tabla 74: División del proceso en subprocesos para establecer el detalle de balances de masa.	99
Tabla 75: Balance de masa por etapas con sus corrientes y composiciones.	99

1 Introducción

1.1 Contexto

La industria productora de plásticos se encuentra en constante crecimiento y se estima que en el 2020 habrá aumentado en un 900% respecto a 1980 [1]. Este material cuenta con múltiples usos [2], entre los que destaca el envasado de distintos productos gracias a que permite la protección y preservación de elementos a un bajo costo en comparación con otras opciones [3]. La mayoría de los plásticos producidos a nivel mundial no son biodegradables y pueden permanecer en la tierra por hasta 600 años, generando daños en la salud de la población y en el medioambiente [1]. Adicionalmente, cabe señalar que los plásticos convencionales pueden contener sustancias tóxicas para los humanos, como es el caso del BPA [4], y su producción genera emisiones de gases de efecto invernadero.

En este contexto se plantea la búsqueda de materiales que sustituyan a los plásticos convencionales y que tengan un menor impacto medioambiental. En particular, los bioplásticos se presentan como un posible sustituto debido a que pueden producirse a partir de fuentes renovables, además de tratarse de un material biodegradable [5].

El PLA es un bioplástico obtenido a partir de la polimerización de ácido láctico. Se trata de un material de propiedades mecánicas comparables con plásticos convencionales como el PET o el PE [6], que puede producirse a partir de la fermentación bacteriana de compuestos ricos en almidón. Considerando lo anterior, se propone un proceso de producción de PLA a partir de residuos hortofrutícolas con el objetivo de colaborar en la disminución del impacto ambiental provocado por la industria del plástico, además de otorgarle valor a los residuos de la industria alimentaria.

1.2 Objetivos

Como objetivo general del proyecto se tiene el diseño conceptual del proceso productivo de la elaboración de PLA, evaluando sus impactos a nivel económico, social y ambiental.

En particular para esta entrega, se proponen como objetivos específicos presentar el flowsheet del proceso, además de replantear el balance de masa del proceso y el dimensionamiento de los equipos involucrados en las distintas operaciones unitarias.

1.3 Caso Base

Se espera que, desde su implementación en el año 2020, la empresa propuesta produzca 9.892 [t] de PLA al año en formato de pellets. El nivel de producción se obtuvo a partir de la diferencia estimada en la demanda de bioplásticos para envases en el año 2020 y la producción nacional actual de bioplásticos (ver cálculo en Anexo 2).

Cabe destacar que para el cálculo del caso base se utilizaron tres importantes supuestos: la producción de las empresas chilenas que actualmente producen bioplásticos se mantendrá constante y que, tanto la relación entre el consumo de plásticos y bioplásticos como el consumo per cápita existente en Latinoamérica resulta ser igual para todos los países de la zona. Lo anterior no considera que en la realidad el consumo de dicho material tiene relación con el nivel de desarrollo de cada país. Así, la demanda prevista para Chile podría estar subestimada. Pese a lo anterior, se considera que un consumo promedio es una correcta primera aproximación, considerando la escasez de información estadística asociada al consumo de bioplásticos en el país.

1.4 Límite de Batería

Al proceso ingresan residuos hortofrutícolas en estado sólido, que son recolectados por la empresa desde los proveedores. Como insumos fundamentales se tienen el agua, una flota de camiones y materias primas secundarias. Con respecto a los servicios, se utilizan energía eléctrica y agua potable.

Como salida del proceso se identifica el producto principal: Pellets de Ácido Poliláctico. Dicho producto será despachado por la compañía a los clientes. Los residuos generados durante el proceso corresponden a RILEs y RISEs. La totalidad de los RILEs y una fracción de RISEs serán enviados a una planta de tratamiento externa, mientras que la porción de residuos sólidos de carácter biodegradable será trasladada a una planta de compostaje. El detalle del límite de batería se encuentra en el Anexo 1.

2 Organización, Misión y Visión

Organización: PLAstic se plantea como una empresa dedicada a la producción de PLA para envases y empaques. PLAstic poseerá una capacidad productiva de 11.000 toneladas anuales, además de laboratorios asociados a la innovación y control de calidad de la industria de plástico a nivel nacional.

Misión: Producir plásticos biodegradables que representen una alternativa frente al envasado tradicional, otorgando valor a los residuos de la industria hortofrutícola. Se propone una opción innovadora y sustentable capaz de mantener altos estándares de calidad en los productos confeccionados. Así, bajo los pilares de excelencia, respeto, integridad y responsabilidad se espera colaborar en la disminución del impacto ambiental originado por las vías convencionales.

Visión: Ser un referente en la producción de plásticos biodegradables a partir de la gestión y tratamiento de residuos, generando valor para nuestros clientes y contribuyendo con el desarrollo sustentable de la sociedad.

3 Descripción del proceso productivo

Para la producción de PLA se propone un proceso continuo que puede dividirse en dos etapas generales: La obtención de ácido láctico por medio de fermentación bacteriana y la polimerización de dicho compuesto para formar ácido poliláctico.

La obtención de ácido láctico comienza con el pretratamiento de los residuos hortofrutícolas, el que se lleva a cabo con los objetivos de esterilizar la materia prima y obtener azúcares fermentables disponibles para la fase de fermentación [7], etapa en la que se obtiene como producto ácido láctico, correspondiente al insumo de la etapa de polimerización.

El ácido láctico obtenido se separa del sobrenadante y se concentra para poder llevar a cabo el proceso de polimerización [8]. La obtención de ácido poliláctico se inicia con la pre-polimerización del ácido láctico dentro de un reactor, obteniéndose lacturo, un precursor de la polimerización que permite obtener un producto de mayor peso molecular y por ende, mejores propiedades en comparación con aquellos polímeros de bajo peso molecular [9]. El lacturo se debe separar del ácido láctico no polimerizado para luego ingresar a un segundo reactor, en donde ocurre el proceso de polimerización a partir del que se obtiene el PLA [10].

Las últimas dos etapas del proceso corresponden a una extrusión, donde se forman los pellets de PLA; y el envasado del producto para su despacho a los respectivos clientes. En la Figura 1 se muestra el diagrama de flujo del proceso productivo. El detalle de las operaciones unitarias, corrientes y los respectivos equipos utilizados se encuentra en el Anexo 3.

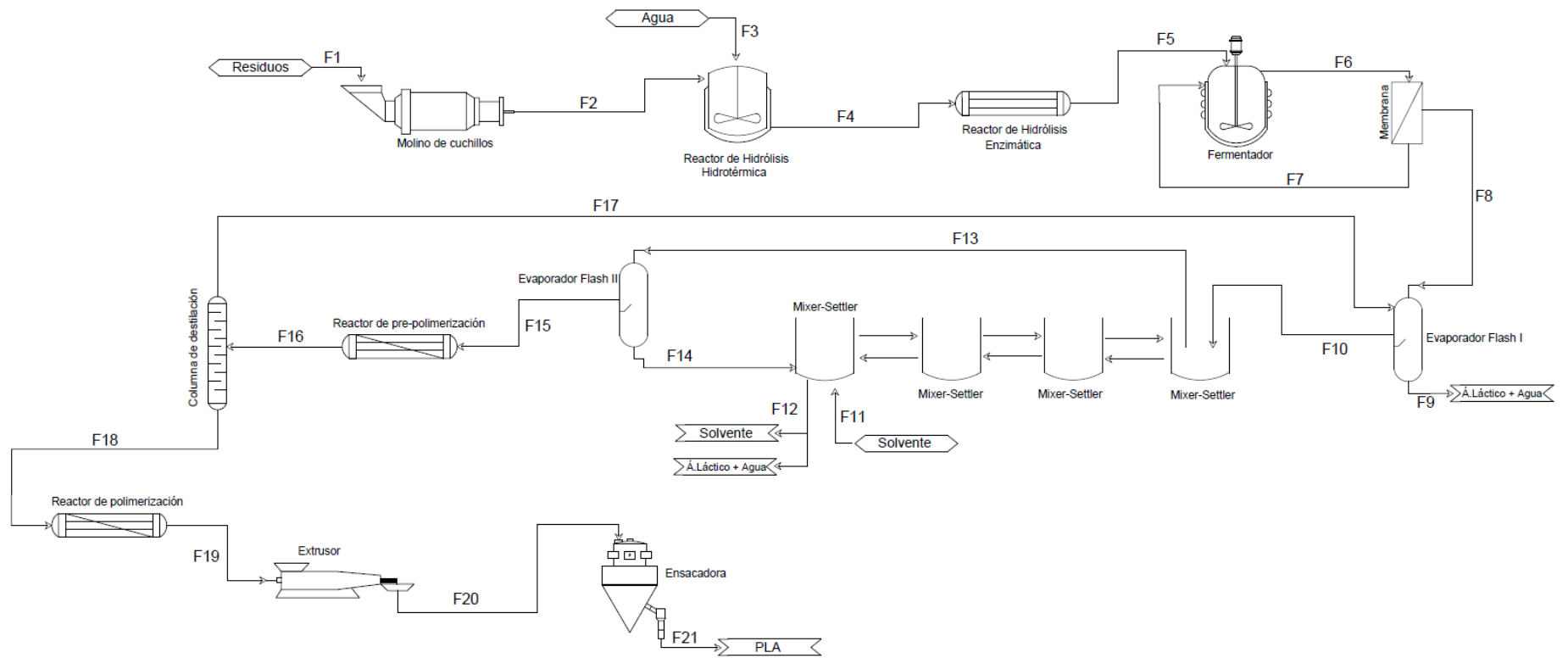


Figura 1: Diagrama de flujo del proceso.

4 Balance de masa

En el balance de masa global, la principal corriente de entrada corresponde al flujo másico de residuos orgánicos recolectados diariamente (corriente F_1), donde el 12% corresponde a azúcares y carbohidratos complejos. Los cálculos realizados para determinar el flujo másico de residuos a tratar y su composición se encuentran en los Anexos 4 y 5, respectivamente.

Durante la etapa de hidrólisis hidrotérmica se ingresa agua al sistema, para homogeneizar la mezcla y permitir la conversión de carbohidratos complejos en azúcares fermentables (corriente F_3). En la extracción por solvente, se ingresa una corriente pura de fosfato de tributilo y dodecano para purificar y concentrar el ácido láctico (corriente F_{11}).

El sistema consta de tres salidas principales, la corriente F_9 (vapor producido durante la evaporación al vacío durante la concentración del ácido láctico), el flujo F_{12} (corriente de salida del proceso de extracción por solvente) y la corriente F_{21} que representa el producto final del proceso, en donde la fracción másica de PLA corresponde al 93%. A continuación se presenta el resultado de los cálculos realizados (Tabla 1):

Tabla 1: Balance de masa global.

Corriente	Flujo [kg/día]	Composición	Fracción másica
Entrada			
F_1	830.000	Agua	0,860
		Azúcar	0,080
		Carbohidratos complejos	0,040
		Otros	0,030
F_3	828.340	Agua	1
F_{11}	3.806	Fosfato de tributilo y dodecano	1
Salida			
F_{21}	32.415	PLA	0,930
		Lacturo	0,060
		Otros	0,010
F_9	1.529.978	Agua	0,996
		Ácido Láctico	0,004
F_{12}	78.450	Agua	0,914
		Ácido Láctico	0,025
		Fosfato de tributilo y dodecano	0,061
Error		0,82 %	

El resultado del balance de masa está relacionado directamente con la metodología utilizada para caracterizar la mezcla de residuos hortofrutícolas. Para determinar el flujo másico inicial de azúcares y carbohidratos complejos se realizó un catastro de las frutas con mayor presencia en los procesos productivos considerados en el contexto (46 empresas), contabilizando 7 frutas de un total de 39 productos. Además, se ignoró el factor de crecimiento y producción asociado a la estacionalidad de las frutas.

Por otro lado, al estimar el aumento de azúcares tras la hidrólisis hidrotérmica, se ocuparon datos provenientes de un proceso experimental con residuos hortofrutícolas distintos a los seleccionados en la caracterización de la mezcla, lo que podría provocar una diferencia en el aumento de azúcares disponibles tras el pretratamiento. Por otro lado, al extrapolar el incremento de los azúcares simples sin contabilizar el error asociado a la experimentación, la producción determinada puede diferir de la realidad. Los supuestos asumidos a lo largo del diseño del proceso son discutidos en los anexos asociados a cada operación unitaria (ver Anexos 6 a 16).

Finalmente, se cree que el error obtenido en el balance de masa en la operación de separación por membrana (0,70%) se debe a que el sistema se encuentra sobre determinado. Se proyecta realizar un análisis de grados de libertad en el equipo para rectificar lo que se presume podría ser una de las principales fuentes de error en el balance de masa global (0,82%).

5 Dimensionamiento

A continuación, se presenta el dimensionamiento obtenido para cada una de las operaciones unitarias trabajadas (Tabla 2):

Tabla 2: Dimensionamiento de las distintas operaciones unitarias.

Parámetro	Valor	Unidad
Dimensionamiento Conminución		
Potencia Consumida	18,50	[kW]
Volumen	0,50	[m ³]
Dimensionamiento Hidrólisis Hidrotérmica		
Potencia consumida	468,73	[kW]
Volumen	200,94	[m ³]
Dimensionamiento de Hidrólisis enzimática		
Potencia consumida	94,76	[kW]
Volumen	293,37	[m ³]
Dimensionamiento Fermentador		
Potencia consumida	582,71	[kW]
Volumen	304,98	[m ³]
Dimensionamiento Membrana		
Área	614,77	[m ²]
Dimensionamiento Evaporador Flash I		
Área	104,60	[m ²]
Dimensionamiento Mixer Settler		
Potencia consumida	490	[kW]
Volumen Mixer	31,61	[m ³]
Volumen Settler	23,70	[m ³]
Dimensionamiento Torre de destilación		
Número de platos	6 platos + 1 rehervidor	Adimensional

Con respecto a los resultados presentados anteriormente, se debe mencionar que existen diversos supuestos que pueden afectar los valores obtenidos. En primer lugar, los cálculos fueron realizados

utilizando datos bibliográficos que no necesariamente coinciden con las condiciones de operación establecidas a lo largo del proceso (ver Anexo 3). En particular, la constante cinética asociada a la hidrólisis hidrotérmica fue estimada a partir de una reacción de hidrólisis ácida de celulosa (ver Anexo 7), las entalpías de vaporización utilizadas para dimensionar el primer evaporador flash fueron empleadas sin considerar que se opera al vacío (ver Anexo 11) y el equilibrio vapor-líquido entre el lacturo y el agua en la etapa de destilación, se consideró equivalente al equilibrio del sistema agua-gamma valerolactona, otro éster cíclico de estructura similar. En conjunto con lo anterior, la caracterización de los carbohidratos complejos a hidrolizar para obtener azúcares fermentables se generalizó en celulosa, cuando en realidad los residuos presentan otros carbohidratos disponibles (como por ejemplo, almidón o pectina). Lo anterior podría radicar en que las dimensiones obtenidas para los equipos se encuentren sub dimensionadas, ya que asumir que la composición de los residuos se reduce a celulosa sugiere que en la realidad se necesitaría una mayor cantidad de dicho compuesto en el proceso, necesitándose más materia prima para obtener los azúcares fermentables necesarios.

En relación con la hidrólisis enzimática, se seleccionó un reactor de tipo PFR, puesto que, si bien la bibliografía señala que dicho proceso se realiza en un reactor CSTR, el volumen obtenido para este último es aproximadamente 20 veces mayor el equipo PFR, escapando del rango abordado por la industria (cálculo disponible en Anexo 8).

Por otro lado, analizando la potencia consumida por los equipos, destaca el valor obtenido para el equipo de extracción líquido – líquido. Lo anterior puede explicarse considerando la velocidad de agitación utilizada, pues realizando un análisis de sensibilidad con dicho factor se notó que este afecta considerablemente en el valor de la potencia obtenida (Ver archivo “Balance de masa.xls” hoja “VII. Extracción Líquido Líquido”).

Finalmente, los reactores de pre-polimerización, polimerización, equipos de extrusión y envasado se dimensionaron por catálogo de forma tal que se satisfagan las necesidades del sistema (ver Anexos 16 a 18).

6 Conclusiones

En primer lugar, se determinó que para satisfacer el caso base expuesto se deben tratar diariamente 830 [t] de residuos provenientes de la industria hortofrutícola.

En relación al balance de masa global, se evidenció que este resultado presenta un error del 0,82% al comparar la masa que entra al sistema con la que sale de él. Considerando que el error puede deberse a que el sistema se encuentra sobre determinado, se proyecta realizar un análisis de grados de libertad para encontrar la fuente de dicho error.

En cuanto a las dimensiones de los equipos se destacan los volúmenes determinados para los reactores, siendo estos igual a 201 [m³] en el caso de la hidrólisis hidrotérmica, 293 [m³] para la hidrólisis enzimática y 305 [m³] para el fermentador. Se cree que el resultado asociado al dimensionamiento de los equipos encuentra relacionado tanto a los supuestos tomados como al uso de datos bibliográficos que no necesariamente contemplan las condiciones de operación del proceso.

A partir de lo recién expuesto es posible concluir el cumplimiento de los objetivos. Para futuras entregas, se espera encontrar las fuentes de error asociadas a los resultados obtenidos para acercar aún más el proceso a la realidad.

Como proyecciones, se espera estudiar la responsabilidad social asociada al proceso, además de realizar un análisis HAIN, de manera de contribuir al desarrollo responsable sostenible.

7 Referencias

- [1] Greenpeace, "Plásticos en los océanos," *Dossier de prensa*, p. 7, 2016.
- [2] A. M. Sosa, "Los plásticos: materiales a la medida," *Sci. Mar.*, pp. 22–25, 2003.
- [3] C. Kingsland, "PLA: A Critical Analysis," *Couns. Psychol.*, vol. 1, no. 1, pp. 15–16, 2010.
- [4] Gobierno de Chile, "Prohíbe la utilización de plásticos no degradables en el comercio.," 2018. [Online]. Available: <https://www.camara.cl/sala/verComunicacion.aspx?comuid=39856&formato=pdf>.
- [5] D. Font and S. Espino, "El auge de los bioplásticos al amparo de la sostenibilidad," *Infopack*, vol. 195, 2013.
- [6] M. Ambiente, "RECICLADO MECÁNICO DE (POLI)Ácido Láctico," 2017.
- [7] C. A. Cardona, C. E. Orrego, and I. C. Paz, "The Potential for Production of Bioethanol and Bioplastics from Potato Starch in Colombia," *Globalsciencebooks.Info*, vol. 3, no. 1, pp. 102–114, 2009.
- [8] M. Bubacz and A. Goldsberry, "Bioplastics Made from Industrial Food Wastes," *2014 ASEE Southeast Sect. Conf. Bioplastics*, 2014.
- [9] J. Castro Gómez and M. P. Vera Calderón, "Diseño de reactores de prepolimerización y polimerización para la producción de ácido polilactico en una planta industrial.," Universidad de Cartagena, 2012.
- [10] P. P. O. R. Rop *et al.*, "Producción de poliacidolactico por rop.," 2015.
- [11] European bioplastics, "Bioplastics market data," 2017..
- [12] J. Pablo and G. Pérez, "La industria del plástico en México y el mundo," 2014.
- [13] E. Bioplastics, "Global production capacities of bioplastics 2017-2022," 2017.
- [14] M. del M. Ambiente, "DIAGNÓSTICO PRODUCCIÓN, IMPORTACIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE ENVASES Y EMBALAJES Y EL MANEJO DE LOS RESIDUOS DE ENVASES Y EMBALAJES," pp. 1–185, 2010.
- [15] CEPAL, "Estimaciones y proyecciones de población total, urbana y rural, y económicamente activa," 2017..
- [16] CEPAL, "CHILE : Proyecciones y Estimaciones de Población . Total País CHILE : Proyecciones y Estimaciones de Población . Total País," 1950.
- [17] Merck, "Tributyl phosphate for synthesis. CAS 126-73-8, EC Number 204-800-2, chemical formula $(C_4H_9O)_3PO$." [Online]. Available: http://www.merckmillipore.com/CL/es/product/Tributyl-phosphate,MDA_CHEM-818604. [Accessed: 11-Nov-2018].
- [18] P. E. Recabarren, "Transportation - Quick takes: Dana Gas group plans Karachi LNG terminal," *Oil Gas J.*, vol. 104, no. 41, p. 10, 2006.

- [19] ODEPA Ministerio de Agricultura, "Directorio de la Agroindustria Hortofrutícola Chilena 2011," 2011. [Online]. Available: <http://diragro.odepa.cl/>. [Accessed: 23-Oct-2018].
- [20] A. Pérez, "Ficha técnica de calidad de manzana," 2004.
- [21] R. Menzies, "Increasing cherry fruit size," *Agfact*, vol. H.5.4.2, no. September, pp. 2–6, 2004.
- [22] Kelpak, "Table grapes," vol. 3293, no. 916, p. 276099, 2012.
- [23] G. P. Schultz Soriano, "Facultad De Ciencias Físicas Y Matemáticas Departamento De Ingeniería Industrial Plan De Negocio Para Planta De Congelado De Berries En," 2010.
- [24] C. Reina, M. R. Silva, and D. R. Erazo, "Manejo postcosecha y evaluación de la calidad para la mora de castilla (*Rubus Glacus*) que se comercializa en la ciudad de Neiva," *Zhurnal Eksp. i Teor. Fiz.*, p. 148, 1998.
- [25] M. De Agroindustria, "Protocolo de calidad para frutilla fresca y congelada.," pp. 1–17, 2012.
- [26] 911 Metallurgist. Process Equipment, "Mineral Processing Laboratory Equipment - From the BEST MANUFACTURERS," 2012. [Online]. Available: <https://www.911metallurgist.com/equipment/cutting-mills/>.
- [27] J. S. S. Miranda Pérez, "DISEÑO A ESCALA LOCAL," 2018.
- [28] CFT packaging S.p.A, "HAMMER MILL CRUSHER," 2018. [Online]. Available: <http://pdf.directindustry.es/pdf-en/cft-packaging-spa/hammer-mill-crusher/93645-619861-2.html>. [Accessed: 13-Dec-2018].
- [29] A. I. Diaz González, "Hidrólisis de residuos de la venta de verduras y hortalizas para la producción de bioetanol," pp. 1–61, 2015.
- [30] I. R. Valiente, "Pretratamiento de hidrolisis hidrotermica para la degradación de los carbohidratos complejos de residuos de frutas para la obtencion de bioetanol," p. 87, 2016.
- [31] USGS, "Water density," 2018. [Online]. Available: <https://water.usgs.gov/edu/density.html>. [Accessed: 18-Oct-2018].
- [32] L. Améstica, "REACTORES AGITADOS: DIMENSION DE REACTOR, TIPOS DE AGITADORES," 2017.
- [33] M. E. Lienqueo, "Diseño de Bio-reactores. Agitación, aireación y número de potencia.," 2018.
- [34] H. Lei, I. Cybulska, and J. Julson, "Hydrothermal Pretreatment of Lignocellulosic Biomass and Kinetics," *J. Sustain. Bioenergy Syst.*, vol. 03, no. 04, pp. 250–259, 2013.
- [35] A. Cendrowska, "Hydrolysis kinetics of cellulose of forest and agricultural biomass," *Holz als Roh- und Werkst.*, vol. 55, no. 1990, pp. 195–196, 1997.
- [36] A. Ajani, S. Agarry, and O. Agbede, "A Comparative Kinetic Study of Acidic Hydrolysis of Wastes Cellulose from Agricultural Derived Biomass," *J. Appl. Sci. Environ. Manag.*, vol. 15, no. 4, pp. 531–537, 2011.
- [37] D. Velasco *et al.*, "Optimization of the Enzymatic Saccharification Process of Milled Orange Wastes," *Fermentation*, vol. 3, no. 3, p. 37, 2017.

- [38] Y. Atalay *et al.*, "Product specification," *Mater. Sci. Eng. C*, vol. 2, no. 6, pp. 662–668, 2014.
- [39] I. Parmar and H. P. V. Rupasinghe, "Bio-conversion of apple pomace into ethanol and acetic acid: Enzymatic hydrolysis and fermentation," *Bioresour. Technol.*, vol. 130, pp. 613–620, 2013.
- [40] Brenda, "Information on EC 3.2.1.4 - cellulase and Organism(s) *Trichoderma reesei*," 2018. [Online]. Available: <https://www.brenda-enzymes.org/enzyme.php?ecno=3.2.1.4&Suchword=&reference=&UniProtAcc=&organism%5B%5D=Trichoderma+reesei#print>. [Accessed: 17-Nov-2018].
- [41] Brenda, "Modulating the thermostability of endoglucanase I from *Trichoderma reesei* using computational approaches," 2017. [Online]. Available: <https://www.brenda-enzymes.org/literature.php?e=3.2.1.4&r=737187>. [Accessed: 17-Nov-2018].
- [42] EngineeringToolbox, "Laminar, Transitional or Turbulent Flow," 2004. [Online]. Available: https://www.engineeringtoolbox.com/laminar-transitional-turbulent-flow-d_577.html. [Accessed: 21-Nov-2018].
- [43] Vaxasoftware, "Viscosidad dinámica del agua líquida a varias temperaturas," 2010, p. 100.
- [44] A. M. R. B. Xavier, L. M. D. Gonçalves, J. L. Moreira, and M. J. T. Carrondo, "Operational patterns affecting lactic acid production in ultrafiltration cell recycle bioreactor," *Biotechnol. Bioeng.*, vol. 45, no. 4, pp. 320–327, 1995.
- [45] S. Kwon, I. Yoo, W. G. Lee, H. N. Chang, and Y. K. Chang, "High-Rate Continuous Production of Lactic Acid by *Lactobacillus rhamnosus* in a Two-Stage Membrane Cell-Recycle Bioreactor," no. 1995, 2001.
- [46] F. M. Yedro, J. García-Serna, D. A. Cantero, F. Sobrón, and M. J. Cocero, "Hydrothermal hydrolysis of grape seeds to produce bio-oil," *RSC Adv.*, vol. 4, no. 57, pp. 30332–30339, 2014.
- [47] J. Cairns, "This Week's Citation Classic," *Virology*, p. 34, 1980.
- [48] T. U. W. S. School, "No Title," 2018. [Online]. Available: <https://water.usgs.gov/edu/density.html>.
- [49] F. Rezvani, F. Ardestani, and G. Najafpour, "Growth kinetic models of five species of *Lactobacilli* and lactose consumption in batch submerged culture," *Brazilian J. Microbiol.*, vol. 48, no. 2, pp. 251–258, 2017.
- [50] T. PADOVAN, "NITOR: CROSSFLOW FILTER." [Online]. Available: <https://www.tmcigroup.com/wp-content/uploads/2018/07/Nitor-Brochure-medium-res.pdf>. [Accessed: 21-Nov-2018].
- [51] N. National Institute of Standards and Technology, "Water," 2018. [Online]. Available: <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C7732185&Mask=2>. [Accessed: 15-Nov-2018].
- [52] National Center for Biotechnology Information. PubChem Compound Database, "Lactic acid | HC3H5O3 - PubChem." [Online]. Available: https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/lactic_acid#section=Top. [Accessed: 21-Nov-2018].
- [53] ICOE, "Acido lactico oeno," *Inst. Cenologique Champagne*, pp. 1–5.

