



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

# **DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE VINAGRE DE MANZANA ARTESANAL EN LA COMUNA DE PURÉN**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

EDUARDO IGNACIO ARANEDA RIFO

PROFESORA GUÍA:  
MARÍA ELENA LIENQUEO CONTRERAS

MIEMBROS DE LA COMISION:  
IRENE MARTÍNEZ BASTERRECHEA  
ALBERT HERRERA ZEPPELIN

Este trabajo ha sido financiado parcialmente por Nahuelbuta Verde Spa

SANTIAGO DE CHILE  
2021

## **Resumen de la memoria para optar al título de:**

Ingeniero Civil Químico

Por: Eduardo Araneda Rifo

Fecha: Enero 2021

Profesor Guía: María Lienqueo Contreras

### **Diseño de una planta para la producción de vinagre de manzana artesanal en la comuna de Purén**

Se ha diseñado y cuantificado los costos de inversión para un proceso productivo estandarizado para la producción de vinagre de manzana artesanal en la planta de la Pyme Nahuelbuta Verde, considerando un caso base de 2.000 L mensuales. La metodología utilizada consistió en realizar balances de masa y energía a partir del caso base de producción solicitado por la empresa, para luego dimensionar los equipos requeridos y posteriormente cotizarlos en el mercado nacional e internacional. Se establecieron además las principales variables a controlar durante el proceso.

La planta se diseñó con una capacidad para procesar 1.876 kg de manzana al mes, generando como residuos 368 kg de pulpa seca, 109 kg de residuos de filtración y 10,7 kg de levaduras, los cuales son destinados a la comunidad local como alimento para ganado. El proceso consiste en la extracción del zumo de la manzana, seguido de dos fermentaciones, alcohólica y acética, para finalizar con una filtración. Para el desarrollo del proceso productivo, se requiere la adquisición de 11 equipos por una inversión de M\$135 chilenos, con un requerimiento de potencia eléctrica igual a 13,53 kW. Los equipos más importantes debido a su costo e importancia son el extractor de zumo y fermentador acético, los cuales constituyen un 74% de los costos de inversión.

La línea de producción resultante del diseño y cotización de equipos posee un 20% de holgura en la capacidad de producción respecto al caso base, alcanzando el tope a causa de las limitaciones del fermentador acético. En cuanto al régimen de operación de la planta, se privilegió una programación de la producción que contempla un día libre a la semana, sin embargo, la empresa debe contar con un operario de turno 24/7, encargado de la supervisión de las fermentaciones en proceso.

Finalmente, se determinó que el monto a invertir para una producción de 2.000 L mensuales se recuperaría en un plazo no menor a 5 años y medio, lo cual no es aceptado por Nahuelbuta Verde SpA. Se recomienda, por lo tanto, evaluar el proyecto para un volumen de producción igual o mayor a los 8.000 L de vinagre mensuales, para un retorno de la inversión en un plazo de 2 años.

# Tabla de Contenido

1	Introducción .....	1
1.1	Nahuelbuta Verde Spa .....	1
1.1.1	Proceso productivo aplicado en la planta .....	1
1.2	El mercado del vinagre de manzana.....	4
1.3	Motivación .....	5
1.4	Objetivos .....	6
1.4.1	Objetivo general .....	6
1.4.2	Objetivos específicos .....	6
2	Marco Teórico y Antecedentes.....	7
2.1	Vinagre de manzana .....	7
2.2	Proceso productivo del vinagre de manzana.....	8
2.2.1	Selección y preparación de materias primas .....	8
2.2.2	Preparación del mosto de manzana .....	9
2.2.3	Composición del mosto de manzana .....	10
2.2.4	Inoculación del mosto y desarrollo de las levaduras.....	10
2.2.5	Fermentación alcohólica y obtención de sidra.....	13
2.2.6	Fermentación acética .....	15
2.2.7	Contenido de ácido acético en el vinagre .....	18
2.3	Balance de energía en fermentadores .....	18
2.3.1	Calor de reacción .....	19
2.3.2	Calor transferido al ambiente .....	20
2.3.3	Coeficientes de convección en reactores <i>batch</i> agitados .....	20
3	Metodología .....	23
3.1	Búsqueda bibliográfica .....	23
3.2	Selección de configuración óptima .....	23
3.3	Elaboración de Flowsheet .....	24
3.4	Balance de masa .....	24
3.4.1	Fermentación acética .....	24
3.4.2	Fermentación alcohólica .....	24
3.5	Determinación de variables críticas.....	25
3.6	Programación de la producción.....	25