- [54] The Engineering Toolbox, "Water - Heat of Vaporization," https://www.Engineeringtoolbox.Com/Water-Properties-D_1573.Html, 2018. [Online]. Available: https://www.engineeringtoolbox.com/water-properties-d_1573.html. [Accessed: 21-Nov-2018].
- [55] V. N. Emel'yanenko, S. P. Verevkin, C. Schick, E. N. Stepurko, G. N. Roganov, and M. K. Georgieva, "The thermodynamic properties of S-lactic acid," *Russ. J. Phys. Chem. A*, 2010.
- [56] "Boiling Point Calculator," 2008. [Online]. Available: <http://www.trimen.pl/witek/calculators/wrzenie.html>. [Accessed: 21-Nov-2018].
- [57] ThermExcel, "Physical characteristics of water." [Online]. Available: https://www.thermexcel.com/english/tables/eau_atm.htm. [Accessed: 21-Nov-2018].
- [58] G. Saville and H. A. Gundry, "The heats of combustion, solution and ionization of lactic acid," *Trans. Faraday Soc.*, vol. 55, pp. 2036–2038, 1959.
- [59] M. Pyda, R. . Bopp, and B. Wunderlich, "Heat capacity of poly(lactic acid)," *J. Chem. Thermodyn.*, vol. 36, no. 9, pp. 731–742, Sep. 2004.
- [60] I. Gómez, "Tablas y Diagramas," 2007. [Online]. Available: <http://www.ehu.eus/mmtde/materiala/tablas y diagramas.pdf>.
- [61] T. V. V., "Modulo_5_Evaporadores-IQ4302 - Operaciones de Transferencia I," Santiago, Chile, 2017.
- [62] R. L. Evangelista and Z. L. Nikolov, "Recovery and purification of lactic acid from fermentation broth by adsorption," *Appl. Biochem. Biotechnol. - Part A Enzym. Eng. Biotechnol.*, vol. 57–58, pp. 471–480, 1996.
- [63] D. Achour, G. H. Malmay, A. Putranto, G. Nezzal, J. F. Mourgues, and J. R. Molinier, "Liquid–Liquid Equilibria of Lactic Acid between Water and Tris(6-methylheptyl)amine and Tributyl Phosphate in Various Diluents," *J. Chem. Eng. Data*, vol. 39, no. 4, pp. 711–713, 1994.
- [64] The USGS Water Science School, "Water Density." .
- [65] ADVAMACS.COM, "Boiling Point Calculator." [Online]. Available: <http://www.trimen.pl/witek/calculators/wrzenie.html>.
- [66] N. P. W. Content, W. Activity, and T. Acidity, "Lactic Acid," pp. 2–3.
- [67] M. Saab, F. Réal, M. Šulka, L. Cantrel, F. Viro, and V. Vallet, "Facing the challenge of predicting the standard formation enthalpies of n -butyl-phosphate species with ab initio methods," *J. Chem. Phys.*, vol. 146, no. 24, 2017.
- [68] N. National Institute of Standards and Technology, "Tributyl phosphate," 2018. [Online]. Available: <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C126738&Mask=2>.
- [69] H. W. Park and Y. K. Chang, "Economically Efficient Synthesis of Lactide Using a Solid Catalyst," *Org. Process Res. Dev.*, vol. 21, no. 12, pp. 1980–1984, 2017.
- [70] PubChem, "Lactic acid," 2018..

- [71] PubChem, "L-lactide," 2018. [Online]. Available: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/L-Lactide>. [Accessed: 19-Nov-2018].
- [72] S. Vouyiouka, P. Theodoulou, A. Symeonidou, C. D. Papaspyrides, and R. Pfaendner, "Solid state polymerization of poly(lactic acid): Some fundamental parameters," *Polym. Degrad. Stab.*, vol. 98, no. 12, pp. 2473–2481, 2013.
- [73] ChemSpider, "Lactide," 2015. [Online]. Available: <http://www.chemspider.com/Chemical-Structure.7002.html>. [Accessed: 16-Nov-2018].
- [74] T. Excel, "Steam characteristics (from 0 to 30 bar)," 2003. [Online]. Available: https://www.thermexcel.com/english/tables/vap_eau.htm. [Accessed: 15-Nov-2018].
- [75] D. Havasi, P. Mizsey, and L. T. Mika, "Vapor-Liquid Equilibrium Study of the Gamma-Valerolactone-Water Binary System," *J. Chem. Eng. Data*, vol. 61, no. 4, pp. 1502–1508, 2016.
- [76] B. K. Dutta, *Principles Of Mass Transfer And Separation Processes*. New Delhi, 2009.
- [77] R. Auras, *Poly (Lactic Acid)*. 2014.
- [78] Y. Yu, G. Storti, and M. Morbidelli, "Kinetics of ring-opening polymerization of l, l -lactide," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 50, no. 13, pp. 7927–7940, 2011.
- [79] V. A. Fomin *et al.*, "Investigating the process of producing polylactic acid as the base polymer of biodegradable plastics," *Int. Polym. Sci. Technol.*, vol. 38, no. 3, pp. 19–25, 2011.
- [80] PubChem, "Lactic acid." [Online]. Available: https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/lactic_acid#section=pKa. [Accessed: 17-Nov-2018].
- [81] I. Banu, "Modeling and optimization of tubular polymerization Ionut Banu To cite this version : HAL Id : tel-00719401," 2012.
- [82] Gneub, "MRS Extruder Technical data." [Online]. Available: <http://pdf.directindustry.es/pdf-en/gneuss-kunststofftechnik-gmbh/mrs-extruder/50879-444853.html#search-es-linea-extrusion-termoplasticos>. [Accessed: 30-Nov-2018].
- [83] Gneub, "MRS Extruder Technical data." .
- [84] ARCOMET7, "Ensacadora Vertical FFS|ECF." [Online]. Available: <http://www.arcomet7.com/producto/ensacadora-vertical-ffs/>. [Accessed: 30-Nov-2018].

8 Anexos

8.1 Anexo 1: Cálculo del caso base

A continuación, se presenta el desarrollo realizado para la obtención del caso base. En la tabla 1 se muestran los datos utilizados para dicho cálculo (Tabla 3):

Tabla 3: Datos utilizados para el cálculo del caso base.

Dato	Valor	Referencia
Consumo de plásticos en el mundo en la actualidad:	$320.000.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right]$	[11]
Porcentaje actual de plásticos consumidos por América Latina del consumo mundial:	5%	[12]
Consumo de bioplásticos del mundo proyectado al 2020:	$2.440.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right]$	[13]
Porcentaje de bioplásticos consumidos por América Latina del consumo a nivel mundial:	10%	[13]
Proyección del consumo de plásticos para envases en Chile:	$862.890.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right]$	[14]
Consumo mundial de bioplásticos (2017):	$205.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right]$	[13]
Porcentaje de bioplásticos a nivel mundial utilizados para envases (2017):	58%	[13]
Población América Latina (2017):	632.245.685 [habitantes]	[15]
Población Chile (2017):	17.373.831 [habitantes]	[16]

Nomenclatura

AL: América Latina

1. Consumo de plásticos en Latinoamérica

Utilizando el porcentaje de plástico consumido por América Latina con respecto al consumo mundial, se puede obtener el consumo de plástico de AL en la actualidad. Dicho valor se calcula a partir de la Ecuación 1:

$$\text{Consumo de AL} = \text{Consumo mundial de plásticos} \cdot \text{Fracción de consumo AL} \quad (1)$$

$$\text{Consumo de plásticos en AL} = 320.000.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \cdot \frac{5}{100} \quad (2)$$

$$\text{Consumo de plásticos en AL} = 16.000.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \quad (3)$$

2. Consumo actual de Bioplásticos en Latinoamérica.

El cálculo se realiza de igual manera que en el punto 1, sin embargo, para este caso se utilizan datos respectivos al consumo de bioplásticos (Ecuación 4):

$$\text{Consumo de AL} = \text{Consumo mundial de bioplásticos} \cdot \text{Fracción AL} \quad (4)$$

$$\text{Consumo de bioplásticos en AL} = 2.440.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \cdot \frac{10}{100} \quad (5)$$

$$\text{Consumo de bioplásticos en AL} = 244.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \quad (6)$$

3. Relación entre el consumo de bioplásticos y plásticos en América Latina.

Calculados el consumo de plástico (3) y el consumo de bioplástico (6) actual en Latinoamérica, se puede determinar la relación entre ambos valores, según la Ecuación 7:

$$\text{Relación de consumo} = \frac{\text{Consumo de bioplásticos AL}}{\text{Consumo de plásticos AL}} \quad (7)$$

$$\text{Relación de consumo} = \frac{244.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right]}{16.000.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right]} \quad (8)$$

$$\text{Relación de consumo entre bioplástico y plástico AL} = 0,01525 \quad (9)$$

4. Consumo de bioplásticos para envases en Chile (Proyección 2020).

Para calcular el consumo de bioplásticos en Chile proyectado para el año 2020, se supone que la relación de consumo entre bioplástico y plástico AL es igual para todos los países del continente.

Utilizando dicho dato y el consumo proyectado de envases plásticos para Chile en el año 2020, es posible determinar el gasto proyectado de bioplásticos para envases en Chile en el mismo año (Ecuación 10):

$$\text{Consumo de bioplásticos} = \text{Consumo de plásticos (2020)} \cdot \text{Relación consumo} \quad (10)$$

$$\text{Consumo de bioplásticos} = 862.890.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \cdot 0,01525 \quad (11)$$

$$\text{Consumo de bioplásticos para envases Chile (2020)} = 13.159.073 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \quad (12)$$

5. Cálculo del consumo mundial de bioplásticos para envases en el año 2017.

Al disponer del consumo mundial de bioplásticos en el año 2017 y la fracción perteneciente a la producción de envases, se obtiene el gasto mundial de bioplásticos para envases (Ecuación 13):

$$\text{Consumo de bioplásticos envases} = \text{Consumo mundial} \cdot \text{Fracción} \quad (13)$$

$$\text{Consumo de bioplásticos envases} = 205.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \cdot \frac{58}{100} \quad (14)$$

$$\text{Consumo mundial de bioplásticos para envases} = 1.189.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \quad (15)$$

6. Cálculo del consumo de bioplásticos para envases en América Latina durante el año 2017.

Utilizando la ecuación 16 y los datos obtenidos para el consumo mundial de bioplásticos para envases (15) es posible calcular el consumo de bioplásticos para envases en Latinoamérica, además de la relación de consumo de bioplásticos de América Latina respecto al mundo.

$$\text{Consumo de bioplásticos envases AL} = \text{Consumo mundial} \cdot \text{Fracción} \quad (16)$$

$$\text{Consumo de bioplásticos envases AL} = 1.189.000.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \cdot \frac{10}{100} \quad (17)$$

$$\text{Consumo de bioplásticos envases AL} = 118.900.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \quad (18)$$

Consumo de bioplásticos en América Latina per cápita (2017).

Una vez calculado el consumo de bioplásticos para envases en América Latina (Ecuación 18), es posible determinar el consumo per cápita de bioplásticos. Para ello se asume que todos los habitantes de Latinoamérica consumen la misma cantidad de bioplásticos en envases.

$$\text{Consumo per cápita} = \frac{\text{Consumo AL}}{\text{población AL}} \quad (19)$$

$$\text{Consumo per cápita} = \frac{118.900.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right]}{632.245.685 [\text{habitantes}]} \quad (20)$$

$$\text{Consumo per cápita} = 0,1806 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año} \cdot \text{habitante}} \right] \quad (21)$$

7. Consumo de bioplásticos para envases en Chile (2017).

Se asume que el consumo de bioplásticos para envases es el mismo para todos los habitantes de América Latina, así es posible obtener el consumo de bioplásticos para envases en Chile durante el año 2017 (Ecuación 22):

$$\text{Consumo Chile} = \text{Consumo per cápita} \cdot \text{Población Chile (2017)} \quad (22)$$

$$\text{Consumo Chile} = 0,1806 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año} \cdot \text{habitante}} \right] \cdot 17.373.831 [\text{habitantes}] \quad (23)$$

$$\text{Consumo Chile} = 3.267.319,26 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \quad (24)$$

8. Bioplástico a producir para suplir la demanda proyectada (2020).

Actualmente, la demanda de bioplásticos se encuentra cubierta por las empresas nacionales productoras de bioplástico, debido a esto, se propone que la empresa abastezca el aumento de consumo de bioplástico para envases. Para ello, se supone que la producción de bioplásticos por parte de otras empresas se mantendrá constante durante los próximos 3 años (hasta 2020), además dadas las altas barreras de entrada, se asume que no existen nuevos competidores.

La demanda de bioplásticos a suplir por la empresa se puede calcular según la Ecuación 25:

$$\text{Demanda a abastecer} = \text{Consumo Chile 2020} - \text{Consumo Chile 2017} \quad (25)$$

$$\text{Demanda a abastecer} = 13.159.073 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] - 3.267.319,26 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \quad (26)$$

$$\text{Demanda a abastecer} = 9.891.753,74 \left[\frac{\text{kg}}{\text{año}} \right] \quad (27)$$

$$\text{Demanda a abastecer} = 9.892 \left[\frac{\text{t}}{\text{año}} \right] \quad (28)$$

$$\text{Demanda a abastecer} = 27,1 \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right] \quad (29)$$

Los cálculos realizados anteriormente se pueden representar gráficamente según la Figura 2:

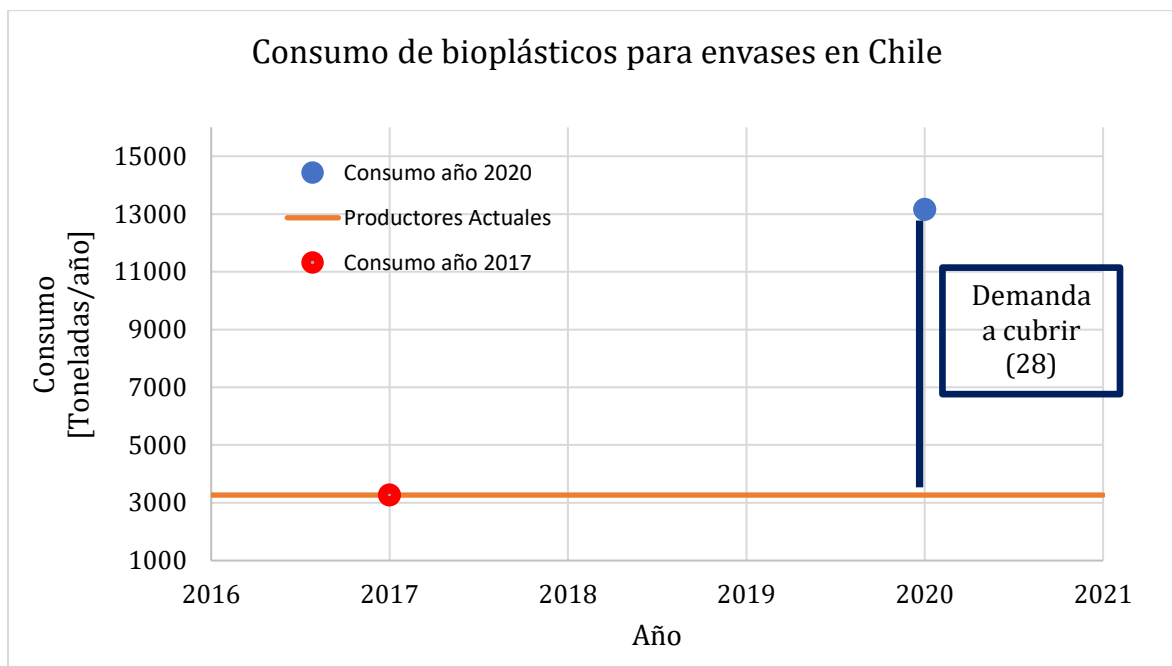


Figura 2: Representación gráfica de la demanda de bioplásticos a satisfacer por la empresa.

8.2 Anexo 2: Límite de Batería

A continuación se presenta el detalle del límite de batería expuesto en la sección 1.4 (Tabla 4):

Tabla 4: Límite de batería del proceso.

Entradas	Salidas
Residuos Hortofrutícolas Estos ingresan a la planta para ser utilizados como materia prima luego de ser recolectados desde las distintas empresas proveedoras, de esta manera se ofrece a las plantas el servicio de tratamiento de residuos.	Pellets de PLA Son distribuidos a las distintas empresas que requieran como recurso primordial para su proceso envases de plástico.
Camiones Estos permiten recolectar la materia prima y distribuir el PLA a las distintas empresas que requieran envases de plástico.	RILes Estos son tratados por una empresa externa
Agua Este recurso se utiliza tanto como insumo indispensable para el proceso, además de ser un servicio para las etapas que requieren intercambio de calor.	RISes Una fracción de estos, específicamente aquellos que salgan del proceso de fermentación serán recolectados por una planta de compostaje, mientras que el resto serán tratados por una planta de tratamiento externa.
Energía eléctrica Utilizada como fuente para el funcionamiento de los equipos involucrados en el proceso.	
Bacterias Son empleadas para llevar a cabo la fermentación que permite la generación de ácido láctico. Este recurso es adquirido al momento de implementar la planta, pero luego es generado por la misma.	
Solvente Este se usa para una etapa de extracción por solvente y es adquirida por la empresa desde proveedores externos.	

8.3 Anexo 3: Descripción del proceso y diagrama de bloques

8.3.1 Descripción del proceso

A continuación, se presenta una descripción detallada de las operaciones unitarias involucradas en el proceso y los respectivos equipos a utilizar para llevarlas a cabo:

1. **Conminución:** Esta operación busca disminuir el tamaño de la materia prima con el fin de aumentar el área específica, favoreciendo así las etapas de hidrólisis posteriores. Además, permite tener una mezcla homogénea considerando la variedad de residuos a tratar.
El equipo a utilizar en este caso corresponde a un molino de cuchillos, debido a su amplio uso y eficiencia en la industria alimentaria.
2. **Hidrólisis hidrotérmica:** Consiste en mezclar los residuos orgánicos con agua y someter la mezcla a elevadas condiciones de presión y temperatura. A partir del proceso anterior se logra combinar un proceso de esterilización de la materia prima y una hidrólisis preliminar de los carbohidratos complejos a tratar, aumentando la cantidad de azúcares fermentables.
Para dicha operación unitaria se utiliza un reactor de hidrólisis de tipo CSTR, considerando la reacción que ocurre durante el proceso y la necesidad de homogeneizar la mezcla mediante agitación.
3. **Hidrólisis enzimática:** El objetivo principal de esta operación unitaria es degradar, en mayor medida comparada con la hidrólisis hidrotérmica, los carbohidratos complejos presentes en la materia prima. Se suelen utilizar diversos tipos de enzimas, considerando que cada enzima es específica para la degradación de un polisacárido en específico.
El equipo a utilizar en esta operación unitaria corresponde a un reactor continuo, el que puede ser de tipo PFR o CSTR.
4. **Fermentación:** Durante este proceso, los azúcares fermentables obtenidos durante el pretratamiento son transformados en ácido láctico a partir de bacterias. Específicamente para este proceso se utilizará el microorganismo *Lactobacillus rhamnosus*, debido a que se trata de un organismo ampliamente estudiado que permite altos niveles de conversión de azúcares en ácido láctico.
Para esta operación se utilizará un fermentador de tipo CSTR con perfusión, permitiendo así recircular las células una vez concluida la etapa de fermentación.
5. **Separación por membrana:** En esta operación unitaria se busca separar los microorganismos del ácido láctico producido y recircularlos al fermentador. La utilización de una membrana radica principalmente en el tamaño de las células a separar.
6. **Evaporación:** Considerando que el medio de cultivo separado de las células contiene un alto porcentaje de agua, se propone un proceso de evaporación para concentrar el ácido láctico con el objetivo de favorecer la extracción por solvente. Para este caso se trabajará con un evaporador al vacío considerando que el ácido láctico puede descomponerse a altas temperaturas. Disminuyendo la presión de operación, la ebullición del agua se produce a una menor temperatura (incluso temperatura ambiente) y con ello no existe riesgo de descomposición de la materia prima.
7. **Extracción por solvente:** En esta operación unitaria se busca separar el ácido láctico del agua utilizando un solvente orgánico. Según bibliografía un solvente posible a utilizar corresponde a Fosfato de tributilo + Dodecanol.

8. Evaporación: A partir de la extracción mencionada en el punto anterior se obtiene una mezcla de ácido láctico con solvente de la que se debe extraer el ácido láctico para realizar el proceso de pre-polimerización. Para lo anterior se propone un evaporador al vacío, considerando que los puntos de ebullición del solvente y el ácido láctico difieren en más de 120°C [17].
9. Pre-polimerización: En esta operación unitaria se sintetiza un precursor de la polimerización con el objetivo de obtener un polímero de mayor peso molecular en comparación con la polimerización directa a partir de ácido láctico. Lo anterior se basa en que un mayor peso molecular del polímero implica mejores propiedades mecánicas del producto final [9].
El equipo a utilizar para este caso corresponde a un reactor de lecho empacado que operará de manera continua.
10. Destilación al vacío: La reacción de pre-polimerización implica la liberación de agua a partir de la unión de dos moléculas de ácido láctico. Lo anterior dificulta el proceso de polimerización puesto que el lacturo se hidroliza en presencia de agua. Por lo anterior se hace necesario realizar un proceso de destilación, nuevamente al vacío, considerando que el lacturo puede comenzar a polimerizarse a altas temperaturas.
Para el proceso de destilación se utilizará una torre de destilación continua.
11. Polimerización: El proceso de polimerización se lleva a cabo en un reactor continuo y es en esta etapa donde se obtiene el producto principal del proceso (PLA). Es de importancia controlar el nivel de agitación durante el proceso de polimerización ya que la viscosidad de la solución aumenta con el peso molecular del polímero.
12. Extrusión: Durante esta operación unitaria se realiza la elaboración del envase que se despachará a los clientes. El equipo a utilizar corresponde a un extrusor.
13. Envasado: En esta operación se envasa el producto para finalmente despacharlo a los clientes.

8.3.2 Diagrama de bloques

En la Figura 3 se presenta el diagrama de bloques utilizado para realizar el balance de masa (Figura 3):

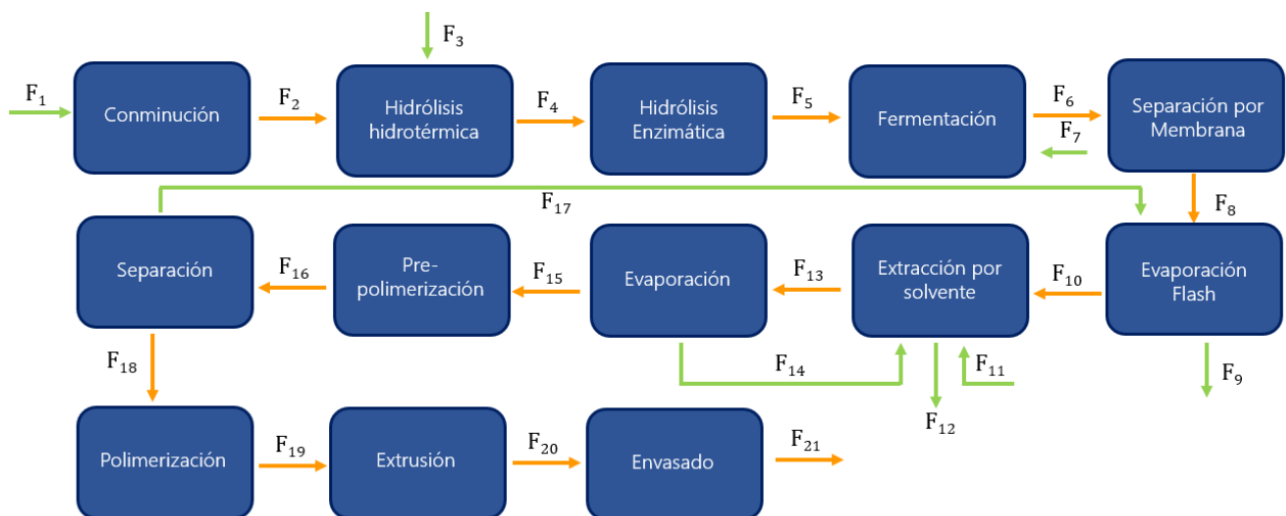


Figura 3: Diagrama de bloques del proceso. Contiene nomenclatura de corrientes.

Se debe destacar que en base a la nomenclatura de las corrientes presentada en la Figura 3 se realiza el balance de masa adjunto en el archivo .xls “Balance de Masa”, detallado en los anexos posteriores.

8.4 Anexo 4: Estimación de la cantidad de residuos sólidos a tratar

Según bibliografía, en Chile existen alrededor de 246 agroindustrias [18]. De una encuesta realizada al 45,5% (112 industrias) de ellas se pudo concluir que estas empresas generan 1,7 millones de toneladas al año de residuos hortofrutícolas. Asumiendo que todas las empresas del rubro que se encuentran en el territorio nacional tienen la misma capacidad de producción, se estimó la cantidad de residuos hortofrutícolas producidos en un día por las 46 industrias de la región del Maule que se están considerando.

$$Cantidad\ estimada\ de\ residuos = \frac{1.700.000 \left[\frac{t}{año} \right] \cdot 46 [industrias]}{112 [industrias] \cdot 365 \left[\frac{día}{año} \right]} = 1.913 \left[\frac{t}{día} \right] \quad (30)$$

Para poder llegar a la producción deseada de PLA (un valor cercano a 29 [t/día]) basta con ocupar aproximadamente el 43% de la cantidad máxima de residuos hortofrutícolas diarios disponibles que se estimó. Así la base de cálculo corresponde a 830 [t/día] de residuos sólidos a tratar.

8.5 Anexo 5: Caracterización de la mezcla

La producción de ácido láctico a partir de azúcares en la etapa de fermentación resulta un punto clave en la producción de PLA. Con el objetivo de estimar la cantidad de azúcar presente en los residuos a tratar se realizó lo siguiente:

1. Se realizó un catastro de la cantidad de industrias presentes en la región del Maule y el tipo de productos frutales con los que trabajan [19]. Así se obtuvo que, dentro de los procesos productivos de las 46 industrias consideradas, las frutas más utilizadas son: cereza, uva, manzana, arándano, frambuesa, moras y frutillas. Los porcentajes de participación de cada fruta en el total de procesos productivos se presentan en la siguiente tabla (Tabla 5)

Tabla 5: Porcentaje de participación de cada tipo de fruta en el total de procesos productivos de la industria hortofrutícola en la región del Maule.

Fruta	Porcentaje de participación en el total de procesos productivos (193) %
Cereza	8,3
Uva	6,7
Manzana	8,3
Arándano	7,3
Frambuesa	11,9
Moras	10,4
Frutillas	8,8
Total	61,7

2. Por simplicidad, se asumió que el total de los residuos de las distintas industrias del Maule, estarán compuestos solamente por las frutas antes seleccionadas. En este nuevo caso, las producciones teóricas de cada fruta representan lo que se muestra a continuación (Tabla 6):

Tabla 6: Porcentaje de participación en el total de procesos productivos bajo el nuevo caso teórico.

Fruta	Porcentaje de participación en el total de procesos productivos bajo el nuevo caso teórico %
Cereza	13
Uva	11
Manzana	13
Arándano	12
Frambuesa	19
Moras	17
Frutillas	14
Total	100

Por ejemplo, si bien el las cerezas están presentes en un 8,3% del total de procesos productivos del caso real, bajo el nuevo supuesto, este valor crece a un 13%.

3. A partir de fuentes bibliográficas se obtuvo el porcentaje de azúcar y agua presente en cada una de las frutas seleccionadas (Tabla 7).

Tabla 7: Porcentaje de azúcar, agua y carbohidratos en las frutas seleccionadas.

Fruta	Porcentaje de azúcar %	Porcentaje de agua %	Porcentaje de carbohidratos complejos %	Referencia
Cereza	8,49	86,13	0,04	[2]
Uva	16,25	81,30	0,01	[3]
Manzana	10,39	85,56	0,03	[4]
Arándano	9,96	84,21	0,05	[5]
Frambuesa	4,40	84,21	0,05	[6]
Moras	4,88	88,15	0,05	[7]
Frutillas	4,89	90,95	0,03	[8]

4. A partir de la base de cálculo escogida (830.000 kg residuo/año) se determinó la cantidad de azúcar, agua, carbohidratos complejos y otras especies que se encontrasen en la mezcla total. Por ejemplo, en el caso de la cereza, la cantidad de azúcar, agua y carbohidratos complejos que esta fruta aporta, se calculó de la siguiente forma:

La cantidad de cereza que presentará el total de residuos es:

$$\text{Cantidad de cereza} = \text{porcentaje de presencia caso teórico} \cdot \text{base de cálculo} \quad (31)$$

$$\text{Cantidad de cereza} = 0,13 \cdot 830.000 \text{ [kg]} = 107.900 \text{ [kg]} \quad (32)$$

De ese total, el aporte en cuanto a la composición de la mezcla será:

$$\text{Aporte en azúcar} = \text{porcentaje de azúcar} \cdot \text{cantidad de cereza} \quad (33)$$

$$\text{Aporte en azúcar} = 0,0849 \cdot 107.900 \text{ [kg]} = 9.161 \text{ [kg]} \quad (34)$$

$$\text{Aporte en agua} = \text{porcentaje de agua} \cdot \text{cantidad de cereza} \quad (35)$$

$$\text{Aporte en agua} = 0,861 \cdot 107.900 \text{ [kg]} = 92.934 \text{ [kg]} \quad (36)$$

$$\text{Aporte carbohidratos complejos} = \text{porcentaje de carbohidratos complejos} \cdot \text{cantidad de cereza} \quad (37)$$

$$\text{Aporte carbohidratos complejos} = 0,04 \cdot 107.900 \text{ [kg]} = 3.982 \text{ [kg]} \quad (38)$$

Realizando el mismo procedimiento para las demás frutas, se completó la siguiente tabla (Tabla 8):

Tabla 8: Aporte de azúcar, agua y carbohidratos complejos de las distintas frutas consideradas.

Fruta	Aporte en azúcar [kg]	Aporte en agua [kg]	Aporte en carbohidratos [kg]
Cereza	9.161	92.934	3.982
Uva	14.836	74.227	822
Manzana	11.211	92.319	3.010
Arándano	9.920	83.873	4.512
Frambuesa	6.939	139.012	7.459
Moras	6.886	124.380	6.674
Frutillas	5.682	105.884	3.242
Total	64.635	712.430	29.701

5. Finalmente, la base de cálculo presenta la siguiente composición (Tabla 9).

Tabla 9: Composición base de cálculo.

Compuesto	Cantidad [kg]	Fracción másica
Azúcar	64.635	0,08
Agua	712.430	0,86
Carbohidratos complejos	29.701	0,04
Otros	23.234	0,03
Total	830.000	1

8.6 Anexo 6: Conminución

El proceso de conminución se lleva a cabo en un molino de cuchillos, el cual permite homogenizar y disminuir el tamaño de los residuos, de manera que estos puedan ser utilizados como sustratos eficientes para la producción de ácido láctico.

8.6.1 Balance de masa

8.6.1.1 Datos a utilizar

En la Figura 4 se presenta el diagrama asociado a la etapa de conminución, identificándose las corrientes de entrada y salida.



Figura 4: Diagrama Conminución.

A continuación, en la Tabla 10 se presentan los componentes de las corrientes de entrada y salida para esta operación unitaria:

Tabla 10: Componentes presentes en corrientes de entrada y salida.

Corriente	Componentes	Fracción másica
F_1	Agua	0,86
	Azúcares	0,08
	Carbohidratos complejos	0,04
	Otros	0,03
F_2	Agua	0,86
	Azúcares	0,08
	Carbohidratos complejos	0,04
	Otros	0,03

8.6.1.2 Ecuaciones y supuestos

Los supuestos utilizados para llevar a cabo el balance de masa se detallan a continuación:

1. Se asume que no hay acumulación, generación, ni consumo en el equipo, debido a que la única función de este es la reducción del tamaño de la materia prima.
2. Las composiciones en los flujos de entrada y salida son iguales.

Con lo anterior, se realiza el balance de masa global (Ecuación 39):

$$\text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generación} - \text{Consumo} \quad (39)$$

En base a los supuestos antes mencionados, el balance puede expresarse como:

$$F_1 = F_2 \quad (40)$$

Donde:

- F_1 : Flujo másico de entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- F_2 : Flujo másico de salida $\left[\frac{kg}{día}\right]$

8.6.1.3 Resultados y discusiones

La siguiente tabla presenta los resultados asociados a la resolución del balance de masa (Tabla 11):

Tabla 11: Resultados balance de masa en equipo de conminución.

Flujos				
Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica	$\left[\frac{kg}{día}\right]$ en corriente
F_1	830.000	Agua	0,86	712.430
		Azúcar	0,08	64.635
		Carbohidratos complejos	0,04	29.701
		Otros	0,03	23.235
Nombre corriente	Salida $\left[\frac{kg}{día}\right]$			
F_2	830.000	Agua	0,86	712.430
		Azúcar	0,08	64.635
		Carbohidratos complejos	0,04	29.701
		Otros	0,03	23.235
Entrada - Salida (debe dar 0)		Entrada	Salida	Error %
		830.000	830.000	0

A partir de los resultados es posible evidenciar que existe un error del 0%. Además, se cree que los supuestos utilizados no deberían condicionar el resultado de este balance.

8.6.2 Dimensionamiento

8.6.2.1 Datos a utilizar

A continuación se detallan los datos utilizados para el dimensionamiento del equipo de conminución (Tabla 12):

Tabla 12: Datos utilizados para dimensionar el equipo de conminución

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Diámetro manzana	0,070	[m]	[20]
Diámetro cereza	0,024	[m]	[21]
Diámetro uva	0,022	[m]	[22]
Diámetro arándano	0,011	[m]	[23]
Diámetro frambuesa	0,018	[m]	[23]
Diámetro mora	0,020	[m]	[24]
Diámetro frutilla	0,024	[m]	[25]

Diámetro promedio de entrada (d_1)	0,025	[m]	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Conminución"
Diámetro de salida (d_2)	0,002	[m]	[26]
Índice de Bond (E_i)	0,011	$\left[\frac{kW \cdot h}{t}\right]$	[26]
Densidad residuos	1020,43	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Conminución"

8.6.2.2 Ecuaciones y supuestos

Para el dimensionamiento del equipo de conminución se utilizó el siguiente supuesto:

1. El tamaño promedio de la materia prima se estimó a partir del diámetro de los frutos seleccionados.

Para determinar la potencia requerida por el equipo para disminuir el tamaño de los residuos hasta 2 [mm], se utilizan la Ecuación (41) y la Ecuación (42):

$$E^0 = 100 \cdot E_i \cdot \left(\frac{1}{\sqrt{d_2}} - \frac{1}{\sqrt{d_1}} \right) \quad (41)$$

Donde:

- E^0 : Energía específica necesaria para reducir el tamaño de partícula desde d_1 hasta d_2 $\left[\frac{kW \cdot h}{t}\right]$
- E_i : Índice de Bond $\left[\frac{kW \cdot h}{t}\right]$
- d_1 : Diámetro inicial de las partículas sólidas [m]
- d_2 : Diámetro final de las partículas sólidas [m]

$$P_{consumida} = E^0 \cdot F_{1,a} \quad (42)$$

Nota: E^0 puede también expresarse en $\left[\frac{J}{kg}\right]$

8.6.2.3 Resultados y discusiones

A partir de los datos y las ecuaciones antes presentadas, se determinó la potencia requerida por el equipo (Tabla 13):

Tabla 13: Dimensionamiento equipo de conminución.

Dimensionamiento Potencia			
Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
E^0	62,687	$\left[\frac{J}{kg}\right]$	[27]
$P_{consumida}$	0,602	[kW]	Ver archivo .xls "Balance de masa" hoja "I.Conminución"

Posterior al cálculo de la potencia se buscó en catálogo un equipo que permitiera reducir de manera significativa el tamaño de las partículas. Las dimensiones del equipo definido se presentan a continuación (Tabla 14):

Tabla 14: Dimensiones del equipo de conminución.

Dimensionamiento Equipo de conminución			
Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Largo	2,100	[m]	[28]
Ancho	0,450	[m]	[28]
Alto	0,530	[m]	[28]
Volumen	0,501	[m ³]	[28]
Potencia eléctrica	18,5	[kW]	[28]

En relación a los resultados obtenidos, se tiene en primer lugar que la potencia consumida obtenida se encuentra por bajo lo observado en catálogos, lo anterior podría deberse a la utilización del Índice de Bond, ya que este se estimó para escala de laboratorio y en base a otro tipo de residuo hortofrutícola, que no necesariamente posee la misma composición que los residuos utilizados en para la realización de este proyecto.

Con respecto al volumen del equipo, se debe mencionar que este se obtuvo a partir de catálogo en función de la potencia determinada. Este es capaz de satisfacer el flujo diario a tratar.

8.7 Anexo 7: Hidrólisis Hidrotérmica

Para el proceso de hidrólisis hidrotérmica se utiliza un reactor en el que se mezclan los residuos orgánicos con agua para posteriormente someter el contenido a condiciones de presión y temperatura específicas que favorecen la reacción de hidrólisis de carbohidratos complejos. A continuación se presenta el balance de masa y dimensionamiento realizado en el equipo.

8.7.1 Balance de masa

8.7.1.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para el balance de masa se presentan en la Tabla 15:

Tabla 15: Datos utilizados para el balance de masa en reactor de Hidrólisis Hidrotérmica.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Relación cantidad de residuos/agua	1:1	$\left[\frac{kg \text{ residuos}}{L \text{ agua}}\right]$	[29]
Fracción másica de carbohidratos complejos que se transforma en azúcares simples	0,26	Adimensional	[30]
Densidad agua	0,998	$\left[\frac{kg}{L}\right]$	[31]
Densidad residuos	1.020,43	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Caracterización de la mezcla"

En la Figura 5 se presenta el diagrama asociado a la hidrólisis hidrotérmica, mostrando las corrientes de entrada y salida al reactor.

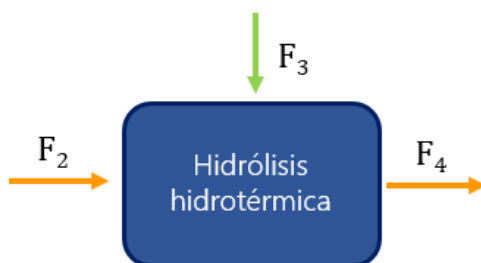


Figura 5: Diagrama Hidrólisis hidrotérmica.

Además, en la Tabla 16 se presentan los componentes de las corrientes de entrada y salida para la operación mencionada.

Tabla 16: Componentes presentes en corrientes de entrada y salida.

Corriente	Componentes	Fracción másica
F_2	Agua	0,86
	Azúcares	0,08
	Carbohidratos complejos	0,04
	Otros	0,03
F_3	Agua	1

F_4	Agua	0,93
	Azúcares	0,04
	Carbohidratos complejos	0,01
	Otros	0,01

8.7.2 Ecuaciones y supuestos

Para el balance de masa realizado en el reactor se utilizaron los supuestos listados a continuación:

1. La densidad de la mezcla una vez ocurrida la reacción de hidrólisis se asume constante e igual a la densidad del agua: Este supuesto se toma considerando que la materia prima contiene un alto porcentaje de agua y la densidad calculada es similar a la del agua.
2. Se asume estado estacionario.
3. El reactor es de tipo CSTR.
4. El 26% de los carbohidratos complejos se transforma en azúcares: Este supuesto se toma considerando el dato obtenido mediante bibliografía (presentado en la Tabla 15).

El balance de masa a realizar se presenta a continuación (Ecuación 43):

$$\text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generación} - \text{Consumo} \quad (43)$$

Así, considerando un reactor CSTR y estado estacionario, no existirá acumulación en el equipo. Con lo anterior, el balance para cada especie queda descrito a continuación:

$$0 = F_{in,1} \cdot x_{A,in,1} + F_{in,2} \cdot x_{A,in,2} - F_{out} \cdot x_{A,out} \quad (44)$$

Donde:

- F_{in} : Flujo másico de entrada “i” al reactor $\left[\frac{kg}{dia}\right]$
- F_{out} : Flujo másico de salida al reactor $\left[\frac{kg}{dia}\right]$
- $x_{A,in,i}$: Fracción másica de A en corriente de entrada “i”
- $x_{A,out}$: Fracción másica de A en corriente de salida

Se debe destacar que por efecto de realizar un balance de masa y no de moles, el término asociado a generación y consumo se descarta, considerando el principio de conservación de masa.

A partir de la ecuación 45 es posible concluir que el flujo másico de salida estará dado por:

$$F_{out} \cdot x_{A,out} = F_{in,1} \cdot x_{A,in,1} + F_{in,2} \cdot x_{A,in,2} \quad (45)$$

El balance anterior se cumple para las especies agua y otros, puesto que para efectos de la reacción se trata de inertes (no participan de la reacción).

Para calcular la cantidad de azúcares y carbohidratos complejos a la salida del reactor, se utiliza el dato correspondiente a que el 26% de la masa de carbohidratos complejos se hidroliza en azúcares simples. Así, considerando el dato anterior:

$$F_{CC,out} = F_{CC,in} \cdot (1 - 0,26) \quad (46)$$

$$F_{azúcares,out} = F_{azúcares,in} \cdot 0,26 \cdot F_{CC,in} \quad (47)$$

Donde:

- $F_{CC,out}$: Flujo másico de salida de carbohidratos complejos $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- $F_{CC,in}$: Flujo másico de entrada de carbohidratos complejos $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- $F_{azúcares,out}$: Flujo másico de salida de azúcares simples $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- $F_{azúcares,in}$: Flujo másico de entrada de azúcares simples $\left[\frac{kg}{día}\right]$

Por último, el balance global en el equipo estará dado por:

$$F_{in} = F_{out} \quad (48)$$

Donde:

- F_{in} : Flujo másico de entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- F_{out} : Flujo másico de salida $\left[\frac{kg}{día}\right]$

8.7.2.1 Resultados y discusiones

A continuación se presentan los resultados asociados a la resolución del balance de masa (Tabla 17):

Tabla 17: Resultados balance de masa en reactor de hidrólisis hidrotérmica.

Flujos					
Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{dia}\right]$	Entrada $\left[\frac{m^3}{dia}\right]$	Composición	Fracción másica	Masa en corriente $\left[\frac{kg}{dia}\right]$
F_2	830.000	813	Agua	0,86	712.430
			Azúcar	0,08	64.635
			Carbohidratos complejos	0,04	29.701
			Otros	0,03	23.235
F_3	828.340	830	Agua	1,000	828.340
	Salida $\left[\frac{kg}{dia}\right]$	Salida $\left[\frac{m^3}{dia}\right]$			
F_4	1.658.340	1.662	Agua	0,93	1540.770
			Azúcar	0,04	72.357
			Carbohidratos complejos	0,01	21.979
			Otros	0,01	23.235
Entrada – Salida (debe dar 0)			Entrada	Salida	Error %
			1.658.340	1.658.340	0

En relación a los resultados obtenidos, se debe mencionar que si bien la entrada es igual a la salida, existen supuestos que pueden causar una diferencia entre los resultados obtenidos y los reales. Específicamente el supuesto 4, correspondiente a la fracción de carbohidratos complejos que se transforma en azúcares simples, es un dato obtenido de bibliografía a partir de un desarrollo experimental de hidrólisis hidrotérmica. Lo anterior puede conllevar a que en la realidad la cantidad de

azúcares fermentables no esté dada por dicho valor, considerando de que se trata de un dato experimental que puede estar sujeto a diferentes errores, además de no ser una muestra representativa de lo que ocurre realmente con los residuos hortofrutícolas. Específicamente, esto puede depender de la composición de los residuos y las condiciones de operación.

8.7.3 Dimensionamiento

8.7.3.1 Datos a utilizar

A continuación se presentan los datos utilizados en el dimensionamiento del reactor de hidrólisis:

Tabla 18: Datos para el dimensionamiento de reactor de hidrólisis hidrotérmica.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Concentración de celulosa en la entrada	1.183.088	$\left[\frac{kmol}{m^3}\right]$	Ver archivo “Balance de Masa.xls” hoja “Hidrólisis Hidrotérmica”
Concentración de celulosa en la salida	428.549	$\left[\frac{kmol}{m^3}\right]$	Ver archivo “Balance de Masa.xls” hoja “Hidrólisis Hidrotérmica”
Relación altura/diámetro del reactor	1	Adimensional	[32]
Relación diámetro tanque/diámetro impeler	3	Adimensional	[33]
Factor de conversión de potencia (gc)	9,8	$\left[\frac{kg \cdot m}{kgf \cdot s^2}\right]$	[33]
Temperatura de operación	210	°C	[34]

8.7.3.2 Ecuaciones y supuestos

Para el dimensionamiento del reactor se utilizaron los supuestos listados a continuación:

1. Se opera a las condiciones óptimas de hidrólisis hidrotérmica: Según bibliografía, dichas condiciones incluyen una temperatura de operación de 210°C.
2. La diversidad de carbohidratos complejos es generalizada en celulosa: Considerando las distintas composiciones de los residuos, se asume que los carbohidratos complejos a degradar corresponden en su totalidad a celulosa. Lo anterior, debido a que la cinética de hidrólisis de dicho compuesto se encuentra estudiada en bibliografía y la reacción de hidrólisis es igual para todos los carbohidratos complejos.
3. La hidrólisis de celulosa se considera una reacción de primer orden con respecto a la concentración de dicho sustrato [35].
4. Largo de la cadena de celulosa: Considerando que la fórmula química de la celulosa corresponde a $(C_6H_{10}O_5)_n$, se asume $n=200$, correspondiente al largo mínimo de dicho polisacárido.
5. La densidad de la mezcla de salida se aproxima a la densidad del agua: Este supuesto se asume considerando que la materia prima contiene un alto porcentaje de agua y la densidad calculada es similar a la del agua.

6. Para el cálculo del número de potencia (necesario para dimensionar la potencia necesaria para agitar la mezcla dentro del reactor), se asume un número de Reynolds turbulento (del orden de 10^5): Lo anterior se asume con el objetivo de asegurar una mezcla apropiada de la solución.
7. Para dimensionar la potencia necesaria para mezclar el contenido del reactor, se supone el uso de un agitador tipo Turbina Rushton, considerando el amplio intervalo de viscosidades con las que trabaja [32].

Dimensionamiento del volumen del equipo.

En relación a las ecuaciones utilizadas para el dimensionamiento del reactor, se tiene la ecuación de diseño de un reactor CSTR:

$$\frac{V}{F_{v,in}} = \frac{(C_{A0} - C_A)}{-r_A} \quad (49)$$

Donde:

- $F_{v,in}$: Flujo volumétrico de entrada al reactor $\left[\frac{m^3}{s}\right]$
- C_{A0} : Concentración de reactivo límite en la entrada $\left[\frac{kmol}{m^3}\right]$
- C_A : Concentración de reactivo límite en la salida $\left[\frac{kmol}{m^3}\right]$
- $-r_A$: Velocidad de reacción (consumo del reactivo límite) evaluada en las condiciones de salida $\left[\frac{kmol}{m^3 \cdot s}\right]$

Considerando una reacción de primer orden para la hidrólisis de celulosa y reordenando la ecuación 49, se tiene la siguiente expresión para el cálculo del volumen:

$$V = \frac{F_{v,in} \cdot (C_{A0} - C_A)}{k \cdot C_A} \quad (50)$$

Las dimensiones del equipo se calculan asumiendo una geometría cilíndrica, además de las relaciones entre diámetro y altura del reactor establecidas en la Tabla 18.

Cálculo de la constante cinética a 210°C

Para poder estimar el volumen del reactor fue necesario estimar la constante cinética de la reacción de hidrólisis de celulosa. Debido a que no se encontraron datos actualizados de constantes cinéticas de procesos de hidrólisis hidrotérmica de celulosa, dicha constante se estimó a partir de un proceso de hidrólisis ácida del mismo polisacárido. Lo anterior se realizó en base a datos bibliográficos de la hidrólisis de celulosa a partir de piel de plátano [36], de donde se obtuvo una curva de $\ln(k)$ en función de $\frac{1}{T(K)}$ (Figura 6).

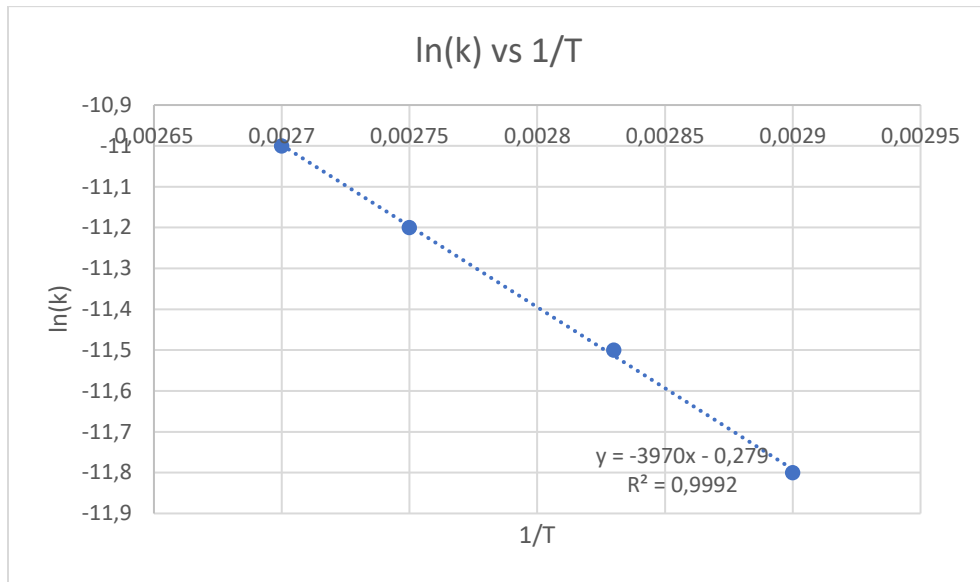


Figura 6: Cálculo de $\ln(k)$ en función de $1/T$ para hidrólisis de celulosa a partir de piel de plátano.