3.7	Dimensionamiento de equipos.....	25
3.8	Balance de energía .....	26
3.8.1	Fermentación alcohólica .....	26
3.8.2	Fermentación acética .....	26
3.9	Determinación del CAPEX de la planta propuesta.....	27
4	Resultados y Discusión.....	28
4.1	Balance de masa global.....	28
4.2	Balances de masa por operación unitaria.....	29
4.2.1	Lavado.....	29
4.2.2	Molienda .....	30
4.2.3	Prensado.....	31
4.2.4	Fermentación Alcohólica .....	32
4.2.5	Decantación .....	33
4.2.6	Fermentación Acética.....	34
4.2.7	Filtración.....	36
4.3	Determinación de variables críticas.....	37
4.3.1	Concentración de azúcar en el zumo.....	37
4.3.2	Concentración de nitrógeno .....	37
4.4	Programación de la producción.....	38
4.5	Dimensionamiento de Equipos .....	41
4.5.1	Extractor de zumo de manzana.....	41
4.5.2	Fermentador alcohólico .....	42
4.5.3	Decantador.....	43
4.5.4	Fermentador acético.....	43
4.5.5	Microfiltro.....	45
4.5.6	Bombas .....	46
4.5.7	Llenadora de botellas.....	46
4.6	Balance de energía .....	47
4.6.1	Consumo global de potencia eléctrica .....	47
4.6.2	Balance de energía en fermentador alcohólico.....	48
4.6.3	Balance de energía fermentador acético .....	50
4.7	Análisis de sensibilidad.....	51

4.8	Costos de Inversión (CAPEX) .....	52
4.8.1	Escenario para aumento de la producción.....	55
5	Conclusiones.....	57
5.1.1	Evaluación Técnica .....	57
5.1.2	Costos de inversión .....	58
6	Recomendaciones.....	59
7	Bibliografía .....	60
8	Anexos.....	64
8.1	Anexo A Medición de azúcar en zumo de manzana mediante densímetro 64	
8.2	Anexo B Protocolo de medición de nitrógeno fácilmente asimilable en zumo de manzana mediante el Método Sorensen .....	66
8.3	Anexo C Balance de masa global para producción de 1 batch de vinagre 68	
8.4	Anexo D Memoria de cálculo para dimensionamiento de bombas centrifugas.....	69
8.5	Anexo E Modelo cinético para fermentaciones alcohólicas limitadas por disponibilidad de nitrógeno.....	76
8.6	Anexo F Memoria de cálculo para consumo eléctrico asociado a la producción mensual. ....	80

## Índice de Tablas

Tabla 1:	Composición promedio de la manzana a partir de distintas variedades [18]......	10
Tabla 2:	Composición promedio del zumo de manzana a partir de distintas variedades [18][20]......	11
Tabla 3:	Coefficientes de la ecuación 2.19 para distintos sistemas de agitación [40]......	22
Tabla 4:	Balance de masa global aplicado a una producción de 2.000 L de vinagre mensual.....	29
Tabla 5:	Balance de masa en etapa de lavado. ....	30
Tabla 6:	Balance de masa en etapa de molienda. ....	30
Tabla 7:	Balance de masa en etapa de prensado. ....	31
Tabla 8:	Balance de masa en etapa de fermentación alcohólica. *El inóculo de levadura y la adición de SO <sub>2</sub> son expresadas en gramos ya que requieren ser	