A partir de la línea obtenida se calculó una constante cinética igual a $0,0002 \left[\frac{1}{s} \right]$.

Dimensionamiento de la potencia necesaria para la agitación del reactor

Para el dimensionamiento de la potencia necesaria para mantener una mezcla homogénea, se utilizó el número de potencia:

$$N_p = \frac{P_0 \cdot g_c}{N^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho} \quad (51)$$

Donde:

- N_p : Número de potencia (adimensional)
- P_0 : Potencia externa entregada por el agitador $\left[\frac{kgf \cdot m}{s} \right]$
- g_c : Factor de conversión = $9,8 \left[\frac{kg \cdot m}{kgf \cdot s^2} \right]$
- N : Velocidad de rotación de las aspás $[rps]$
- D_a : Diámetro de las aspás $[m]$
- ρ : Densidad de la mezcla $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

Se debe destacar que el diámetro de las aspás se obtiene a partir de las relaciones expuestas en la Tabla 18.

Asumiendo un agitador de tipo turbina Rushton y régimen turbulento, se tiene que $N_p = 5$. Utilizando gráficos de adimensionales como el de la Figura 7, es posible obtener el número de potencia y despejar la potencia externa necesaria:

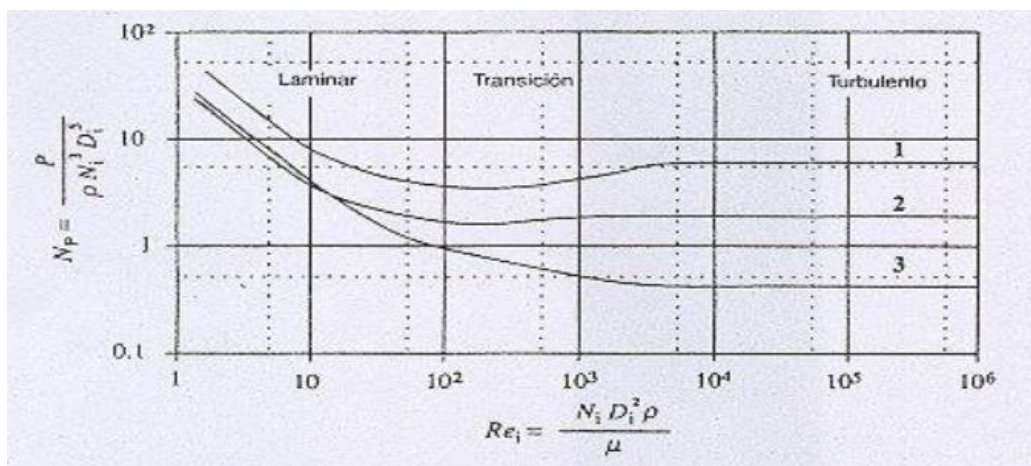


Figura 7: Correlación entre el Número de Potencia y Número de Reynolds para (1) Turbina Rushton, (2) Canalete y (3) Hélice marina [33].

8.7.3.3 Resultados y discusiones

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para el dimensionamiento del reactor de hidrólisis (Tabla 19).

Tabla 19: Dimensionamiento de reactor de hidrólisis.

Parámetro	Valor	Unidad
Volumen sin margen de seguridad	167,45	[m ³]
Volumen con margen de seguridad	200,94	[m ³]
Tiempo residencia	2,4	[h]
Diámetro reactor	5,97	[m]
Altura reactor	7,17	[m]
Potencia	468,73	[kW]

En relación a los resultados obtenidos, se debe mencionar que existen un supuesto importante que sustenta la obtención del volumen del reactor: la constante cinética utilizada para establecer la cinética de hidrólisis de celulosa. Dicha constante se obtuvo a partir de la hidrólisis de carbohidratos complejos obtenidos desde piel de plátano, residuo que no necesariamente se hidroliza a la misma velocidad que la composición de la mezcla establecida.

Por otro lado, el cálculo con adimensionales para estimar la potencia no es preciso, pues se trata de un método gráfico.

8.8 Anexo 8: Hidrólisis enzimática

Durante la hidrólisis enzimática se buscan extraer las azúcares fermentables de los residuos orgánicos introducidos al proceso con el fin de facilitar el proceso de fermentación. Dicha operación es llevada a cabo a través e enzimas que degradan los polisacáridos en azúcares simples.

8.8.1 Balance de masa

8.8.1.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para el balance de masa en el reactor de hidrólisis se presentan en la tabla a continuación:

Tabla 20: Datos utilizados para el balance de masa en el reactor de hidrólisis enzimática.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Yield celulasa	0,9946	Adimensional	[36]

En la Figura 8 se presenta el diagrama asociado a la hidrólisis hidrotérmica, mostrando las corrientes de entrada y salida al reactor.



Figura 8: Diagrama Hidrólisis Enzimática.

Además, en la Tabla 21 se presentan los componentes de las corrientes de entrada y salida para la operación mencionada.

Tabla 21: Componentes en corrientes de entrada y salida al reactor de hidrólisis enzimática.

Corriente	Componentes	Fracción másica
F_4	Agua	0,9291
	Azúcares	0,0436
	Carbohidratos complejos	0,0133
	Otros	0,0140
F_5	Agua	0,9291
	Azúcares	0,0568
	Carbohidratos complejos	0,0001
	Otros	0,0140

8.8.1.2 Ecuaciones y supuestos

Para el balance de masa realizado en el reactor se utilizaron los supuestos listados a continuación:

1. De acuerdo a la búsqueda bibliográfica realizada, se utiliza un conjunto de enzimas que permite el mayor rendimiento de la reacción de hidrólisis de azúcares complejos [36].
2. Se asume estado estacionario.

El balance de masa a realizar se presenta a continuación:

$$Acumulación = Entrada - Salida + Generación - Consumo \quad (52)$$

Así, considerando un reactor continuo y en estado estacionario, no existirá acumulación en el equipo. Con lo anterior, el balance para cada especie queda descrito a continuación:

$$0 = F_{in,1} \cdot x_{A,in,1} + F_{in,2} \cdot x_{A,in,2} - F_{out} \cdot x_{A,out} \quad (53)$$

Donde:

- F_{in} : Flujo másico de entrada "i" al reactor $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- F_{out} : Flujo másico de salida al reactor $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- $x_{A,in,i}$: Fracción másica de A en corriente de entrada "i"
- $x_{A,out}$: Fracción másica de A en corriente de salida

Para calcular la cantidad de azúcares y carbohidratos complejos a la salida del reactor, se utiliza el rendimiento de hidrólisis de la enzima, que se traduce en que el 99,46% de la masa de carbohidratos complejos se hidroliza en azúcares simples. Así, considerando el dato anterior:

$$F_{CC,out} = F_{CC,in} \cdot (1 - 0,9946) \quad (54)$$

$$F_{azúcares,out} = F_{azúcares,in} \cdot 0,9946 \cdot F_{CC,in} \quad (55)$$

Donde:

- $F_{CC,out}$: Flujo másico de salida de carbohidratos complejos $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- $F_{CC,in}$: Flujo másico de entrada de carbohidratos complejos $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- $F_{azúcares,out}$: Flujo másico de salida de azúcares simples $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- $F_{azúcares,in}$: Flujo másico de entrada de azúcares simples $\left[\frac{kg}{día}\right]$

Por último, el balance global en el equipo estará dado por:

$$F_{in} = F_{out} \quad (56)$$

Donde:

- F_{in} : Flujo másico de entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- F_{out} : Flujo másico de salida $\left[\frac{kg}{día}\right]$

8.8.1.3 Resultados y discusiones

A continuación, se presentan los resultados asociados a la resolución del balance de masa (Tabla 22):

Tabla 22: Resultados balance de masa en reactor de hidrólisis enzimática.

Flujos				
Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica	$\left[\frac{kg}{día}\right]$ en corriente
F4	1.658.340	Agua	0,9291	1.540.770

		Azúcar	0,0436	72.357
		Carbohidratos complejos	0,0133	21.979
		Otros	0,0140	23.235
Nombre corriente	Salida $\left[\frac{kg}{dia}\right]$			
F5	1.658.340	Agua	0,9291	1.540.770
		Azúcar	0,0568	94.217
		Carbohidratos complejos	0,0001	119
		Otros	0,0140	23.235
Entrada - Salida (debe dar 0)		Entrada	Salida	Error %
		1.658.340	1.658.340	0

A partir de los resultados obtenidos es posible notar que el balance dentro del reactor tiene un error del 0%. A pesar de lo anterior, existen supuestos que pueden afectar la veracidad de los resultados obtenidos. En particular, se tiene que la elección del cóctel de enzimas puede variar según la composición de residuos a tratar. En el caso particular de la bibliografía citada, se trataba de residuos de naranja.

8.8.2 Dimensionamiento

8.8.2.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para la realizar el balance de masa se presentan en Tabla 23.

Tabla 23: Datos utilizados para el dimensionamiento del reactor de hidrólisis enzimática.

Dato	Valor	Unidad	Referencia
Rendimiento sacarificación (Y_s) de celulosa	0,9946	Adimensional	[37]
Unidades de enzima por gramo de enzima celluclast 1.5	700	$\left[\frac{unidades}{gr}\right]$	[38]
Unidades de celulasa óptimas por gr de peso seco	43	$\left[\frac{unidades}{gr\ peso\ seco}\right]$	[39]
Peso molecular enzima Celluclast 1.5	48.833	$\left[\frac{gr}{mol}\right]$	[40]
Km celulasa	0,0920	$\left[\frac{mol}{m^3}\right]$	[40]
Turn over number celulasa	0,0010	$\left[\frac{1}{s}\right]$	[41]
Razón entre volumen del líquido y volumen del equipo	0,8000	Adimensional	[32]

Razón entre altura del líquido y diámetro del equipo para el cálculo de las dimensiones del equipo	1	Adimensional	[32]
Relación diámetro líquido/ diámetro impeller	3	Adimensional	[33]
Relación altura y diámetro del impeller	1	Adimensional	[33]
Reynolds turbulento	40.000	Adimensional	[42]
Viscosidad dinámica del agua	$8,91 \cdot 10^{-4}$	$\left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]$	[43]

8.8.2.2 Ecuaciones y supuestos

Para el dimensionamiento del equipo se utilizaron los siguientes supuestos:

1. No existe acumulación en el equipo.
2. Se opera a las condiciones óptimas de hidrólisis enzimática de la referencia. [39]
3. Se utiliza como reacción limitante la reacción de descomposición de celulosa llevada a cabo por la enzima celluclast 1.5 (celulasa) ya que es la que se utiliza en menor concentración y posee los menores valores para la constante de Michaelis Menten y velocidad máxima. [40]
4. Para facilitar el cálculo, se asume que todos los carbohidratos complejos son celulosa.
5. Se asume el uso de un solo impeller.
6. Se comprará la solución celluclast 1.5 cuya composición es conocida.
7. Se utilizan las propiedades del agua para caracterizar las propiedades de la mezcla.

Para calcular el volumen necesario en configuración CSTR, se utiliza la ecuación de diseño de este. Esta ecuación se presenta a continuación.

$$V = \frac{F_{A0} \cdot x}{r} \quad (57)$$

Donde:

- V : Corresponde al volumen del reactor [m^3]
- F_{A0} : Corresponde al flujo molar de entrada del reactivo limitante $\left[\frac{mol}{día} \right]$
- x : Corresponde a la conversión
- r : Corresponde a la velocidad de reacción en función del reactivo limitante $\left[\frac{mol}{día} \right]$
- x_o : Corresponde a la conversión inicial
- x_f : Corresponde a la conversión final

Utilizando el tercer y cuarto supuesto, se impone como reactivo limite la celulosa y se utiliza la siguiente ecuación para definir la velocidad de reacción.

$$r = \frac{V_{max} \cdot [S]}{K_m + [S]} \quad (58)$$

Donde:

- r : Corresponde a la velocidad de reacción en función del reactivo limitante $\left[\frac{mol}{día}\right]$
- V_{max} : Corresponde a la velocidad máxima $\left[\frac{mol}{día}\right]$
- $[S]$: Corresponde a la concentración de sustrato $\left[\frac{mol}{día}\right]$
- K_m : Corresponde a la constante de Michaelis-Menten $\left[\frac{mol}{m^3}\right]$

Además, es posible obtener el valor de la velocidad máxima utilizando la siguiente expresión. (Ver ecuación 59)

$$V_{max} = [E] \cdot TON \quad (59)$$

Donde:

- V_{max} : Corresponde a la velocidad máxima $\left[\frac{mol}{día}\right]$
- $[E]$: Corresponde a la concentración de enzima en solución $\left[\frac{mol}{m^3}\right]$
- TON : Corresponde al turn over number de la enzima estudiada $\left[\frac{1}{s}\right]$

Empleando el sexto supuesto, y utilizando el número óptimo de unidades enzimáticas, el peso molecular de la celulasa y la cantidad de unidades enzimáticas presente en un gramo de la mezcla enzimática, se puede calcular la masa de enzima por día (ecuación 60)

$$Masa_{Enzima} = \frac{U_{opt}}{[U_E]} \cdot PM_E \quad (60)$$

Donde:

- $Masa_{Enzima}$: Corresponde a la masa de enzima óptima $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- U_{opt} : Corresponde a las unidades enzimáticas óptimas $[unidades]$
- $[U_E]$: Corresponde a la concentración de unidades presente en celluclast $1.5 \cdot \left[\frac{unidades}{gr}\right]$
- PM_E : Peso molecular enzima celulasa $\left[\frac{mol}{gr}\right]$

Dividiendo la masa diaria de enzima óptima en el flujo volumétrico, se obtiene la concentración (Ver ecuación 61).

$$[E] = \frac{Masa_{Enzima}}{FT} \quad (61)$$

Donde:

- $[E]$: Corresponde a la concentración molar de enzima $\left[\frac{mol}{m^3}\right]$
- $Masa_{Enzima}$: Corresponde a la masa de enzima óptima $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- FT : Corresponde al flujo volumétrico diario total $\left[\frac{m^3}{día}\right]$

Reemplazando el valor obtenido para la concentración enzimática en la ecuación 59 se puede obtener el valor de la velocidad máxima.

Además, es posible reescribir la concentración de sustrato en función de la conversión como sigue:

$$[S] = [S_o] \cdot (1 - x) \quad (62)$$

Donde:

- $[S]$: Corresponde a la concentración de sustrato $\left[\frac{mol}{m^3}\right]$
- $[S_o]$: Corresponde a la concentración inicial de sustrato $\left[\frac{mol}{m^3}\right]$
- x : Corresponde a la conversión

Reemplazando el valor obtenido para la concentración de sustrato en función de la conversión en la ecuación 59 es posible obtener la velocidad de reacción.

Para calcular el flujo molar de reactivo limitante, se utiliza la fracción másica, el flujo másico de entrada y el peso molecular de la celulosa.

$$F_{A0} = F_M \cdot X \cdot PM_E \quad (63)$$

Donde,

- F_{A0} : Corresponde al flujo molar de celulosa inicial $\left[\frac{mol}{dia}\right]$
- F_M : Corresponde al flujo másico total $\left[\frac{kg}{dia}\right]$
- X : Corresponde a la fracción másica de celulosa o carbohidratos complejos
- PM_E : Peso molecular celulosa $\left[\frac{kg}{kmol}\right]$

Utilizando el valor obtenido para velocidad de reacción y reemplazando este término en la ecuación de diseño de CSTR, se puede dimensionar el volumen del reactor.

Debido al alto volumen encontrado se procede a calcular el volumen del reactor utilizando la configuración PFR. Para ello se utilizan los valores calculados anteriormente y la ecuación 64

$$\frac{V}{F_{A0}} = \int_{x_o}^{x_f} \frac{dx}{r} \quad (64)$$

Una vez obtenidos los volúmenes de los reactores, se puede calcular la potencia consumida por el equipo CSTR.

$$P_o = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_i^5}{G_c} \quad (65)$$

Donde:

- P_o : Corresponde a la potencia externa entregada al sistema por el agitador $\left[\frac{kgf}{m \cdot s}\right]$
- N_p : Corresponde al número de potencia
- ρ : Corresponde a densidad de la mezcla $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
- N : Corresponde a las revoluciones del aspa $[rps]$
- D_i : Corresponde al diámetro del agitador $[m]$
- G_c : Corresponde al factor de corrección de la potencia $9,8 \left[\frac{kg \cdot m}{kgf \cdot s^2}\right]$

Para calcular el número de potencia, se debe calcular el número de Reynolds, según la siguiente expresión:

$$R_e = \frac{N \cdot \rho \cdot D_i^2}{\mu} \quad (66)$$

Donde:

- R_e : Corresponde al número de Reynolds
- N : Corresponde a las revoluciones del aspa [rps]
- ρ : Corresponde a densidad de la mezcla $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
- μ : Corresponde a la viscosidad dinámica de la solución $\left[\frac{kg}{s \cdot m}\right]$

Asumiendo que las propiedades de la mezcla corresponden a las propiedades del agua, se obtiene el siguiente valor para el número de Reynolds:

$$R_e = 121.211.923$$

Este valor de Reynolds corresponde a flujo turbulento según lo indicado en bibliografía. Además, se selecciona el uso de un agitador de hélice marina para asegurar la correcta homogenización de la mezcla. Utilizando el siguiente grafico se puede obtener el número de potencia:

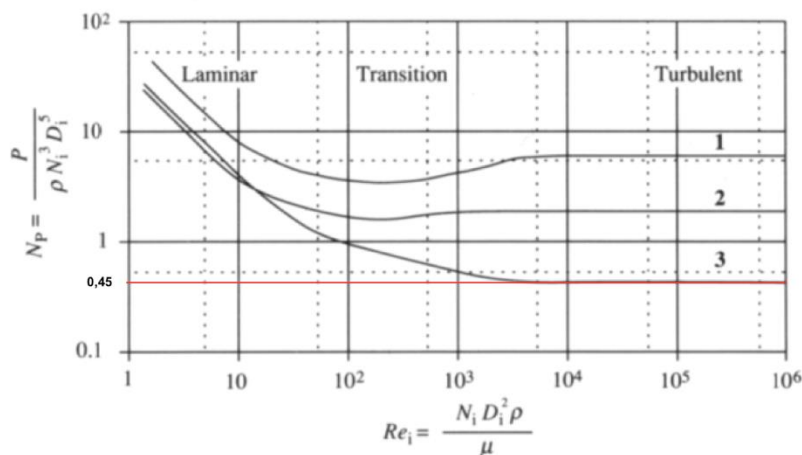


Figura 9: Gráfica del número de potencia en función del número de Reynolds.

Se obtiene el siguiente número de potencia.

$$N_p = 0.45$$

Reemplazando este valor se obtiene la potencia consumida.

8.8.2.3 Resultados y discusiones

Se obtienen los siguientes resultados para el volumen de los biorreactores en las diferentes configuraciones estudiadas.

Tabla 24: Dimensionamiento reactor de hidrólisis enzimática

Dimensionamiento Reactor enzimático			
Configuración	Parámetro	Valor	Unidad
PFR	Volumen	235	$[m^3]$
	Diámetro del reactor	40,15	$[m]$
CSTR	Volumen	4.600	$[m^3]$
	Diámetro del reactor	18,02	$[m]$

	Potencia	94,76	[kW]
--	----------	-------	------

Tabla 25: Diseño del sistema de agitación en el reactor de hidrólisis enzimática

Diseño del impeller		
Parámetro	Valor	Unidad
Diámetro del impeller (D_i)	6,01	[m]
N_p	8	Adimensional
Potencia	94,76	[kW]
Número de impellers mínimo	1	Adimensional
Número de impellers máximo	2	Adimensional

El volumen obtenido para el reactor de configuración CSTR es 20 veces mayor que el obtenido para la configuración PFR, lo que tiene sentido considerando que los reactores PFR suelen utilizar un menor volumen para alcanzar un mismo nivel de conversión.

Considerando las dimensiones obtenidas y debido a la baja solubilidad de la celulosa en agua, se decide trabajar con un reactor PFR de enzimas solubilizadas. Al tener las enzimas disueltas en la solución se facilita el acceso de la celulosa hacia el sitio activo de la enzima celulasa, situación que se dificulta al tener las enzimas inmovilizadas en un PFR de lecho empacado.

Si bien la difusión de la celulosa hacia la enzima se ve facilitada al trabajar en un reactor perfectamente agitado, se descarta dicha idea ya que el volumen obtenido durante el dimensionamiento es considerablemente mayor que el obtenido para un reactor flujo pistón.

8.9 Anexo 9: Fermentación

La etapa de fermentación busca propiciar las condiciones adecuadas para la producción de ácido láctico por parte de microorganismos (*Lactobacillus rhamnosus*). En esta sección se detalla el balance de masa y el dimensionamiento de la etapa de fermentación, la cual se lleva a cabo en un reactor CSTR.

8.9.1 Balance de masa

8.9.1.1 Datos a utilizar

A continuación, se detallan los datos utilizados para el cálculo del balance de masa (Tabla 26):

Tabla 26: Datos utilizados para el balance de masa en el fermentador.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
$Y_{P/S}$	0,74	Adimensional	[44]
γ	0,735	Adimensional	[44]
Factor de concentración de células (c)	1,618	Adimensional	Ver archivo “Balance de Masa.xls” hoja “Fermentación”
Conversión de glucosa	0,92	Adimensional	[44]
$Y_{X/S}$	0,18	Adimensional	Ver archivo “Balance de Masa.xls” hoja “Fermentación”
K_S	0,3	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[45]
$\mu_{m\acute{a}x}$	0,58	$\left[\frac{1}{h}\right]$	[45]
Tasa de dilución (D)	0,4	$\left[\frac{1}{h}\right]$	[44]
$Y_{P/X}$	2,6	Adimensional	[46]
μ	0,218	$\left[\frac{1}{h}\right]$	Ver archivo “Balance de Masa.xls” hoja “Fermentación”

En la Figura 10 se presenta el diagrama asociado a la fermentación, mostrando las corrientes de entrada y salida.



Figura 10: Diagrama fermentación.

Además, en la Tabla 27 se presentan los componentes de las corrientes de entrada y salida para la operación antes mencionada:

Tabla 27: Composición en las corrientes de entrada y salida del fermentador.

Corriente	Componentes	Fracción másica
F_5	Agua	0,93
	Azúcares	0,06
	Carbohidratos complejos	0,00
	Otros	0,01
F_7	Agua	0,90
	Azúcares	0,01
	Carbohidratos complejos	0,00
	Otros	0,01
	Células	0,05
	Ácido láctico	0,03
F_6	Agua	0,92
	Azúcares	0,01
	Carbohidratos complejos	0,00
	Otros	0,01
	Células	0,02
	Ácido láctico	0,03

8.9.1.2 Ecuaciones y supuestos

Para el balance de masa realizado en el reactor se utilizaron los supuestos listados a continuación:

1. La tasa de dilución se encuentra en el rango óptimo.
2. El crecimiento del microorganismo está dado por una cinética de Monod.
3. La diferencia entre la conversión de glucosa y el rendimiento glucosa – producto ($Y_{S/P}$) es igual al rendimiento glucosa – biomasa ($Y_{S/B}$).
4. Se asume estado estacionario.
5. La velocidad de mantención celular es despreciable.
6. No hay productos asociados al crecimiento del microorganismo.
7. La entrada es estéril con respecto a la biomasa.
8. La velocidad de muerte del microorganismo es despreciable.

El balance de masa de sustrato limitante se presenta a continuación (Ecuación 67):

$$\begin{aligned}
 \text{Acumulación} &= \text{Entrada sustrato} - \text{Salida sustrato} \\
 &\quad - \text{Sustrato consumido crecimiento} \\
 &\quad - \text{Sustrato utilizado en mantención} \\
 &\quad - \text{Formación de producto asociado al crecimiento}
 \end{aligned} \tag{67}$$

Al asumir estado estacionario, no existirá acumulación en el equipo. Además, la velocidad de mantención es despreciable y no hay productos asociados al crecimiento, por lo que la ecuación se reduce a:

$$0 = \text{Entrada sustrato} - \text{Salida sustrato} - \text{Sustrato consumido crecimiento} \tag{68}$$

Lo anterior se define algebraicamente en la Ecuación 69:

$$F \cdot s_o + \gamma \cdot F \cdot s - (1 + \gamma) \cdot F \cdot s - \frac{\mu \cdot x_1 \cdot V}{Y_{x/s}} = 0 \quad (69)$$

Donde:

- F : Flujo volumétrico $\left[\frac{m^3}{h}\right]$
- s_o : Concentración de sustrato inicial $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
- γ : Tasa de reflujo
- s : Concentración de sustrato en la salida $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
- μ : Velocidad específica de crecimiento $\left[\frac{1}{h}\right]$
- x_1 : Concentración de biomasa en la salida $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
- V : Volumen del reactor $[m^3]$
- $Y_{x/s}$: Rendimiento biomasa - sustrato

Además, se plantea el balance de células, asumiendo los supuestos expuestos anteriormente:

$$F \cdot x_o + \gamma \cdot F \cdot c \cdot x_1 - (1 + \gamma) \cdot F \cdot x_1 - \mu \cdot x_1 \cdot V = 0 \quad (70)$$

Donde:

- x_o : Concentración de biomasa inicial $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

Reordenando la Ecuación 70 se obtiene el término de velocidad de crecimiento específica μ :

$$\mu = D(1 + \gamma - c\gamma) \quad (71)$$

Donde:

- D : Tasa de dilución $\left[\frac{1}{h}\right]$
- c : Factor de concentración de células

Reemplazando la ecuación 71 en la ecuación 69, se obtiene la concentración de biomasa a la salida del fermentador:

$$\frac{Y_{x/s} \cdot (s_o - s)}{1 + \gamma - c\gamma} = x_1 \quad (72)$$

Por otro lado, la concentración de sustrato se estima en función de los balances antes mencionados y la ecuación de la velocidad específica de crecimiento:

$$\frac{K_s \cdot D \cdot (1 + \gamma - c \cdot \gamma)}{\mu_{\max} - D \cdot (1 + \gamma - c\gamma)} = s \quad (73)$$

- K_s : Constante de saturación $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
- μ : Velocidad máxima específica de crecimiento $\left[\frac{1}{h}\right]$

Para determinar la concentración de células reingresadas al sistema se utiliza el factor de concentración c :

$$x_{reciclo} = c \cdot x_1 \quad (74)$$

- $x_{reciclo}$: Concentración de células en la corriente reingresada al sistema $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

Finalmente, para encontrar la concentración de producto, se realizó un balance de producto, del cual se obtuvo:

$$\frac{\mu \cdot Y_{P/X} \cdot x_1}{D} = P_1 \quad (75)$$

Donde:

- $Y_{P/X}$: Rendimiento producto – biomasa
- P_1 : Concentración de producto en la corriente de salida $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

8.9.1.3 Resultados y discusiones

Del balance se obtienen los siguientes flujos de entrada y salida (Tabla 28):

Tabla 28: Flujos de entrada y salida en el fermentador.

Flujos				
Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica	$[kg]$ en corriente
F_5	1.658.340	Agua	0,93	1.540.770
		Azúcar	0,06	94.217
		Carbohidratos complejos	0,00	119
		Otros	0,01	23.235
F_7	1.227.491	Agua	0,90	1.098.789
		Azúcar	0,01	12.054
		Carbohidratos complejos	0,00	88
		Otros	0,01	17.198
		Células	0,05	56.676
		Ácido Láctico	0,03	42.687
Nombre corriente	Salida $\left[\frac{kg}{día}\right]$			
F_6	2.885.831	Agua	0,92	2.659.821
		Azúcar	0,01	28.338
		Carbohidratos complejos	0,00	207
		Otros	0,01	40.433
		Células	0,02	56.676
		Ácido Láctico	0,03	100.357
Entrada - Salida (debe dar 0)		Entrada	Salida	Error %
		2.885.831	2.885.831	0

Los resultados del balance de masa indican que no existe error asociado al cálculo de este, ya que los flujos de entrada y salida son iguales.

Además, es importante destacar que se consumen casi en su totalidad los azúcares presentes en el medio de cultivo.

8.9.2 Dimensionamiento

8.9.2.1 Datos a utilizar

A continuación, se presentan los datos utilizados para dimensionar el reactor:

Tabla 29: Datos utilizados para el dimensionamiento del fermentador.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
$\mu_{m\acute{a}x}$	0,58	$\left[\frac{1}{h}\right]$	[45]
μ	0,218	$\left[\frac{1}{h}\right]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Fermentación"
Margen de seguridad	1,2	Adimensional	[33]
H_L/D_t	2	Adimensional	[47]
g_c	9,8	$\left[\frac{kg \cdot m}{kgf \cdot s^2}\right]$	[33]
ρ	1.000	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[48]
Viscosidad	0,001	$[Pa \cdot s]$	[43]
Velocidad de rotación del impeller	0,833	$[rps]$	[49]
D_t/D_i	3	Adimensional	[47]
H_L/D_i	3	Adimensional	[47]
H_i/D_i	1	Adimensional	[47]

8.9.2.2 Ecuaciones y supuestos

Para el dimensionamiento del equipo se utilizaron los siguientes supuestos:

1. La alimentación al sistema es estéril.
2. La velocidad de muerte es despreciable.
3. Estado estacionario y volumen constante.

La ecuación utilizada para dimensionar el equipo se presenta a continuación (Ecuación 76):

$$V = \frac{F_{in}}{\mu} \quad (76)$$

Donde:

- F_{in} : Flujo de entrada.
- μ : Velocidad específica de crecimiento del microorganismo.

Con lo anterior se obtienen las dimensiones para el fermentador Tabla 30:

Tabla 30: Dimensiones del fermentador.

Dimensionamiento Fermentador		
Parámetro	Valor	Unidad
Volumen	317,15	[m ³]
Volumen con margen de seguridad	380,58	[m ³]
Diámetro del fermentador (D_t)	13,37	[m]
Altura del fermentador (H_L)	26,74	[m]

Luego se determinó la potencia a partir una correlación entre el Número de Potencia y el Número de Reynolds, asumiendo que se utilizará una Turbina Rushton.

El número de potencia se define por la ecuación:

$$N_p = \frac{P_0 \cdot g_c}{N^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho} \quad (77)$$

Donde:

- N_p : Número de potencia (adimensional)
- P_0 : Potencia externa entregada por el agitador [kgf m/s]
- g_c : Factor de conversión = 9,8 [kg m/ kgf s²]
- N : Velocidad de rotación de las aspas [rps]
- D_i : Diámetro de las aspas [m]
- ρ : Densidad de la mezcla [kg/m³]

Con lo anterior, se obtuvieron los siguientes valores:

Tabla 31: Diseño del impeller.

Diseño del impeller		
Parámetro	Valor	Unidad
Diámetro del impeller (D_i)	4,46	[m]
N_p	8	Adimensional
Potencia	582,71	[kW]
Número de impellers mínimo	4	Adimensional
Número de impellers máximo	5	Adimensional

8.10 Anexo 10: Separación por membrana

La separación por membrana tiene como principal objetivo separar los restos celulares del caldo de cultivo rico en ácido láctico. A continuación se presentan los balances de masa y el dimensionamiento de la membrana a utilizar.

8.10.1 Balance de masa

El objetivo de la membrana es la recirculación de las células al fermentador.

8.10.1.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para llevar a cabo el balance se presentan en la Tabla 32:

Tabla 32: Datos utilizados para la realización del balance de masa en la membrana.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Eficiencia de la membrana	1	Adimensional	[44]
Factor de concentración (c)	2,351	Adimensional	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Fermentación"

En la Figura 11 se presenta el diagrama asociado a la separación por membrana, mostrando las corrientes de entrada y salida al reactor.

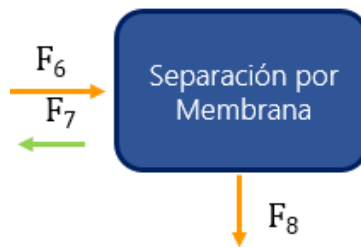


Figura 11: Diagrama separación por membrana.

8.10.1.2 Ecuaciones y supuestos

Los supuestos utilizados para realizar el balance de masa se listan a continuación:

1. Se filtra y refluja la totalidad de las células.
2. La composición del medio se mantiene constante en la entrada y las salidas de la membrana.

Para lo anterior se plantea el balance de biomasa en el separador que se presenta a continuación:

$$F \cdot (1 + \gamma) \cdot x_1 = F \cdot x_2 + \gamma \cdot F \cdot c \cdot x_1 \quad (78)$$

Donde:

- F : Flujo de alimentado al fermentador $\left[\frac{m^3}{h}\right]$
- γ : Fracción de reflujo
- c : Factor de concentración

- x_1 : Concentración de biomasa a la salida del fermentador y a la entrada luego de la recirculación.
- x_2 : Concentración de biomasa a la salida de la membrana.

Lo anterior se esquematiza en la Figura 12:

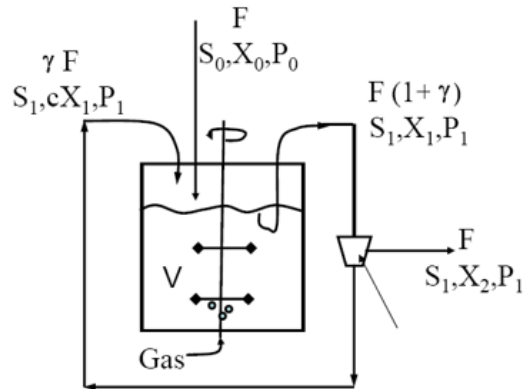


Figura 12: Esquema del sistema fermentador - membrana.

Este balance permite determinar ya que x_2 es igual a 0 debido al segundo supuesto.

8.10.1.3 Resultados y discusiones

Los flujos de las corrientes y las composiciones de estas se detallan a continuación en la Tabla 33:

Tabla 33: Resultados balance de masa separación por membrana.

Flujos				
Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{dia}\right]$	Composición	Fracción másica	$\left[\frac{kg}{dia}\right]$ en corriente
F_6	2.885.831	Agua	0,92	2.659.820,60
		Azúcar	0,01	28.337,82
		Carbohidratos complejos	0,0001	206,53
		Otros	0,01	40.433,41
		Células	0,02	56.675,63
		Ácido láctico	0,03	100.356,76
Nombre corriente	Salida $\left[\frac{kg}{dia}\right]$	Composición	Fracción másica	$\left[\frac{kg}{dia}\right]$ en corriente
F_7	1.227.491	Agua	0,90	1.098.788,52
		Azúcar	0,01	12.053,52
		Carbohidratos complejos	0,0001	87,85
		Otros	0,01	17.198,39
		Células	0,05	56.675,63
		Ácido láctico	0,03	42.686,84
F_8	1.658.340	Agua	0,94	1.540.769,67
		Azúcar	0,01	16.284,30
		Carbohidratos complejos	0,0001	118,68
		Otros	0,01	23.235,02
		Ácido Láctico	0,03	57.669,92

Entrada - Salida (debe dar 0)	Entrada	Salida	Error %
	2.885.830,75	2.865.568,34	0,70

El error asociado al balance podría deberse a los supuestos asumidos, principalmente a que la composición del medio se mantiene constante en ambas salidas de la membrana.

8.10.2 Dimensionamiento

8.10.2.1 Datos a utilizar

Los datos a utilizar se presentan en la Tabla 34:

Tabla 34: Datos utilizados para dimensionar el equipo de separación.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Flujo volumétrico que permite el equipo	1,3	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$	[50]
Densidad de la solución	998	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Separación-Membrana"
Flujo másico del equipo	1.297	$\left[\frac{kg}{h}\right]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Separación-Membrana"
Área de transferencia	20	$[m^2]$	[50]
Flux	64,87	$\left[\frac{kg}{m^2 \cdot h}\right]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Separación-Membrana"
Flujo volumétrico entrante al sistema	69.192	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Separación-Membrana"
Concentración celular a la entrada de la membrana (C_{BO})	18,64	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Separación-Membrana"
Concentración celular a la salida de la membrana (C_B)	30,16	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Separación-Membrana"

8.10.2.2 Ecuaciones y supuestos

A continuación, se detallan los supuestos utilizados para llevar a cabo el dimensionamiento del equipo de separación:

1. La densidad del flujo entrante al sistema es igual a la del agua.
2. La concentración del permeado se mantiene constante.
3. El flux utilizado para determinar el área de intercambio se encontró a través de bibliografía.

Luego, a partir de la Ecuación 15 se determina el área de transferencia de la membrana:

$$\frac{t \cdot A}{V} = C_{Bo} \cdot \int_{1/C_B}^{1/C_{Bo}} \frac{1}{j} \cdot d\left(\frac{1}{C_B}\right) \quad (79)$$

8.10.2.3 Resultados y discusiones

El área de transferencia resultante se presenta en la Tabla 35:

Tabla 35: Dimensionamiento de la membrana.

Parámetro	Valor	Unidad
Área de la membrana	614,77	[m ²]

Considerando el flujo a tratar y que habitualmente las membranas se disponen como en la Figura 13 , se tiene que el valor obtenido no utilizaría necesariamente 614 [m²] efectivos al interior de la planta, razón por la que se acepta la dimensión obtenida.

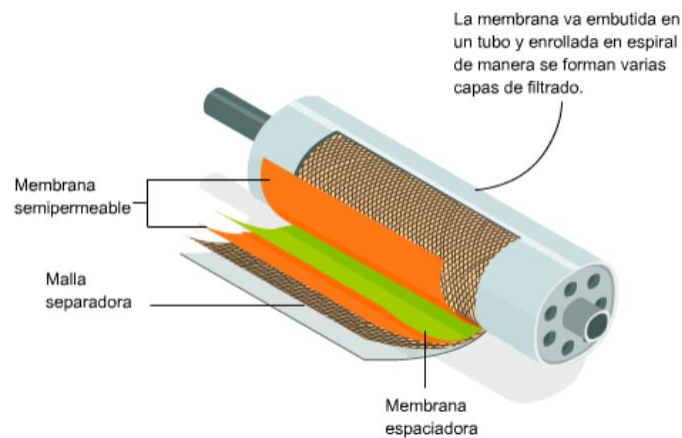


Figura 13: Filtros de membrana.

8.11 Anexo 11: Evaporador Flash

Durante el proceso de evaporación flash, se utiliza un evaporador que permite evaporar el agua de la solución acuosa de ácido láctico para concentrar este último hasta obtener una concentración aceptable para ingresar a proceso de extracción líquido - líquido. A continuación, se presenta el balance de masa y dimensionamiento realizado en el equipo.

8.11.1 Balance de masa

8.11.1.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para la realizar el balance de masa se presentan en la Tabla 36:

Tabla 36: Datos utilizados para el balance de masa en evaporador flash.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Presión de operación	0,450	[atm]	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.
Temperatura de operación	80 °C	°C	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.
Peso molecular agua	18	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[51]
Peso molecular ácido láctico	90	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[52]
Fracción másica de ácido láctico en líquido	0,440	Adimensional	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.
Fracción del ácido láctico alimentado que se recupera	0,900	Adimensional	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.
Densidad ácido láctico	1.200	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[53]
Razón de reciclo	64,970	Adimensional	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.

En la Figura 10 se presenta el diagrama asociado a la evaporación flash, mostrando las corrientes de entrada y salida al evaporador.

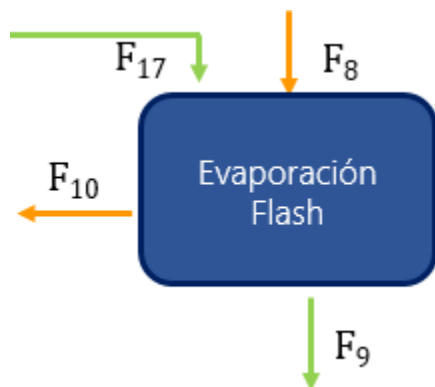


Figura 10: Diagrama Evaporación Flash.

A continuación se presentan los flujos másicos utilizados y las composiciones de cada corriente (Tabla 37).

Tabla 37: Flujos de entrada y salida utilizados en el balance de masa del equipo de evaporación flash.

Corriente	Componentes	Fracción másica
F_8	Ácido láctico	0,030
	Agua	0,970
F_{17}	Ácido láctico	0,300
	Agua	0,700
F_9	Ácido láctico	0,004
	Agua	0,996
F_{10}	Ácido láctico	0,440
	Agua	0,560

8.11.1.2 Ecuaciones y supuestos

Para el balance de masa realizado en evaporador flash se utilizaron los supuestos listados a continuación:

1. Se supone que la mezcla de entrada está compuesta por agua y ácido láctico, ya que la fracción másica de azúcar, carbohidratos complejos y otros es inferior a 0,014.
2. Se supone que el evaporador permite concentrar a un 44% p/p el ácido láctico ($X_{AL,6b} = 0,44$). De este modo se cumple la condición de entrada para la separación por solventes.
3. Se supone una recuperación del 90% del ácido láctico.
4. Se opera con un evaporador al vacío [33].
5. No existe acumulación en el equipo de evaporación.

El balance de masa a realizar se presenta a continuación:

$$\text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Producción} - \text{Consumo} \quad (80)$$

Reescribiendo la ecuación 80, se obtiene la ecuación 81.

$$\frac{dM}{dt} = \sum m_e - \sum m_s + \sum r_i \cdot V \quad (81)$$

Utilizando el primer supuesto se obtiene lo siguiente:

$$\sum m_e = F_{17} \cdot X_{AL,17} + F_{17} \cdot X_{agua,17} + F_8 \cdot X_{AL,8} + F_8 \cdot X_{agua,8} \quad (82)$$

$$\sum m_s = F_9 \cdot X_{AL,9} + F_9 \cdot X_{agua,9} + F_{10} \cdot X_{AL,10} + F_{10} \cdot X_{agua,10} \quad (83)$$

Donde,

- $\sum m_e$: Corresponde al flujo de entrada total $[\frac{kg}{día}]$
- F_{17} : Corresponde al flujo másico de la corriente de entrada 17 $[\frac{kg}{día}]$
- $X_{AL,17}$: Corresponde a la fracción másica de ácido láctico en la entrada 17
- $X_{agua,17}$: Corresponde a la fracción másica de agua en la entrada 17
- F_8 : Corresponde al flujo másico de la corriente de entrada 8 $[\frac{kg}{día}]$
- $X_{AL,8}$: Corresponde a la fracción másica de ácido láctico en la entrada 8
- $X_{agua,8}$: Corresponde a la fracción másica de agua en la entrada 8
- $\sum m_s$: Corresponde al flujo de salida total $[\frac{kg}{día}]$
- F_9 : Corresponde al flujo másico de la corriente de salida 9 $[\frac{kg}{día}]$
- $X_{AL,9}$: Corresponde a la fracción másica de ácido láctico en la salida 9
- $X_{agua,9}$: Corresponde a la fracción másica de agua en la salida 9
- F_{10} : Corresponde al flujo másico de la corriente de salida 10 $[\frac{kg}{día}]$
- $X_{AL,10}$: Corresponde a la fracción másica de ácido láctico en la salida 10
- $X_{agua,10}$: Corresponde a la fracción másica de agua en la salida 10

Asumiendo la inexistencia de acumulación, además de que no se consume ni genera ácido láctico, el balance de masa puede ser escrito como sigue:

$$0 = F_{17} \cdot X_{AL,17} + F_8 \cdot X_{AL,8} - F_9 \cdot X_{AL,9} - F_{10} \cdot X_{AL,10} \quad (84)$$

Utilizando la siguiente ecuación en conjunto del tercer supuesto se puede determinar el flujo másico $F_{6,b}$.

$$F_9 = 0,9 \cdot \frac{F_{17} \cdot X_{AL,17} + F_8 \cdot X_{AL,8}}{X_{AL,9}} \quad (85)$$

Realizando un balance de masa global y utilizando el quinto supuesto se puede calcular el flujo $F_{6,a}$ como sigue.

$$F_{10} = F_{17} + F_8 - F_9 \quad (86)$$

Reemplazando 85 y 86 en 84 se puede despejar la fracción másica de ácido láctico, quedando de la siguiente forma:

$$X_{AL,10} = \frac{F_{17} \cdot X_{AL,17} + F_8 \cdot X_{AL,8} - 0,9 \cdot \frac{F_{17} \cdot X_{AL,17} + F_8 \cdot X_{AL,8}}{X_{AL,9}} \cdot X_{AL,9}}{F_{10}} \quad (87)$$

Una vez calculada esta fracción, se puede obtener la fracción másica de agua en la salida $X_{agua,6a}$ en la salida $F_{6,a}$ utilizando la siguiente expresión:

$$X_{agua,10} = 1 - X_{AL,10} \quad (88)$$

8.11.1.3 Resultados y discusiones

Los resultados obtenidos para las corrientes de salida y sus composiciones se presentan a continuación (ver Tabla 38).

Tabla 38: Resultados balance de masa en evaporador flash.

Flujos				
Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica	Masa en corriente $\left[\frac{kg}{día}\right]$
F_8	1.658.340	Ácido láctico	0,030	57.669
		Agua	0,970	1.580.407
F_{17}	25.524	Ácido láctico	0,300	7.657
		Agua	0,700	17.867
Nombre corriente	Salida [kg/día]			
F_9	1.529.978	Ácido láctico	0,004	6.532
		Agua	0,996	1.523.445
F_{10}	1.529.756	Ácido láctico	0,440	58.794
		Agua	0,560	74.829
Entrada - Salida (debe dar 0)		Entrada	Salida	Error %
		1.663.602	1.663.602	0

8.11.2 Dimensionamiento del evaporador flash

8.11.2.1 Datos utilizados para el dimensionamiento

Los datos utilizados para la realizar el balance de masa se presentan en la Tabla 39

Tabla 39: Datos utilizados para el dimensionamiento del evaporador flash.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Presión de operación	0,450	[atm]	[54]
Temperatura de operación	80	°C	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.
Temperatura de evaporación de agua escogida	80	°C	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.

Temperatura de evaporación de ácido láctico a 0,450 [atm]	109	°C	[55][56]
Entalpia del agua a 42°C (entrada)	176	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[57]
Entalpia de formación ácido láctico a 25°C	-7.712	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[58]
Calor específico del ácido láctico a 25°C	1,587	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[59]
Entalpia de vaporización de ácido láctico	688,778	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[58]
Entalpia de vapor saturado a 80°C (salida)	2.643	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[60]
Entalpia de agua en el concentrado a 80°C (salida)	335	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[60]
Coefficiente de transferencia de masa con evaporador de circulación forzada (U)	86.4000	$\left[\frac{kW}{m^2 \cdot ^\circ C \cdot día}\right]$	[61]

Además, se utilizaron los flujos másicos calculados mediante el balance de masa. Estos datos se resumen en la Tabla 38.

8.11.2.2 Supuestos y ecuaciones utilizadas

1. Se supone que la mezcla de entrada está compuesta por agua y ácido láctico, ya que la fracción másica de azúcar, carbohidratos complejos y otros es inferior a 0,014.
2. Cp del ácido láctico se mantiene constante en el rango de 298-353 K.
3. La variación de la entalpia con respecto a la presión es despreciable.
4. Se asume un evaporador de circulación forzada.
5. No existe acumulación en el equipo de evaporación.

Para calcular el calor entregado por el evaporador se utiliza la siguiente ecuación:

$$Acumulación = Entrada - Salida + Producción - Consumo \quad (89)$$

Reescribiendo la ecuación 1020, se obtiene lo siguiente:

$$\frac{dE}{dt} = m_e \cdot (H + K + P)_e - m_s \cdot (H + K + P)_s + Q - W \quad (90)$$

Donde,

- E = Corresponde a la energía total [kJ]
- m_e = Corresponde a la masa de entrada [kg]
- H_e = Corresponde a la entalpia de entrada $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- K_e = Corresponde a la energía cinética de la masa de entrada $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- P_e = Corresponde a la energía potencial de la masa de entrada $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$

- m_s = Corresponde a la masa de salida $[kg]$
- H_s = Corresponde a la entalpia de salida $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- K_s = Corresponde a la energía cinética de la masa de salida $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- P_s = Corresponde a la energía potencial de la masa de salida $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- Q = Corresponde al calor entregado o extraído del sistema $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- W = Corresponde al trabajo entregado o extraído del sistema $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$

Asumiendo $\frac{dE}{dt} = (K + P)_e = (K + P)_s = W = 0$ y reordenando la ecuación anterior, se obtiene la siguiente expresión:

$$Q = m_s \cdot H_s - m_e \cdot H_e \quad (91)$$

Utilizando el primer supuesto y reemplazando las corrientes de entrada y salida en el evaporador, se obtiene la expresión 92 y 93.

$$m_e \cdot H_e = F_{17} \cdot X_{AL,17} \cdot H_{AL,17} + F_{17} \cdot X_{agua,17} \cdot H_{agua,17} + F_8 \cdot X_{AL,8} \cdot H_{AL,8} + F_8 \cdot X_{agua,8} \cdot H_{agua,8} \quad (92)$$

$$m_s \cdot H_s = F_9 \cdot X_{AL,9} \cdot H_{AL,9} + F_9 \cdot X_{agua,9} \cdot H_{agua,9} + F_{10} \cdot X_{AL,10} \cdot H_{AL,10} + F_{10} \cdot X_{agua,10} \cdot H_{agua,10} \quad (93)$$

Además, para calcular la entalpia de la solución de ácido láctico a 80°C, se utiliza el segundo supuesto y la ecuación 94.

$$H_{AL,353^\circ C} = H_f + \int_{T_1}^{T_2} Cp \cdot dT \quad (94)$$

Donde,

- $H(T_2)$: Corresponde a la entalpia a la temperatura buscada $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- H_f : Corresponde a la entalpia de formación del compuesto a 298 K y 1 [atm] $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- T_1 : Corresponde a 298 [K]
- T_2 : Corresponde a la temperatura buscada en [K] (353 K)
- Cp : Corresponde al calor específico promedio $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$

Para calcular la energía del vapor de ácido láctico a 80°C, se utiliza la ecuación 95.

$$H_{AL,353^\circ C} = H_f + \int_{298}^{353} Cp \cdot dT + H_{vap} \quad (95)$$

Donde,

- $H_{AL,353^\circ C}$: Corresponde a la entalpia a la temperatura buscada $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- H_f : Corresponde a la entalpia de formación del ácido láctico a 298 K y 1 [atm] $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- 298 : Corresponde a la temperatura de formación del ácido láctico [K]
- 353 : Corresponde a la temperatura buscada en grados [K]
- Cp : Corresponde al calor específico promedio $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$

- H_{vap} : Corresponde a la entalpia de vaporización del ácido láctico a 298 K y 1 [atm] $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$

Con el fin de obtener la masa de vapor a utilizar, se utiliza la siguiente expresión:

$$Q = m_v \cdot (H_{v \text{ saturado}} - H_{liq \text{ saturado}}) \quad (96)$$

Donde,

- Q = Corresponde al calor entregado $\left[\frac{kJ}{día}\right]$
- m_v = Corresponde a la masa de vapor a utilizar $[kg]$
- $H_{v \text{ saturado}}$ = Corresponde a la entalpia de vapor saturado $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- $H_{liq \text{ saturado}}$ = Corresponde a la entalpia de líquido saturado $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$

Para calcular el área de transferencia se utiliza la expresión 97

$$Q = A \cdot U \cdot (T_f - T_i) \quad (97)$$

Donde,

- Q = Corresponde al calor entregado $\left[\frac{kJ}{día}\right]$
- A = Corresponde al área de transferencia $[m^2]$
- U = Corresponde al coeficiente global de transferencia de calor $\left[\frac{kW}{m^2 \cdot ^\circ C \cdot día}\right]$
- T_f = Corresponde a la temperatura final de la solución $[K]$
- T_i = Corresponde a la temperatura inicial de la solución $[K]$

8.11.2.3 Resultados obtenidos y discusiones

Se obtienen los siguientes resultados para el área del evaporador flash y la masa de vapor saturado necesario para asegurar la correcta evaporación.

Parámetro	Valor	Unidad
Área del evaporador	107,48	$[m^2]$
Masa de vapor	1.562.825	$\left[\frac{kg}{día}\right]$

El área de transferencia obtenida para el evaporador concuerda con lo visto en la industria de los polímeros. A pesar de esto último, se evalúa la posibilidad de instalar varios evaporadores de manera paralela para asegurar la correcta separación. Además, el flujo másico de vapor calculado concuerda con lo esperado, ya que es necesario incrementar la temperatura de la solución en 38°C, además de entregar la energía suficiente para producir la evaporación del agua y la concentración del ácido láctico. Cabe mencionar que se espera que un importante porcentaje del gasto energético total del proceso este dado por el calentamiento de este vapor.

8.12 Anexo 12: Extracción Líquido-Líquido

El objetivo de esta etapa es extraer ácido láctico de agua utilizando como solvente una mezcla de fosfato de tributilo (70%v) + dodecano (30%v).

8.12.1 Balance de masa

8.12.1.1 Datos a utilizar

Tabla 40: Parámetros necesarios para el cálculo del balance de masa.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Flujo de entrada F_{10}	133.624	$[\frac{kg}{día}]$	Ver archivo .xls "Balance de masa" hoja "VII.Extracción Líquido-Líquido"
Flujo de entrada F_{11}	4.817	$[\frac{kg}{día}]$	Ver archivo .xls "Balance de masa" hoja "VII.Extracción Líquido-Líquido"
Flujo de entrada F_{14}	255.750	$[\frac{kg}{día}]$	Ver archivo .xls "Balance de masa" hoja "VII.Extracción Líquido-Líquido"
Fracción másica de ácido láctico a la entrada	0,44	%p/p	[62]
Fracción másica de ácido láctico en el refino	0,025	$[kg/m^3]$	Supuesto

El detalle de los flujos de entrada y salida se encuentra en la Figura 14:

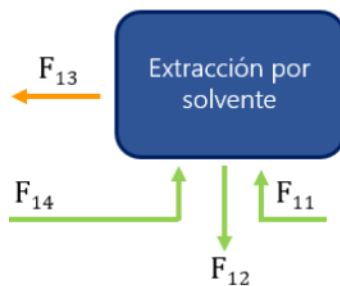


Figura 14: Diagrama extracción por solvente.

Cabe destacar que F_{14} corresponde a un reciclo proveniente de un evaporador flash, detallado en el Anexo 13.

Los datos asociados a los flujos expuestos anteriormente se detallan en la Tabla 41:

Tabla 41: Detalle de flujos de etapa de extracción por solvente.

Corriente	Componentes	Fracción másica
F_{10}	Agua	0,56
	Ácido láctico	0,44
F_{11}	Fosfato de tributilo + Dodecano	1
F_{14}	Fosfato de tributilo + Dodecano	1

Además, para calcular gráficamente el flujo mínimo de solvente y el número de etapas necesarias se utilizaron los siguientes datos de equilibrio, los cuales fueron graficados para construir el diagrama ternario [63].

Tabla 42: Datos de equilibrio sistema Agua, Ácido Láctico y Tributil Fosfato + Dodecano.

Fase acuosa			Fase orgánica		
100 % agua	100% ácido láctico	100% solvente	100 % agua	100% ácido láctico	100% solvente
98,0	1,5	0,5	1,5	0,7	97,8
94,0	4,4	1,6	1,8	2,0	96,2
92,4	6,0	1,6	1,2	3,8	95,0
87,5	10,8	1,7	1,7	7,8	90,5
86,3	11,7	2,0	1,9	10,0	88,1
84,0	14,0	2,0	1,8	11,2	87,0
79,5	18,4	2,1	2,0	16,0	82,0
77,5	20,5	2,0	1,8	17,2	81,0
76,1	21,0	2,9	2,0	18,5	79,5
70,6	26,5	2,9	2,3	21,4	76,3
60,9	37,0	2,1	2,7	26,0	71,3
56,9	34,0	9,1	2,9	30,0	67,1
52,2	40,6	7,2	3,7	31,3	65,0
47,5	43,6	8,9	5,1	36,1	58,8
46,7	44,1	9,2	5,5	38,0	56,5
42,9	46,1	11,0	6,0	38,7	55,3
40,6	47,4	12,0	6,8	40,0	53,2
38,5	48,0	13,5	7,1	40,9	52,0

8.12.1.2 Ecuaciones y supuestos

Para resolver el problema, primero se calculó el flujo de solvente mínimo a partir del diagrama ternario de equilibrio, utilizando las siguientes relaciones.

Gráficamente, se obtuvo la relación entre flujo de refino mínimo R_{\min} y el flujo de solvente mínimo S_{\min} .

$$S_{\min} = 2 \cdot R_{\min} \quad (98)$$

Además, se planteó el balance de masa global y el balance de masa para el ácido láctico como se muestra a continuación.

$$S_{\min} + F = R_{\min} + E_{\min} \quad (99)$$

$$F \cdot X_F = R_{\min} \cdot X_R + E_{\min} \cdot X_E \quad (100)$$

Donde:

- S_{\min} : Flujo de solvente mínimo en [kg/día].
- F : Flujo de alimentación en [kg/día].
- R_{\min} : Flujo de refino mínimo en [kg/día].
- E_{\min} : Flujo de extracto mínimo en [kg/día].
- X_F : Fracción másica de ácido láctico a la entrada.
- X_R : Fracción másica de ácido láctico en el refino.
- X_E : Fracción másica de ácido láctico en el extracto.

Como los valores de las fracciones másicas en las corrientes de extracto X_E y refino X_R se obtienen gráficamente, el sistema cuenta con tres incógnitas S_{\min} , R_{\min} y E_{\min} y tres ecuaciones. Así se determina que S_{\min} es:

$$S_{\min} = 82.341 \text{ [kg/día]} \quad (101)$$

A partir de este flujo, se iteró variando el porcentaje de solvente utilizado, esto con respecto al flujo de solvente mínimo. Se decidió ocupar una relación que permitiese realizar la extracción en no más de 4 etapas, resultando:

$$S = 2,5 \cdot S_{\min} \quad (102)$$

Conociendo este valor y el flujo de alimentación a tratar, se obtuvo el punto de mezcla y las distintas composiciones y valores de los flujos E ($F_{7,b}$) y R ($F_{7,c}$) a partir de las siguientes ecuaciones.

$$X_M = \frac{F \cdot X_F}{F + S} = \frac{F_{10} \cdot X_{AL,10}}{F_{10} + F_{11} + F_{14}} \quad (103)$$

Balance de masa global:

$$F + S = E + R \quad (104)$$

$$F_{10} + F_{11} + F_{14} = F_{13} + F_{12} \quad (105)$$

Balance de masa para el soluto:

$$F \cdot X_F = E \cdot X_E + R \cdot X_R \quad (106)$$

$$F_{10} \cdot X_{AL,10} = F_{13} \cdot X_{AL,13} + F_{12} \cdot X_{AL,12} \quad (107)$$

Los principales supuestos considerados o valores impuestos en este cálculo son:

1. Asumir que la corriente de Refino no presenta más de un 2,5% de ácido láctico.
2. Considerar que cuatro etapas permitirán equilibrar los costos en cuanto a mantención y compra de equipos con respecto al eventual gasto por cantidad de solvente necesaria.

8.12.1.3 Resultados y Discusiones

A continuación se presentan los resultados obtenidos a partir del balance de masa de la extracción por solvente (Tabla 43):

Tabla 43: Resultados balance de masa extracción líquido- líquido.

Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica	$\left[\frac{kg}{día}\right]$ en corriente
F ₁₀	133.624	Agua	0,560	74.829
		Ácido Láctico	0,440	58.794
F ₁₁	4.817	Fosfato de tributilo + Dodecano	1,000	4.817
F ₁₄	255.750	Fosfato de tributilo + Dodecano	1,000	255.750
F ₁₃	315.741	Agua	0,010	3.157
		Ácido Láctico	0,180	56.833
		Fosfato de tributilo + Dodecano	0,810	255.750
F ₁₂	78.450	Agua	0,914	71.672
		Ácido Láctico	0,025	1.961
		Fosfato de tributilo + Dodecano	0,061	4.817
Entrada – Salida (debe dar 0)	Entrada	Salida	Delta	Error (%=
	394.191	394.191	0	0

La principal discusión se relaciona con la elección del porcentaje de solvente que se utilizaría con respecto al flujo de solvente mínimo calculado. No existió un mayor estudio en cuanto a costos del solvente o la cantidad de equipos necesarios.

Resulta importante considerar este parámetro cuando se trabaja con Mixer-Settlers pues a mayor flujo se reduce el número de etapas necesarias, pero aumenta el volumen de los equipos utilizados. Por otro lado, si se disminuye el flujo de solvente se incurriría en un menor costo por concepto de compra de este insumo, pero se necesitarían más equipos para lograr la separación requerida, siempre existirá un trade off.

El balance de masa, al basarse en un método gráfico, puede presentar problemas asociados al error humano. Pese a esto, se cree que la estimación es lo suficientemente precisa para el contexto tratado.

8.12.2 Dimensionamiento

8.12.2.1 Datos a utilizar

Para el dimensionamiento de los 4 mixer settlers se ocuparon los siguientes datos:

Tabla 44: Datos dimensionamiento Mixer Settler.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Tiempo de residencia mixer	2	[h]	[63]
Tiempo de residencia Settler	1	[h]	[63]
Densidad del fosfato de tributilo	973	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[17]
Densidad del agua	998	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[64]
Densidad del ácido láctico	1.200	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[53]

8.12.2.2 Ecuaciones y supuestos

Para dimensionar el equipo se consideró un sistema como el que muestra el siguiente diagrama (Figura 15).

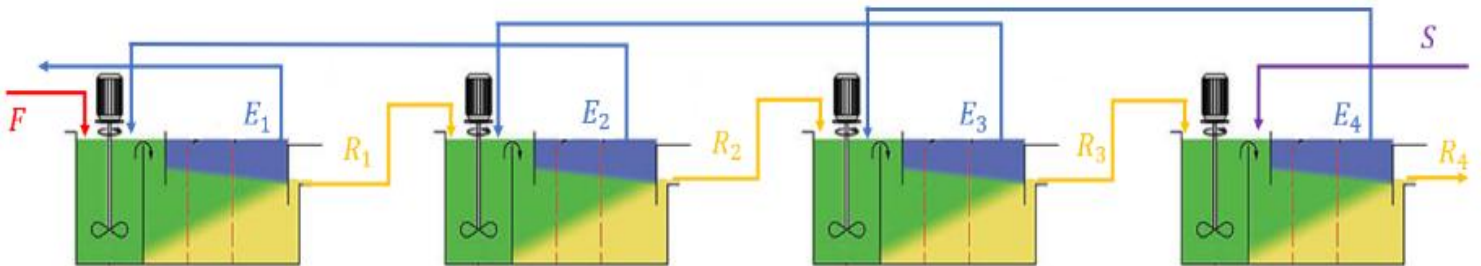


Figura 15: Esquema equipos de extracción líquido - líquido.

En base a este esquema y al diagrama ternario se extrajeron los datos de composición de cada corriente en el primer equipo. Luego se planteó el balance de masa global y el balance de masa para el ácido láctico y así se encontraron los flujos E_2 y R_1 .

$$F + E_2 = R_1 + E_1 \quad (108)$$

$$F \cdot X_F + E_2 \cdot X_{E_2} = R_1 \cdot X_{R_1} + E_1 \cdot X_{E_1} \quad (109)$$

Donde:

- F : Flujo de alimentación en [kg/día].
- E_2 : Flujo de extracto proveniente del segundo Mixer Settler en [kg/día].
- R_1 : Flujo de refino proveniente del primer Mixer Settler en [kg/día].
- E_1 : Flujo de extracto proveniente del primer Mixer Settler en [kg/día].

A partir de las densidades de cada componente, se estimó una densidad promedio en cada una de las corrientes.

$$\rho_F = \rho_{Agua} \cdot X_{F_{agua}} + \rho_{Solvente} \cdot X_{F_{solvente}} + \rho_{\text{Ácido}} \cdot X_{F_{\text{Ácido}}} \quad (110)$$

$$\rho_{E_1} = \rho_{Agua} \cdot X_{E_{1_{agua}}} + \rho_{Solvente} \cdot X_{E_{1_{solvente}}} + \rho_{\text{Ácido}} \cdot X_{E_{1_{\text{Ácido}}}} \quad (111)$$

$$\rho_{E_2} = \rho_{Agua} \cdot X_{E_{2_{agua}}} + \rho_{Solvente} \cdot X_{E_{2_{solvente}}} + \rho_{\text{Ácido}} \cdot X_{E_{2_{\text{Ácido}}}} \quad (112)$$

$$\rho_{R_1} = \rho_{Agua} \cdot X_{R_{1_{agua}}} + \rho_{Solvente} \cdot X_{R_{1_{solvente}}} + \rho_{\text{Ácido}} \cdot X_{R_{1_{\text{Ácido}}}} \quad (113)$$

En donde:

- ρ_i : Densidad del compuesto i (agua, solvente o ácido láctico) en [kg/m³].
- X_i : Fracción másica del componente (agua, solvente o ácido láctico) i en cada corriente.

Conociendo el flujo másico de cada corriente se obtuvo el flujo volumétrico según las siguientes ecuaciones:

$$F_v = \frac{F}{\rho_F} \quad (114)$$

$$E_{1v} = \frac{E_1}{\rho_{E_1}} \quad (115)$$

$$E_{2v} = \frac{E_2}{\rho_{E_2}} \quad (116)$$

$$R_{1v} = \frac{R_1}{\rho_{R_1}} \quad (117)$$

En donde:

- F_v : Flujo volumétrico de alimentación en [m³/día].
- E_{2v} : Flujo volumétrico de extracto proveniente del segundo Mixer Settler en [m³/día].
- R_{1v} : Flujo volumétrico de refino proveniente del primer Mixer Settler en [m³/día].
- E_{1v} : Flujo volumétrico de extracto proveniente del primer Mixer Settler en [m³/día].

Finalmente, se determinó el volumen del mixer V_M a partir de su tiempo de residencia t_{rM} según:

$$V_M = (F_v + E_{2v}) \cdot t_{rM} \quad (118)$$

Y el volumen del settler V_S según:

$$V_S = (F_v + E_{2v}) \cdot t_{rS} \quad (119)$$

El principal supuesto en este cálculo fue:

1. Asumir que los flujos volumétricos no variarían tanto entre corrientes y por lo tanto el volumen de todos los mixers y todos los settlers sería el mismo.

El cálculo de la potencia es análogo al presentado para el dimensionamiento de la potencia en el reactor de hidrólisis enzimática solo que en este caso se ocupan otros valores para las constantes (ver Anexo 8.7.3).

8.12.2.3 Resultados y Discusiones

El resultado en cuanto al dimensionamiento del volumen para el mixer y para el settler se resume en la siguiente tabla.

Tabla 45: Resultado dimensionamiento mixer settler.

Parámetro	Valor	Unidad
Flujo volumétrico total a la entrada	15,80	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$
Volumen de un mixer	31,61	$[m^3]$
Volumen de un Settler	23,70	$[m^3]$
Potencia	490	$[kW]$

El resultado parece razonable al considerar el flujo a tratar. El supuesto tomado para simplificar el problema, si bien aleja el resultado de la realidad, representa una aproximación prudente en cuanto al carácter de la mezcla por lo que, para un primer alcance, termina siendo una opción viable.

8.13 Anexo 13: Evaporador Flash

Con el objetivo de realizar la separación del ácido láctico del solvente, se utiliza un segundo proceso de evaporación. El equipo empleado para el proceso es un evaporador al vacío, trabajando a 0,08 [atm], ya que a esta presión, las temperaturas de evaporación del agua y el ácido láctico son menores a la temperatura de polimerización del ácido láctico. Se asume que no existe salida de fosfato de tributilo en la fase vapor, ya que la temperatura de evaporación de este difiere en más de 150°C con respecto a la temperatura de evaporación del agua.

8.13.1 Balance de masa

8.13.1.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para la realizar el balance de masa en el segundo evaporador al vacío se presentan a continuación (Tabla 46).

Tabla 46: Datos utilizados para realizar el balance de masa en el segundo evaporador.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Presión de operación	0,08	[atm]	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.
Temperatura de operación	80	°C	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.
Peso molecular agua	18	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[51]
Peso molecular ácido láctico	90	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[52]
Porcentaje de recuperación de ácido láctico por evaporación	100	%	Supuesto (1)

En la Figura 16 se presenta el diagrama asociado a la evaporación flash, mostrando las corrientes de entrada y salida al evaporador.

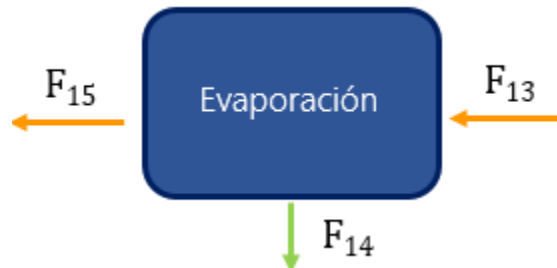


Figura 16: Diagrama Evaporador Flash.

A continuación se presentan los flujos másicos utilizados y las corrientes de salidas a determinar (ver Tabla 47).

Tabla 47: Datos utilizados para el balance de masa en el segundo evaporador flash.

Corriente	Componentes	Fracción másica
F_{13}	Ácido láctico	0,18
	Agua	0,01
	Fosfato de tributilo y dodecano	0,81
F_{14}	Fosfato de tributilo y dodecano	1
F_{15}	Ácido láctico	0,95
	Agua	0,05

8.13.1.2 Ecuaciones y Supuestos

Para el balance de masa en el evaporador se utilizaron los supuestos listados a continuación:

1. No existe evaporación de fosfato de tributilo ni dodecano, ya que la diferencia entre el punto de evaporación de esta mezcla y el ácido láctico es más de 150°C.
2. Se utilizan las propiedades del fosfato de tributilo ya que presenta una mayor proporción en el solvente ($X_{Ft,8b} = 1$).
3. Se opera con un evaporador al vacío.
4. No existe acumulación en el equipo de evaporación

Para realizar el balance de masa global se utiliza la siguiente ecuación:

$$Acumulación = Entrada - Salida + Producción - Consumo \quad (120)$$

Reescribiendo la ecuación 120, se obtiene la ecuación 121

$$\frac{dM}{dt} = \sum m_e - \sum m_s + \sum r_i \cdot V \quad (121)$$

Utilizando el supuesto 1, 2 y 4 se obtiene lo siguiente:

$$\sum m_e = F_{13} \cdot X_{AL,13} + F_{13} \cdot X_{agua,13} + F_{13} \cdot X_{FT,13} \quad (122)$$

$$\sum m_s = F_{15} \cdot X_{AL,15} + F_{15} \cdot X_{agua,15} + F_{14} \cdot X_{Ft,14} \quad (123)$$

Donde:

- $\sum m_e$: Corresponde al flujo de entrada total $[\frac{kg}{día}]$
- F_{13} : Corresponde al flujo másico de la corriente de entrada 13 $[\frac{kg}{día}]$
- $X_{AL,13}$: Corresponde a la fracción másica de ácido láctico en la entrada 13
- $X_{agua,13}$: Corresponde a la fracción másica de agua en la entrada 13
- $X_{FT,13}$: Corresponde a la fracción másica de fosfato de tributilo en la entrada 13
- $\sum m_s$: Corresponde al flujo de salida total $[\frac{kg}{día}]$
- F_{15} : Corresponde al flujo másico de la corriente de salida 15 $[\frac{kg}{día}]$
- $X_{AL,15}$: Corresponde a la fracción másica de ácido láctico en la salida 15

- $X_{agua,15}$: Corresponde a la fracción másica de agua en la salida 15
- F_{14} : Corresponde al flujo másico de la corriente de salida 14 $\left[\frac{kg}{día}\right]$
- $X_{FT,14}$: Corresponde a la fracción másica de ácido láctico en la salida 14

Asumiendo la inexistencia de acumulación, además de que no se consume ni genera fosfato de tributilo, el balance de masa puede ser escrito como sigue:

$$0 = F_{13} \cdot X_{FT,13} - F_{15} \cdot X_{FT,15} \quad (124)$$

Del balance presentado anteriormente se puede despejar el flujo másico de fosfato de tributilo $F_{8,a}$.

$$F_{15} = \frac{F_{13} \cdot X_{FT,13}}{X_{FT,14}} \quad (125)$$

Realizando un balance de masa global y utilizando el cuarto supuesto se puede calcular el flujo $F_{8,a}$ como sigue.

$$F_{15} = F_{13} - F_{14} \quad (126)$$

Realizando el balance de masa para el ácido graso y considerando los supuestos indicados anteriormente, se puede obtener la fracción de ácido graso en la corriente de salida.

$$F_{13} \cdot X_{AL,13} = F_{15} \cdot X_{AL,15} \quad (127)$$

Una vez calculada la fracción másica del ácido láctico en la salida $X_{AL,8a}$ en la salida $F_{8,a}$, y utilizando la ecuación 128 se puede obtener la fracción másica de agua en la corriente de salida ($X_{agua,8a}$).

$$X_{agua,15} = 1 - X_{AL,15} \quad (128)$$

8.13.1.3 Resultados y discusiones

Los resultados obtenidos para las corrientes de salida y sus composiciones se presentan a continuación (Tabla 48)

Tabla 48: Resultados obtenidos para el balance de masa en el segundo evaporador flash.

Flujos				
Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica	$\left[\frac{kg}{día}\right]$ en corriente
F_{13}	315.740	Ácido láctico	0,180	56.833
		Agua	0,010	3.157
		Fosfato de tributilo y dodecano	0,810	255.750
Nombre corriente	Salida $[kg/día]$			
F_{15}	59.990	Ácido láctico	0,950	56.833
		Agua	0,050	3.157

F_{14}	255.750	Fosfato de tributilo y dodecano	1	255.750
Entrada - Salida (debe dar 0)		Entrada	Salida	Error %
		315.740	315.740	0

8.13.2 Dimensionamiento

8.13.2.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para la realizar el balance de masa se presentan en Tabla 49.

Tabla 49: Datos utilizados para el dimensionamiento del evaporador flash

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Presión de operación	0,08	[atm]	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.
Temperatura de operación	80	°C	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.
Temperatura de evaporación de ácido láctico escogida	80	°C	Parámetro escogido debido a las condiciones del sistema.
Temperatura de evaporación de ácido láctico a 0,08 [atm]	40	°C	[54]
Temperatura de evaporación de fosfato de tributilo a 0,08 [atm]	218	°C	[65]
Entalpia del agua a 25°C (entrada)	104,86	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[57]
Entalpia de formación ácido láctico a 25°C	-7.712	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[58]
Calor específico del ácido láctico a 25°C	1,59	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[59]
Entalpia de vaporización de ácido láctico	688,78	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[66]
Entalpia de vapor de agua sobrecalentado a 80°C (salida)	2.649	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[60]
Entalpia de formación fosfato de tributilo a 25°C	-1.367.300	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[67]
Calor específico del fosfato de tributilo a 25°C	1,43	$\left[\frac{kJ}{kg}\right]$	[68]

Coeficiente de transferencia de masa con evaporador vertical de convección natural (U)	86.400	$\left[\frac{KW}{m^2 \cdot ^\circ C \cdot día}\right]$	[61]
--	--------	--	------

8.13.2.2 Ecuaciones y supuestos

Para el dimensionamiento del segundo evaporador flash se utilizaron los supuestos listados a continuación:

1. Se considera que el vapor de agua entra como vapor saturado y sale del sistema como líquido saturado.
2. C_p del ácido láctico y del fosfato de tributilo se mantiene constante en el rango de 298-353 K.
3. La variación de la entalpía con respecto a la presión es despreciable.
4. Se asume un evaporador vertical de convección natural.
5. No existe acumulación en el equipo de evaporación.

Para calcular el calor entregado por el evaporador se utiliza la siguiente ecuación:

$$Acumulación = Entrada - Salida + Producción - Consumo \quad (129)$$

Reescribiendo la ecuación 129, se obtiene lo siguiente:

$$\frac{dE}{dt} = m_e \cdot (H + K + P)_e - m_s \cdot (H + K + P)_s + Q - W \quad (130)$$

Donde,

- E = Corresponde a la energía total [kJ]
- m_e = Corresponde a la masa de entrada [kg]
- H_e = Corresponde a la entalpía de entrada $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- K_e = Corresponde a la energía cinética de la masa de entrada $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- P_e = Corresponde a la energía potencial de la masa de entrada $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- m_s = Corresponde a la masa de salida [kg]
- H_s = Corresponde a la entalpía de salida $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- K_s = Corresponde a la energía cinética de la masa de salida $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- P_s = Corresponde a la energía potencial de la masa de salida $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- Q = Corresponde al calor entregado o extraído del sistema $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- W = Corresponde al trabajo entregado o extraído del sistema $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$

Asumiendo $\frac{dE}{dt} = (K + P)_e = (K + P)_s = W = 0$ y reordenando la ecuación anterior, se obtiene la siguiente expresión:

$$Q = m_s \cdot H_s - m_e \cdot H_e \quad (131)$$

Utilizando el primer supuesto y reemplazando las corrientes de entrada y salida en el evaporador, se obtiene la expresión 132 y 133.

$$m_e \cdot H_e = F_{7,b} \cdot X_{AL,7b} \cdot H_{AL,7b} + F_{7,b} \cdot X_{agua,7b} \cdot H_{agua,7b} + F_{7,b} \cdot X_{FT,7b} \cdot H_{FT,7b} \quad (132)$$

$$m_s \cdot H_s = F_{8,b} \cdot X_{FT,8b} \cdot H_{FT,8b} + F_{8,a} \cdot X_{agua,8a} \cdot H_{agua,8a} + F_{8,a} \cdot X_{AL,8a} \cdot H_{AL,8a} \quad (133)$$

Además, para calcular la entalpia de la solución de fosfato de tributilo a 80°C, se utiliza el segundo y tercer supuesto y la ecuación 134.

$$H_{FT,353^\circ C} = H_f + \int_{T_1}^{T_2} Cp \cdot dT \quad (134)$$

Donde,

- $H(T_2)$ = Corresponde a la entalpia a la temperatura buscada $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- H_f = Corresponde a la entalpia de formación del compuesto a cond. estándar $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- T_1 = Corresponde a 298 [K]
- T_2 = Corresponde a la temperatura buscada en [K] (353 K)
- Cp = Corresponde al calor específico promedio $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$

Para calcular la energía del vapor de ácido láctico a 80°C, se utiliza la ecuación 135.

$$H_{AL,353^\circ C} = H_f + \int_{298}^{353} Cp \cdot dT + H_{vap} \quad (135)$$

Donde,

- $H_{AL,353^\circ C}$ = Corresponde a la entalpia a la temperatura buscada $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- H_f = Corresponde a la entalpia de formación del ácido láctico a 298 K y 1 [atm] $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- 298 = Corresponde a la temperatura de formación del ácido láctico [K]
- 353 = Corresponde a la temperatura buscada en grados [K]
- Cp = Corresponde al calor específico promedio $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- H_{vap} = Corresponde a la entalpia de vaporización del ácido láctico a 298 K y 1 [atm] $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$

Con el fin de obtener la masa de vapor a utilizar, se utiliza la siguiente expresión:

$$Q = m_v \cdot (H_{v \text{ saturado}} - H_{liq \text{ saturado}}) \quad (136)$$

Donde,

- Q = Corresponde al calor entregado $\left[\frac{kJ}{dia}\right]$
- m_v = Corresponde a la masa de vapor a utilizar [kg]
- $H_{v \text{ saturado}}$ = Corresponde a la entalpia de vapor saturado $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$
- $H_{liq \text{ saturado}}$ = Corresponde a la entalpia de líquido saturado $\left[\frac{kJ}{kg}\right]$

Para calcular el área de transferencia se utiliza la expresión 137

$$Q = A \cdot U \cdot (T_f - T_i) \quad (137)$$

Donde,

- Q = Corresponde al calor entregado $\left[\frac{kJ}{dia}\right]$

- A = Corresponde al área de transferencia [m^2]
- U = Corresponde al coeficiente global de transferencia de calor [$\frac{KW}{m^2 \cdot ^\circ C \cdot día}$]
- T_f = Corresponde a la temperatura final de la solución [K]
- T_i = Corresponde a la temperatura inicial de la solución [K]

8.13.2.3 Resultados y discusiones

Se obtienen los siguientes resultados para el área del evaporador flash y la masa de vapor saturado necesario para asegurar la correcta evaporación, estos valores se resumen en la siguiente tabla (Tabla 50):

Tabla 50: Valores obtenidos del dimensionamiento del evaporador flash.

Parámetro	Valor	Unidad
Área del evaporador	15,2	[m^2]
Masa de vapor	31.966	[$\frac{kg}{día}$]

El área de transferencia obtenida para el evaporador concuerda con lo visto en la industria, al igual que el flujo másico de vapor calculado.

El área de contacto es 8 veces menor que el área requerida por el primer evaporador flash dimensionado. Esto se debe a que durante el segundo evaporador se está trabajando con un flujo menor.

Debido a esto, el flujo de vapor necesario para elevar la temperatura de la solución a 80°C y evaporar el ácido láctico y el agua presente en la muestra, es 61 veces menor que el dimensionado para el primer evaporador flash.

8.14 Anexo 14: Pre-polimerización

Para el proceso de pre-polimerización se utiliza un reactor de lecho empacado, utilizando un catalizador de $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$. Lo anterior se apoya en bibliografía que propone un catalizador económico y un proceso continuo que permite una alta conversión [69]. El dimensionamiento del reactor se lleva a cabo dimensionando el flujo de nitrógeno molecular necesario para evitar la acumulación de lacturo. Posteriormente, el volumen del reactor se obtiene asumiendo proporcionalidad entre el flujo tratado y la dimensión del reactor. Cabe mencionar que el nitrógeno no participa en la reacción de polimerización.

8.14.1 Balance de masa

8.14.1.1 Datos utilizados

A continuación, se presentan los datos utilizados para el balance de masa en el reactor de pre-polimerización (Tabla 51):

Tabla 51: Datos para el balance de masa en el reactor de pre-polimerización.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Peso molecular agua	18	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}\right]$	[70]
Peso molecular ácido láctico	90,078	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}\right]$	[70]
Conversión Ácido Láctico	0,9	Adimensional	[69]
Selectividad Lacturo	0,99	Adimensional	[69]
Peso molecular Lacturo	144,126	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}\right]$	[71]
Estequiometría reacción	2:1	Ácido láctico: Lacturo	[71]

En la Figura 17 se presenta el diagrama asociado a la hidrólisis hidrotérmica, mostrando las corrientes de entrada y salida al reactor.

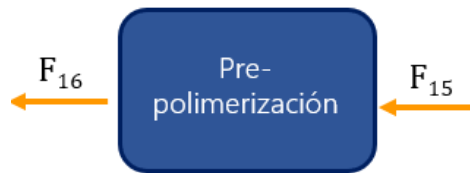


Figura 17: Diagrama Pre-polimerización.

Los componentes presentes en las corrientes de entrada se muestran en la Tabla 52:

Tabla 52: Componentes presentes en las corrientes de entrada y salida de la pre-polimerización.

Corriente	Componentes	Fracción molar
F_{15}	Agua	0,05
	Ácido láctico	0,95
F_{16}	Agua	0,22
	Ácido láctico	0,09
	Lacturo	0,68
	Otros	0,01

Se debe destacar que durante el proceso de pre-polimerización el ácido láctico reacciona para formar mayoritariamente Lacturo, sin embargo, existen productos secundarios como el meso-lacturo y oligómeros, los que se caracterizan como “Otros” en la corriente de salida.

8.14.1.2 Ecuaciones y supuestos

Para el balance de masa realizado en el reactor se utilizaron los supuestos listados a continuación:

1. Se utiliza el reactor de lecho empacado caracterizado en bibliografía: Este supuesto permite establecer los niveles de conversión y selectividad en el proceso.
2. Se opera en régimen estacionario, por lo que no hay acumulación en el interior del equipo.

Con lo anteriormente propuesto, se procede a realizar el balance molar:

$$\text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generación} - \text{Consumo} \quad (138)$$

Para una especie A, el balance queda definido como:

$$0 = F_{v,in} \cdot C_{A,in} - F_{v,out} \cdot C_{A,out} + r_A \cdot V \quad (139)$$

Donde

- $F_{v,in}$: Flujo volumétrico de entrada al reactor $\left[\frac{m^3}{\text{día}}\right]$
- $C_{A,in}$: Concentración molar de A en la entrada $\left[\frac{kmol}{m^3}\right]$
- $F_{v,out}$: Flujo volumétrico en la salida del reactor $\left[\frac{m^3}{\text{día}}\right]$
- $C_{A,out}$: Concentración molar de A en la salida $\left[\frac{kmol}{m^3}\right]$
- r_A : Tasa de generación de A $\left[\frac{kmol}{m^3 \cdot s}\right]$
- V : Volumen reaccionante $[m^3]$

La reacción de formación de lacturo está descrita según la siguiente expresión:



Donde $C_3H_6O_3$ corresponde al ácido láctico y $C_6H_8O_4$ a lacturo.

La cantidad de lacturo presente en la corriente de salida puede calcularse a partir de las definiciones de conversión y selectividad, considerando A como el reactivo límite:

$$\text{conversión } (x) = \frac{\text{moles de A que reaccionan}}{\text{moles de A alimentado}} \quad (141)$$

$$\text{selectividad } (s) = \frac{\text{moles de A que reaccionan para formar producto deseado}}{\text{moles de A que reaccionan}} \quad (142)$$

Así, considerando el ácido láctico (AL) como reactivo limitante, se tiene que los moles de ácido láctico consumidos estarán dados por:

$$\text{Consumo}_{AL} = F_{AL,0} \cdot x \quad (143)$$

Donde $F_{AL,0}$ corresponde al flujo molar de ácido láctico en la alimentación.

Luego, al realizar el balance de masa suponiendo estado estacionario, se tiene que los moles de ácido láctico en la salida estarán dados por:

$$F_{AL} = F_{AL,0} - F_{AL,0} \cdot x = F_{AL,0} \cdot (1 - x) \quad (144)$$

Por otro lado, la generación de lacturo (C_{LAC}) estará dada por:

$$Generación_{LAC} = \frac{1}{2} \cdot F_{AL,0} \cdot x \cdot s \quad (145)$$

Así, a partir del balance de masa y considerando que no existe lacturo en la corriente de entrada, se tiene que el lacturo a la salida será:

$$F_{LAC} = \frac{1}{2} \cdot F_{AL,0} \cdot x \cdot s \quad (146)$$

Por último, la generación de agua por efecto de la reacción estará dada por:

$$Generación_{agua} = F_{AL,0} \cdot x \cdot s \quad (147)$$

Y considerando el balance molar, se tiene que la concentración de agua en la salida estará dada por:

$$F_{agua} = F_{agua,0} + F_{AL,0} \cdot x \cdot s \quad (148)$$

Luego, considerando el balance molar descrito anteriormente, el flujo molar de agua en la salida estará dada por:

$$F_{agua} = F_{agua,0} + F_{AL,0} \cdot x \cdot s \quad (149)$$

8.14.1.3 Resultados y discusiones

A continuación se presentan los resultados obtenidos a partir del balance de masa realizado en el reactor de pre-polimerización.

Tabla 53: Resultados obtenidos del balance de masa en reactor de pre-polimerización.

Flujos				
Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{dia}\right]$	Composición	Fracción másica	$\left[\frac{kg}{dia}\right]$ en corriente
F15	59.991	Agua	0,05	3.157
		Ácido Láctico	0,95	56.833
Nombre corriente	Salida $\left[\frac{kg}{dia}\right]$			
F16	59.991	Agua	0,22	13.276

		Ácido Láctico	0,09	5.683
		Lacturo	0,68	40.511
		Otros	0,01	520
Entrada - Salida (debe dar 0)		Entrada	Salida	Error %
		59.991	59.991	0

En relación a los resultados obtenidos se debe destacar que están sujetos al tipo de reactor y catalizador utilizado, pues estos definen la conversión y selectividad alcanzadas.

8.14.2 Dimensionamiento

8.14.2.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para la realizar el balance de masa se presentan en la Tabla 54:

Tabla 54: Datos utilizados en el dimensionamiento del reactor de pre-polimerización.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Flujo de nitrógeno	150	$\left[\frac{ml}{min}\right]$	[72]
Masa de ácido láctico	1	g	[72]
Diámetro reactor PFR	12,5	$[mm]$	[72]
Largo reactor PFR	120	$[mm]$	[72]

8.14.2.2 Ecuaciones y supuestos

Para el dimensionamiento del reactor de pre-polimerización se utilizaron los supuestos listados a continuación:

1. Se considera relación lineal entre el flujo de nitrógeno y la masa presente.
2. Se considera relación lineal entre flujo de nitrógeno y diámetro del reactor.
3. La relación entre el largo y el diámetro se mantiene constante, e igual a la relación de bibliografía.

Para calcular la masa total de ácido láctico en un día (M_{AL}) se utiliza la siguiente expresión:

$$M_{AL,Total} = F_{15} \cdot X_{AL,15} \cdot 1[día] \cdot 1000 \left[\frac{g}{kg}\right] \quad (150)$$

Asumiendo proporcionalidad y utilizando el flujo de nitrógeno necesario por gramo de ácido láctico, se puede encontrar el flujo de nitrógeno necesario:

$$F_{N_2} = \frac{F_{N_2,B} \cdot M_{AL,Total}}{M_{AL,B}} \quad (151)$$

Donde,

- F_{N_2} = Corresponde al flujo de nitrógeno necesario $\left[\frac{ml}{min}\right]$

- $F_{N_2,B}$ = Corresponde al flujo de nitrógeno utilizado en bibliografía $\left[\frac{ml}{min}\right]$
- $M_{AL,Total}$ = Corresponde a la masa total de ácido láctico calculada $[g]$
- $M_{AL,B}$ = Corresponde a la masa de ácido láctico utiliza en bibliografía $[g]$

Utilizando el diámetro y la altura encontrada por bibliografía, se puede calcular el volumen del reactor:

$$V_{R,B} = \left(\frac{D_{R,B}}{2}\right)^2 \cdot \pi \cdot L_B \quad (152)$$

Además, se puede calcular la relación ($R_{D,L}$) entre el diámetro (D_B) y el largo del reactor (L_B) utilizados en la bibliografía. Para ello se utiliza la siguiente expresión:

$$R_{D,L} = \frac{D_{R,B}}{L_{R,B}} \quad (153)$$

Asumiendo proporcionalidad entre el flujo de nitrógeno y el volumen del reactor encontrado en bibliografía, se puede calcular el volumen del reactor.

$$V_R = \frac{V_{R,B} \cdot F_{N_2}}{F_{N_2,B}} \quad (154)$$

Donde,

- V_R = Corresponde al volumen del reactor $[m^3]$
- $V_{R,B}$ = Corresponde al flujo al volumen del reactor utilizado en bibliografía $[m^3]$
- F_{N_2} = Corresponde al flujo de nitrógeno necesario $\left[\frac{ml}{min}\right]$
- $F_{N_2,B}$ = Corresponde al flujo de nitrógeno utilizado en bibliografía $\left[\frac{ml}{min}\right]$

Una vez encontrado el volumen del reactor, se puede determinar el diámetro de este.

$$D_R = \left(\frac{V_R \cdot 4 \cdot R_{D,L}}{\pi}\right)^{\frac{1}{3}} \quad (155)$$

Donde,

- D_R = Corresponde al diámetro del reactor $[m]$
- V_R = Corresponde al volumen del reactor $[m^3]$
- $R_{D,L}$ = Corresponde a la relación entre el diámetro y el largo del reactor utilizado en bibliografía.

Utilizando el diámetro del reactor y la relación, se puede calcular el largo del reactor.

$$L_R = \frac{D_R}{R_{D,L}} \quad (156)$$

Donde,

- L_R = Corresponde al largo del reactor $[m]$
- D_R = Corresponde al diámetro del reactor $[m]$
- $R_{D,L}$ = Corresponde a la relación entre el diámetro y el largo del reactor utilizado en bibliografía.

8.14.2.3 Resultados y discusiones

Se obtienen los siguientes resultados para el volumen del reactor, el diámetro y el largo de este. Los valores se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 55: Resultados obtenidos del dimensionamiento del reactor de pre-polimerización.

Parámetro	Valor	Unidad
Volumen reactor	837	[m ³]
Diámetro reactor	4,8	[m]
Largo reactor	46,1	[m]

El reactor de pre-polimerización corresponde al equipo de mayor volumen del proceso, esto se debe a que se dimensiona en base al flujo de nitrógeno, la relación entre el diámetro y largo del reactor vista en bibliografía y la masa de ácido láctico inicial total, sin tomar en cuenta la cinética de reacción. Se estima que si se hubiese dimensionado el reactor en función de la cinética de dimerización, el resultado obtenido debería disminuir.

8.15 Anexo 15: Destilación

El objetivo de esta etapa es separar el agua y ácido láctico del lacturo y meso lacturo (otros) provenientes de la etapa de prepolimerización. Esta separación se realiza en una columna de destilación. A continuación, se presenta el balance de masa y dimensionamiento del equipo.

8.15.1 Balance de masa

8.15.1.1 Datos a utilizar

Los datos necesarios para el cálculo del balance de masa se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 56: Parámetros necesarios para el cálculo del balance de masa.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Peso molecular agua	18	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[60]
Peso molecular ácido láctico	90,078	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[52]
Peso molecular Lacturo	144,126	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[71]
Densidad del agua	998,000	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[64]
Densidad del ácido láctico	1200,000	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[53]
Densidad del lacturo	1200	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[73]

En la figura X se presenta el diagrama asociado a la destilación al vacío, mostrando las corrientes de entrada y salida al equipo.

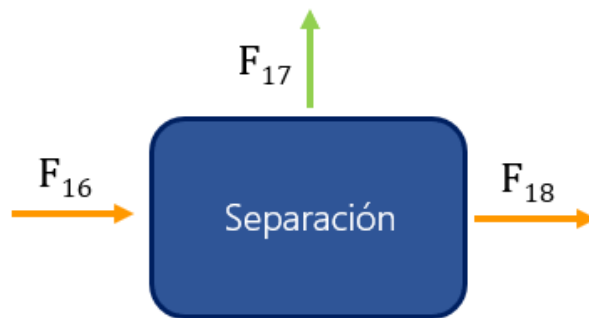


Figura 18: Diagrama destilación al vacío.

8.15.1.2 Ecuaciones y supuestos

Para realizar el balance de masa en la torre de destilación, se utilizaron los siguientes supuestos.

1. Se considera que, pese a que en el equipo se encuentran presentes cuatro especies, el equilibrio estará caracterizado por la interacción agua-lacturo, los cuales son los componentes con mayor

presencia másica. Así, el ácido láctico se comportará de la misma forma que el agua, mientras que el meso lacturo presentará propiedades similares a las del lacturo.

2. Los puntos de ebullición del agua [74] y el lacturo [73] son tan distintos entre sí (independientemente de la presión) que la separación se considera perfecta.
3. La destilación se realiza al vacío, lo que mejora la separación entre los compuestos.

El balance de masa que se realiza en la columna de destilación se presenta a continuación:

$$Acumulación = Entrada - Salida + Generación - Consumo \quad (157)$$

En este caso, asumiendo estado estacionario, el sistema no presenta acumulación. Además, al no haber reacción química los términos de generación y consumo desaparecen. Con esto, el balance de masa global queda de la siguiente forma:

$$0 = F_{16} - F_{17} - F_{18} \quad (158)$$

En donde:

- F_{16} : Flujo de entrada proveniente del reactor de prepolimerización que contiene Agua, Ácido Láctico, Lacturo y otros (meso lacturo) en [kg/día].
- F_{17} : Flujo de salida que contiene Agua y Ácido Láctico [kg/día].
- F_{18} : Flujo de salida que contiene Lacturo y otros (meso lacturo) [kg/día].

Por otro lado, las ecuaciones que permiten obtener los flujos F_{17} y F_{18} son:

$$F_{17} = F_{16} \cdot (X_A + X_{\dot{A}L}) \quad (159)$$

$$F_{18} = F_{16} \cdot (X_L + X_{ML}) \quad (160)$$

Donde:

- X_A : Es la fracción másica de agua en la corriente F_{16} .
- $X_{\dot{A}L}$: Es la fracción másica de ácido láctico en la corriente F_{16} .
- X_L : Es la fracción másica de lacturo en la corriente F_{16} .
- X_{ML} : Es la fracción másica de meso lacturo (otros) en la corriente F_{16} .

Finalmente, resulta necesario destacar que, para obtener los valores molares para cada flujo, se utilizó la siguiente relación:

$$F_{i,n} = \frac{F_{16} \cdot X_i}{PM_i} \quad (161)$$

En donde:

- $F_{i,n}$: Es el flujo molar del compuesto "i" en [kmol/día].
- X_i : Es la fracción másica del compuesto "i" en la corriente F_{16} .
- X_{ML} : Es la fracción másica de meso lacturo (otros) en la corriente F_{16} .

8.15.1.3 Resultados y Discusiones

A continuación, se presentan los resultados asociados a la resolución del balance de masa (Tabla 57):

Tabla 57: Resultados balance de masa destilación.

Flujos				
Nombre corriente	Entrada [kg/día]	Composición	Fracción másica	[kg/día] en corriente
F16	59990,750	Agua	0,221	13276,340
		Ácido Láctico	0,095	5683,334
		Lacturo	0,675	40511,143
		Otros	0,009	519,933
Nombre corriente	Salida [kg/día]	Composición	Fracción másica	[kg/día] en corriente
F17	18959,674	Agua	0,700	13276,340
		Ácido Láctico	0,300	5683,334
F18	41031,076	Lacturo	0,987	40511,143
		Otros	0,013	519,933
Entrada - Salida (debe dar 0)		Entrada	Salida	Error %
		59991	59991	0

En relación con los resultados obtenidos, se debe mencionar que asumir que la separación es perfecta representa un importante supuesto dentro del proceso. Bajo este supuesto, se está ignorando el efecto del equilibrio de fases, el cual puede provocar que las cuatro especies del sistema se encuentren presentes en ambas corrientes de salida. Pese a lo anterior, se cree que considerar dicho equilibrio no alteraría de manera importante las fracciones másicas en cada corriente pues efectivamente, la corriente de destilado contaría con mayor presencia de agua y lacturo mientras que el producto de cola presentaría mayores porcentajes de lacturo y meso lacturo.

8.15.2 Dimensionamiento

8.15.2.1 Datos a utilizar

Para realizar el dimensionamiento de la torre de destilación era necesario obtener los datos de equilibrio vapor-líquido entre el agua y el lacturo. Al no encontrarse los datos de equilibrio entre el agua y el lacturo, se asumió que el equilibrio del lacturo es similar al de otro éster cíclico, gamma-valectorana.

A continuación, se presentan los datos de equilibrio utilizados en el dimensionamiento de la torre de destilación:

Tabla 58: Datos de equilibrio para el dimensionamiento de la torre de destilación [75].

Datos de VLE "agua"- γ -valerolactona" a 0,1 [atm] y 47 [°C]	
Fracción molar líquida de agua X	Fracción molar vapor de agua Y
0	0
0,1099	0,9389
0,1853	0,9686
0,3052	0,9767
0,4994	0,9832
0,7509	0,9839
0,7984	0,9823
0,9361	0,9889
0,9826	0,9947
0,9967	0,9986
1,000	1,000

Por otro lado, para calcular la altura de la torre de destilación se ocupó el siguiente valor:

Tabla 59: Distancia entre platos para torres de destilación al vacío.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Separación entre platos para torres de destilación al vacío	0,762	[m]	[76]
Separación entre platos para torres de destilación al vacío	30,000	[inch]	[76]

8.15.2.2 Ecuaciones y supuestos

Número de platos

Para poder dimensionar la torre de destilación, es necesario establecer las fracciones agua en las corrientes de destilado y producto de cola. Al asumir que la separación es perfecta, resulta infactible poder realizar la destilación con un número finito de platos. Debido a lo anterior, se consideró el siguiente supuesto:

1. Para estimar de manera gráfica el número de platos en la destilación, se asumió que la fracción molar de agua en el producto de cola X_b es 1% y que la fracción presente en el destilado X_d es 99%.

Luego de graficar los datos de equilibrio fue necesario calcular la razón de reflujo mínimo del proceso r/d . Esta se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$\frac{r_{\min}}{d} = \frac{Y_d - Y_{\min}}{X_d - X_{\min}} \quad (162)$$

Donde:

- r_{\min} : Es el reflujo mín en [kmol/día].
- d : Es el flujo molar de destilado (F_{17}) en [kmol/día].
- Y_d : Es la fracción molar de vapor de agua en el destilado.
- Y_{\min} : Es la fracción molar de vapor de agua que permite obtener el reflujo mínimo al interceptarse con la recta de alimentación.
- X_d : Es la fracción molar de agua líquida en el destilado.
- X_{\min} : Es la fracción molar agua líquida que permite obtener el reflujo mínimo al interceptarse con la recta de alimentación.

Para obtener el reflujo mínimo, se ocupa la ecuación recién expuesta, despejando el valor de r_{\min} . Luego se definió que se utilizaría un 50% más del reflujo mínimo

Para conocer el punto en el cual la recta de rectificación intercepta a la alimentación, se utilizó lo siguiente:

$$Y = Y_d - \frac{1,5 \cdot r_{\min}}{d} \cdot (X_d - X) \quad (162)$$

En donde:

- Y : Es la fracción molar de vapor de agua que delimita la intersección entre la recta de rectificación y la de alimentación.
- X : Es la fracción molar de agua líquida que delimita la intersección entre la recta de rectificación y la de alimentación.
- Y_d : Es la fracción molar de vapor de agua en el destilado.
- X_d : Es la fracción molar de agua líquida en el destilado.
- r_{\min} : Es el reflujo mín en [kmol/día].
- d : Es el flujo molar de destilado (F_{17}) en [kmol/día].

Conociendo los valores de los puntos necesarios para el dimensionamiento, se estimó el número de etapas de manera gráfica.

Altura de la torre de destilación

Para estimar la altura de la torre de destilación, se asumió lo siguiente:

1. La distancia de separación entre platos (0,762 [m]), será la misma distancia que tendrán el primer y último plato con el extremo superior e inferior de la torre respectivamente.
2. Se considerará un margen de seguridad del 20% en cuanto al valor recién descrito pues, según bibliografía, para una torre de destilación al vacío la separación entre platos debe ser de al menos 0,762 metros.

En base a lo anterior, el cálculo de la altura de la torre de destilación se calculó con la ecuación que se presenta a continuación:

$$H_{torre} = (n + 1) \cdot Sep \quad (164)$$

Donde:

- H_{torre} : Es la altura de la torre en [m].
- Sep : Es la separación entre platos en [m].
- n : Es el número de platos estimados.

*Al número de platos estimados se le suma 1 pues se consideran (n-1) espacios de separación para n platos, además de la distancia con el extremo superior e inferior del primer y último plato respectivamente.

8.15.2.3 Resultados y discusiones

A continuación, se presenta el diagrama que permitió calcular el número de etapas necesarias para la destilación (6 platos y 1 reboiler).

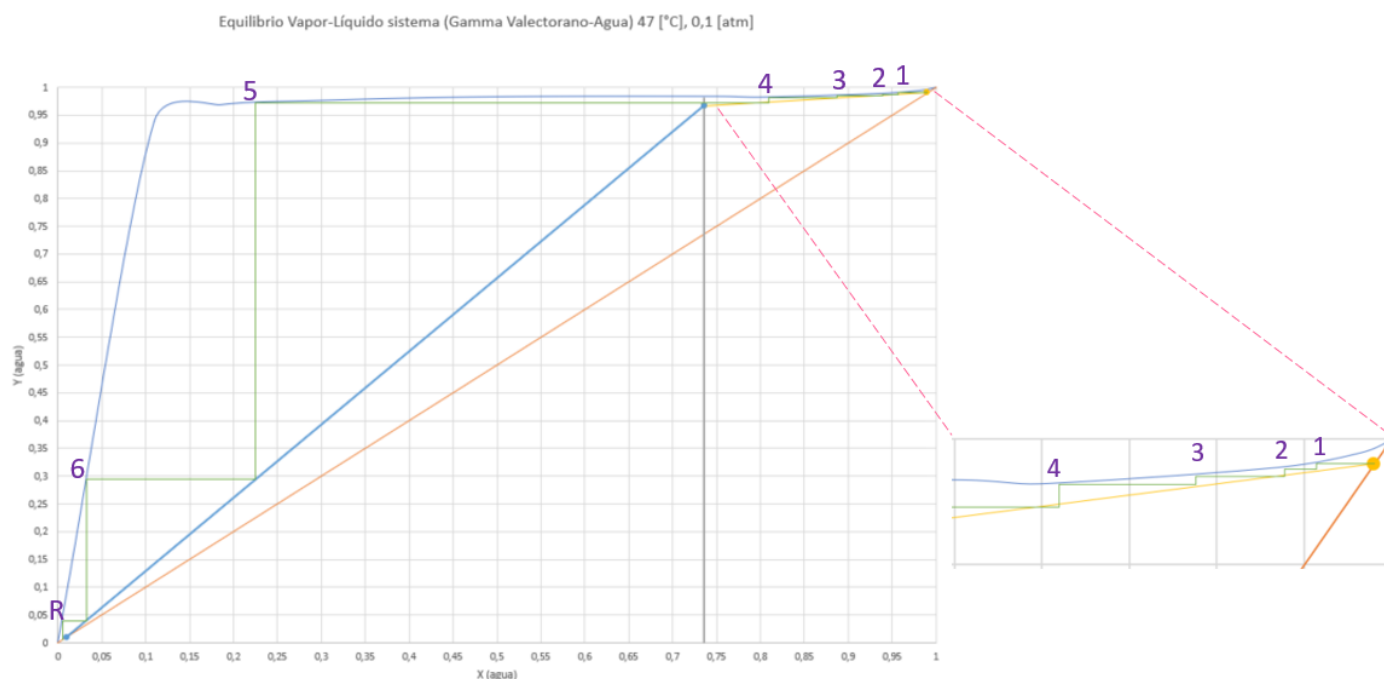


Figura 19: Equilibrio Vapor-Líquido y cálculo del número de etapas para la destilación.

A partir del diagrama anterior y de las relaciones presentadas en esta sección, se determinó la altura de la torre, la cual se presenta en la siguiente tabla.

Tabla 60: Altura de la torre de destilación.

Altura de la torre	Unidad
6,4	[m]

Lo primero que llama la atención del resultado obtenido es la baja cantidad de etapas obtenidas, aun cuando se está utilizando tan solo un 50% más del reflujo mínimo. Esto tiene explicación al notar que se está operando a condiciones de vacío (0,1 [atm]), en donde el equilibrio vapor-líquido entre el éster cíclico y el agua no presenta un comportamiento parabólico. De hecho, la curva tiene un crecimiento de primer orden hasta alcanzar un máximo, desde donde los valores se mantienen relativamente constantes. Es debido a lo anteriormente mencionado que el método gráfico permite obtener un menor número de etapas asociadas a esta operación unitaria. Al ser un bajo número de etapas, la torre de destilación actúa de la misma forma en la que operarían 7 evaporadores flash en contracorriente.

Con respecto a los supuestos considerados, el más importante resulta ser el hecho de asumir que el equilibrio líquido vapor entre el agua y el gamma-valerolano es similar al del agua con lacturo. Pese a lo anterior, se cree que este supuesto no es una mala aproximación, pues como se dijo anteriormente, tanto el gamma-valerolano como el lacturo corresponden a ésteres cíclicos, razón por la que se puede esperar que su comportamiento y propiedades sean relativamente similares.

En cuanto a la altura de la columna de destilación, esta se encuentra determinada por el número de platos estimados. Así, cualquier error asociado a la determinación del número de etapas tiene repercusión directa en el cálculo de la altura de la torre.

8.16 Anexo 16: Polimerización

Durante el proceso de polimerización, el precursor lacturo se polimeriza en cadenas de PLA. Considerando que el nivel de agitación es de importancia pues, a medida que el grado de polimerización aumenta, la viscosidad del fluido también, el proceso se puede realizar en un reactor CSTR o un PFR agitado a partir del uso de cuchillas en su interior, según lo investigado en bibliografía [77].

A continuación se presenta el balance de masa realizado para calcular la cantidad de PLA obtenida. Posteriormente se muestra el dimensionamiento del equipo a utilizar.

8.16.1 Balance de masa

8.16.1.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para el balance de masa se encuentran en la tabla adjunta a continuación (Tabla 61):

Tabla 61: Datos para balance de masa en reactor de polimerización.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Densidad lacturo	1.200	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[73]
Conversión lacturo	0,9	Adimensional	[78]
Peso molecular promedio PLA	10.000	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[79]
Peso molecular ácido láctico	90,078	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[80]
Largo cadena PLA	111	Adimensional	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Polimerización"

En la Figura 20 se presenta el diagrama asociado a la hidrólisis hidrotérmica, mostrando las corrientes de entrada y salida al reactor.

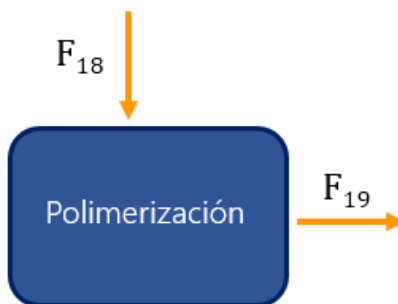


Figura 20: Diagrama Polimerización.

Por otro lado, los componentes presentes en las corrientes de entrada y salida se muestran a continuación:

Tabla 62: Componentes en corrientes de entrada y salida al reactor de polimerización.

Corriente	Componentes	Fracción molar
-----------	-------------	----------------

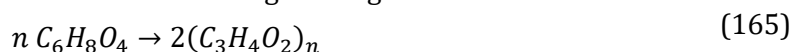
F₁₈	Lacturo	0,98
	Otros	0,02
F₁₉	PLA	0,12
	Lacturo	0,73
	Otros	0,15

Se debe destacar que en este caso, el compuesto “Otros” hace referencia a aquellos componentes obtenidos durante el proceso de pre-polimerización que no corresponden a lacturo, ya sean isómeros (meso-lacturo) u oligómeros de largos de cadena indefinidos.

8.16.1.2 Ecuaciones y supuestos

Para el balance de masa realizado en el reactor se utilizaron los supuestos listados a continuación:

1. Se asume que el PLA obtenido a partir del proceso es de un peso molecular promedio obtenido a partir de bibliografía: Lo anterior permitirá definir un largo de cadena promedio a utilizar.
2. El largo de cadena promedio se calcula a partir de la división entre el peso molecular promedio del PLA y el peso molecular del monómero (ácido láctico) que forma el polímero: Se asume que el polímero presentará un largo promedio, despreciando una posible distribución de largos de cadena.
3. Se utiliza un reactor continuo, asumiendo estado estacionario: Lo anterior implica que no habrá acumulación al interior del reactor.
4. Se utiliza un catalizador (Ácido 2-etilhexanoico estaño (II)) y un co-catalizador (1-dodecanol) señalados en bibliografía, con el fin de alcanzar la conversión deseada (y expuesta en la tabla de datos a utilizar).
5. La reacción de polimerización se modela según la siguiente reacción:



Con $n=111$

6. Se asume que los oligómeros representados en la especie “Otros” no reaccionan para formar PLA: Lo anterior significa que únicamente el lacturo es el compuesto que reaccionará para formar PLA.

El balance molar asociado al equipo estará dado por:

$$Acumulación = Entrada - Salida + Generación - Consumo \quad (166)$$

Para obtener la cantidad a la salida de los componentes, se utiliza la definición de conversión:

$$x = \frac{\text{moles de reactivo límite que reaccionan}}{\text{moles de reactivo límite alimentados}} \quad (167)$$

Así, se puede obtener los moles de lacturo que reaccionan a partir de la expresión:

$$Consumo_{LAC} = x \cdot F_{LAC,0} \quad (168)$$

Donde $F_{LAC,0}$ corresponde al flujo molar de lacturo $\left[\frac{kmol}{dia} \right]$

Luego, del balance molar se pueden obtener los moles de lacturo en la salida, asumiendo que no hay acumulación por trabajar con un reactor continuo en estado estacionario y que no hay generación de lacturo:

$$F_{LAC} = F_{LAC,0} - x \cdot F_{LAC,0} = F_{LAC,0} \cdot (1 - x) \quad (169)$$

Donde:

- F_{LAC} : Flujo molar de lacturo en la salida $\left[\frac{kmol}{día}\right]$
- x : Conversión de lacturo
- $F_{LAC,0}$: Flujo molar de lacturo en la entrada $\left[\frac{kmol}{día}\right]$

Para el caso del PLA obtenido, se debe considerar la estequiometría de la reacción. Así, considerando que por cada n moles de lacturo se producen dos cadenas de PLA de largo n , se tiene que el término de generación de PLA estará dado por:

$$Generación_{PLA} = \frac{2}{n} \cdot F_{LAC,0} \cdot x \quad (170)$$

Así, a partir del balance molar, asumiendo que no hay consumo de PLA en el reactor, que la corriente de entrada no contiene PLA y que se trabaja en estado estacionario, se tiene que los moles a la salida de PLA estarán dados por:

$$F_{PLA} = \frac{2}{n} \cdot F_{LAC,0} \cdot x \quad (171)$$

Para el caso de los inertes ("Otros"), no existe generación ni consumo de acuerdo a los supuestos tomados. Así, el balance molar queda de la forma:

$$F_{Otros} = F_{Otros,0} \quad (172)$$

Donde

- F_{Otros} : Flujo molar de "Otros" en la salida
- $F_{Otros,0}$: Flujo molar de "Otros" en la alimentación

8.16.1.3 Resultados y discusiones

A continuación se presentan los resultados obtenidos a partir del balance de masa realizado en el reactor de polimerización.

Tabla 63: Resultados balance de masa en reactor de polimerización.

Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica	$\left[\frac{kg}{día}\right]$ en corriente
F_{18}	41.031	Lacturo	0,99	40.511
		Otros	0,01	520
Nombre corriente	Salida $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica	$\left[\frac{kg}{día}\right]$ en corriente
F_{19}	41.031	PLA	0,93	37.979
		Lacturo	0,06	2.532
		Otros	0,01	520

Entrada - Salida (debe dar 0)	Entrada	Salida	Error %
	41.031	41.031	0

En relación con los resultados obtenidos se debe destacar que están sujetos al tipo de reactor y catalizador utilizado. Por otro lado, se debe considerar que la cantidad de PLA podría estar subestimada, considerando que los isómeros de lacturo y oligómeros presentes en la especie “Otros” podrían reaccionar para formar polímeros.

8.16.2 Dimensionamiento

8.16.2.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para la realizar el balance de masa se presentan en Tabla 64.

Tabla 64: Datos utilizados en el dimensionamiento del reactor de polimerización

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Flujo másico total	10^{-3}	$\left[\frac{kg}{s}\right]$	[81]
Largo del reactor	8	[m]	[81]
Diámetro reactor PFR	$2 \cdot 10^{-2}$	[m]	[81]

8.16.2.2 Ecuaciones y supuestos

Para el dimensionamiento del reactor de pre-polimerización se utilizaron los supuestos listados a continuación:

4. Se considera relación lineal entre el flujo másico total y el largo del reactor.
5. Se considera relación lineal entre flujo másico total y el diámetro del reactor.
6. La relación entre el largo y el diámetro se mantiene constante, e igual a la relación de bibliografía.

El reactor utilizado corresponde a un reactor tubular de tubos. La cantidad de tubos puede variar desde los 100-1000 tubos [81]. Para facilitar el cálculo se asumirán 500 tubos. El flujo másico de entrada (F_E) a cada uno de los tubos se calcula dividiendo el flujo másico de entrada (F_T) en el total de tubos, utilizando la siguiente expresión

$$F_E = \frac{F_T}{500} \quad (173)$$

Para calcular el largo del reactor se utiliza la expresión bibliográfica del largo (L_{RB}), el flujo másico de entrada total utilizado en bibliografía y el flujo másico de entrada al reactor de polimerización:

$$L_R = \frac{L_{RB} \cdot FM_{RB}}{F_E} \quad (174)$$

Repitiendo el proceso para calcular el diámetro del reactor:

$$D_R = \frac{D_{RB} \cdot FM_{RB}}{F_E} \quad (175)$$

Donde,

- D_R = Corresponde al diámetro del reactor [m]
- D_{RB} = Corresponde al diámetro utilizado en bibliografía[m]
- FM_{RB} = Corresponde al flujo másico total utilizado en bibliografía [$\frac{kg}{día}$]
- F_E = Corresponde al flujo másico total [$\frac{kg}{día}$]

8.16.2.3 Resultados y discusiones

Se obtienen los siguientes resultados para el volumen del reactor, el diámetro y el largo de este. Los valores se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 65: Resultados obtenidos del dimensionamiento del reactor de pre-polimerización.

Parámetro	Valor	Unidad
Diámetro reactor	1,5	[cm]
Largo reactor	6	[m]
Volumen reactor	0,53	[m ³]

El reactor de polimerización corresponde a uno de los equipos de menor volumen del proceso, esto puede deberse a que se asume arbitrariamente un total de 500 tubos, ya que estos debían ser mayor que 100 y menor que 1000. Se obtiene que el diámetro del reactor es aproximadamente 400 veces menor que el largo de los tubos. Esta diferencia radica en el carácter exotérmico de la reacción [81], y la necesidad de tener un área de transferencia de calor mayor.

8.17 Anexo 17: Extrusión

A continuación se detallan los procedimientos realizados para llevar a cabo el balance de masa y dimensionamiento del equipo de extrusión, el cual tiene por objetivo configurar pellets de PLA.

8.17.1 Balance de masa

8.17.1.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para el cálculo del balance de masa se encuentran en la Tabla 66 adjunta a continuación:

Tabla 66: Datos utilizados para el balance de masa del equipo de extrusión.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Densidad ácido láctico	1.200	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[53]
Conversión lacturo	0,9	Adimensional	[78]
Peso molecular promedio PLA	10.000	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[79]

Además en la Figura 21 se observa el diagrama con las corrientes de entrada y salida del sistema de extrusión.

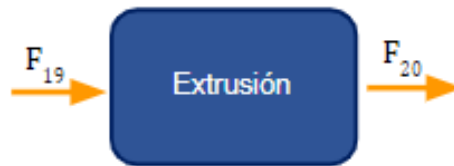


Figura 21: Diagrama de la etapa de extrusión.

8.17.1.2 Ecuaciones y supuestos

A continuación se expone el supuesto utilizado:

1. Durante el envasado las composiciones de cada flujo no varían ya que es solo un proceso físico.

Por lo anterior, es que la corriente F_{20} es igual a F_{19} (corriente de salida del reactor de polimerización). Los cálculos asociados a esta corriente se encuentran en el Anexo 16: Polimerización, sección Balance de masa.

8.17.1.3 Resultados y discusiones

Los resultados del balance de masa se detallan en la Tabla 67:

Tabla 67: Resultados balance de masa extrusión.

Flujos				
Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica $\left[\frac{kg}{día}\right]$	en corriente
F_{19}	41.031	PLA	0,93	39.979
		Lacturo	0,06	2.532
		Otros	0,01	520
Nombre corriente	Salida $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica $\left[\frac{kg}{día}\right]$	en corriente
F_{20}	41.031	PLA	0,93	39.979
		Lacturo	0,06	2.532
		Otros	0,01	520
Entrada - Salida (debe dar 0)		Entrada	Salida	Error %
		41.031	41.031	0

8.17.2 Dimensionamiento

8.17.2.1 Datos a utilizar

El dato utilizado para dimensionar el equipo por catálogo se presenta en la Tabla 68.

Tabla 68: Datos utilizados para realizar el dimensionamiento del equipo de extrusión.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Corriente F_{19}	41.031	$\left[\frac{kg}{dia}\right]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Extrusión"

8.17.2.2 Resultados y discusiones

A partir de F_{19} se escoge un equipo de extrusión que satisface las necesidades del sistema. Las dimensiones se presentan en la Tabla 69:

Tabla 69: Dimensiones del equipo de extrusión.

Parámetros			
Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Largo	12,15	$[m]$	[82]
Alto	1,45	$[m]$	[82]
Ancho	2,15	$[m]$	[83]

Volumen	38,88	$[m^3]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Extrusión"
Potencia	860	$[kW]$	[83]

8.18 Anexo 18: Envasado

En el siguiente Anexo se presenta el balance de masa y dimensionamiento del equipo de envasado, el cual permite empacar los pellets de PLA producidos en la etapa de extrusión.

8.18.1 Balance de masa

8.18.1.1 Datos a utilizar

Los datos utilizados para el balance de masa se encuentran en la Tabla 70 adjunta a continuación:

Tabla 70: Datos utilizados para el balance de masa en el equipo de envasado.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Densidad lacturo	1.200	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[73]
Conversión lacturo	0,9	Adimensional	[78]
Peso molecular promedio PLA	10.000	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[79]
Peso molecular ácido láctico	90,078	$\left[\frac{kg}{kmol}\right]$	[80]
Largo cadena PLA	111	Adimensional	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Reactor de polimerización"
Densidad lacturo	1.200	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	[73]

En la se presenta el diagrama asociado al proceso de envasado, mostrando las corrientes de entrada y salida al reactor Figura 22.

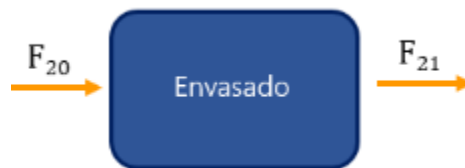


Figura 22: Diagrama equipo de envasado.

8.18.1.2 Ecuaciones y supuestos

A continuación se expone el supuesto utilizado:

2. Durante el envasado las composiciones de cada flujo no varían ya que es solo un proceso físico.

Por lo anterior, es que las corrientes F_{20} y F_{21} son iguales a la corriente de salida del reactor de polimerización, es decir, la corriente F_{19} . Los cálculos asociados a esta corriente se encuentran en el Anexo 16: Polimerización, sección Balance de masa.

8.18.1.3 Resultados y discusiones

Los resultados del balance de masa se detallan en la Tabla 71:

Tabla 71: Resultados balance de masa envasado.

Flujos				
Nombre corriente	Entrada $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica $\left[\frac{kg}{día}\right]$	en corriente
F_{20}	41.031	PLA	0,93	39.979
		Lacturo	0,06	2.532
		Otros	0,01	520
Nombre corriente	Salida $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Composición	Fracción másica $\left[\frac{kg}{día}\right]$	en corriente
F_{21}	41.031	PLA	0,93	39.979
		Lacturo	0,06	2.532
		Otros	0,01	520
Entrada - Salida (debe dar 0)		Entrada	Salida	Error %
		41.031	41.031	0

8.18.2 Dimensionamiento

8.18.2.1 Datos a utilizar

El dato utilizado para el dimensionamiento del equipo se presenta a continuación (Tabla 72):

Tabla 72: Datos a utilizar para el dimensionamiento del equipo de envasado.

Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Corriente F_{20}	41.031	$\left[\frac{kg}{día}\right]$	Ver archivo "Balance de Masa.xls" hoja "Envasado"

8.18.2.2 Resultados y discusiones

A partir del flujo diario obtenido se realizó una búsqueda por catálogo que permitió dimensionar un equipo de envasado que satisface las necesidades de la planta. Lo anterior, se presenta en la Tabla 73:

Tabla 73: Dimensionamiento equipo de envasado.

Parámetros			
Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Dimensiones sacos	1.080 x 580	[mm]	[84]
Rango volúmenes sacos	10 - 95	[L]	[84]
Potencia	4,2	[kW]	[84]
Consumo de aire	450	$\left[\frac{L}{min}\right]$	[84]

Largo lado A	3.450	[mm]	[84]
Largo lado B	2.240	[mm]	[84]
Largo lado C	3.280	[mm]	[84]

8.19 Anexo 19: Balance de masa por etapas

En esta sección se presenta un detalle del balance de masa en los procesos de Pretratamiento, Fermentación, Concentración de Ácido láctico y Producción de PLA. En la Tabla 74 se presenta la agrupación de operaciones unitarias según los subprocesos definidos, mientras que la Tabla 75 muestra el detalle del balance de masa en cada subproceso.

Tabla 74: División del proceso en subprocesos para establecer el detalle de balances de masa.

Sub-proceso	Operaciones unitarias involucradas
Pretratamiento	Conminución
	Hidrólisis Hidrotérmica
	Hidrólisis Enzimática
Fermentación	Fermentación
	Separación por membrana
Concentración de Ácido láctico	Evaporación Flash
	Extracción por solvente
	Evaporación
Producción de PLA	Pre-polimerización
	Destilación
	Polimerización
	Extrusión
	Envasado

Tabla 75: Balance de masa por etapas con sus corrientes y composiciones.

Corriente	Flujo [kg/día]	Composición	Fracción másica
Pretratamiento			
Entrada F_1	830.000	Agua	0,8600
		Azúcar	0,0800
		Carbohidratos complejos	0,0400
		Otros	0,0300
Entrada F_3	828.340	Agua	1
Salida F_5	1.658.340	Agua	0,9291
		Azúcar	0,0568
		Carbohidratos complejos	0,0001
		Otros	0,0140
Fermentación			
Entrada F_5	1.658.340	Agua	0,9291
		Azúcar	0,0568
		Carbohidratos complejos	0,0001
		Otros	0,0140
Salida		Agua	0,9300

F_7	1.227.491	Azúcar	0,0100
		Carbohidratos complejos	0,0001
		Otros	0,0100
		Células	0,0300
		Ácido Láctico	0,0300
Salida F_8	1.658.340	Agua	0,9400
		Azúcar	0,0100
		Carbohidratos complejos	0,0001
		Otros	0,0100
		Ácido Láctico	0,0300
Concentración de Ácido láctico			
Entrada F_8	1.658.340	Agua	0,9700
		Ácido Láctico	0,0300
Entrada F_{17}	25.525	Agua	0,7000
		Ácido Láctico	0,3000
Salida F_{15}	59.991	Agua	0,0500
		Ácido Láctico	0,9500
Salida F_{14}	255.750	Fosfato de tributilo	01
Producción de PLA			
Entrada F_{15}	59.991	Agua	0,0500
		Ácido Láctico	0,9500
Salida F_{19}	41.031	PLA	0,9300
		Lacturo	0,0600
		Otros	0,0100
Envasado			
Entrada F_{19}	59.991	Agua	0,0500
		Ácido Láctico	0,9500
Salida F_{21}	41.031	PLA	0,9300
		Lacturo	0,0600
		Otros	0,0100