medidos con mayor exactitud. **El volumen de la sidra obtenida en F <sub>5</sub> es calculado de acuerdo a una densidad estándar de 998 g/L.....	33
Tabla 9: Balance de masa en etapa de decantación. *El volumen de la sidra obtenida en F <sub>5</sub> es calculado de acuerdo a una densidad estándar de 998 g/L. ....	34
Tabla 10: Balance de masa en etapa de fermentación acética. *El flujo F <sub>22</sub> correspondiente a los nutrientes adicionados, es expresado en gramos por batch para mayor detalle.....	36
Tabla 11: Balance de masa en etapa de filtración. *El flujo F <sub>19</sub> correspondiente a las mermas de filtración es expresado en gramos por batch para mayor detalle. ....	37
Tabla 12: Características generales del equipo seleccionado para la extracción del zumo de manzana. ....	42
Tabla 13: Características generales del fermentador acético cotizado en Frings y CETOTEC. ....	45
Tabla 14:Características generales del microfiltro de la compañía CETOTEC. ....	46
Tabla 15: Características bomba centrífuga KSB modelo 050-032-160.1. ..	46
Tabla 16: Características Llenadora de botellas marca Enoitalia, modelo R4A. ....	47
Tabla 17: Consumos eléctricos de los equipos cotizados para Nahuelbuta Verde. Para calcular el consumo eléctrico total, el ítem de bombas es multiplicado por tres, ya que, se requieren 3 de estos equipos. ....	48
Tabla 18: Análisis de sensibilidad para aumentos de producción del 10% y 20%. ....	52
Tabla 19: Cotizaciones para los equipos de la línea de proceso propuesta en millones de pesos chilenos.....	53
Tabla 20: Costos asociados a instalación de equipos y puesta en marcha. *De acuerdo con informaciones entregadas por el fabricante CETOTEC, se requieren aproximadamente 2 días para la instalación del fermentador acético y el microfiltro. ** La conversión a CLP es calculada considerando el valor del euro igual a 913 CLP [45].....	54
Tabla 21: Volúmenes de trabajo por equipo al escalar el proceso diseñado a 8.000 L de vinagre mensuales de acuerdo al balance de masa realizado. ....	55
Tabla 22: Concentraciones de azúcar exclusiva para zumo de manzana a 20°C [21].....	62
Tabla 23: Balance de masa global para el proceso de producción de vinagre en kg/batch. ....	65
Tabla 24: Parámetros del modelo usados en las simulaciones. ....	74
Tabla 25: Volúmenes transportados por las 3 bombas consideradas en la producción de un batch de vinagre. ....	78
Tabla 26: Consumos eléctricos mensuales en kWh por equipo.....	79

# Índice de Figuras

Figura 1: Diagrama de proceso simplificado para la producción de vinagre de manzana en la planta de Nahuelbuta Verde Spa. _____	1
Figura 2: Variedad de manzana Gravensteiner proveniente de huertos locales. _____	2
Figura 3: Prensa de acero inoxidable utilizada por Nahuelbuta Verde para extraer el zumo de manzana de la pulpa. _____	3
Figura 4: Estanques de acero inoxidable empleados en la fermentación acética dentro de la planta Nahuelbuta Verde. _____	3
Figura 5: Esquema explicativo del Método Orleans para la fermentación de vinagre de sidra de manzana. _____	4
Figura 6: Mercado del vinagre de sidra de manzana por continente al año 2018 [5]. _____	5
Figura 7: Diagrama de bloques general para la producción de vinagre de sidra. _____	9
Figura 8: Sistemas de prensado convencionales para obtención de zumo de manzana. A la izquierda, se muestra una prensa de cajón con molino adosado al costado y a la derecha la prensa de banda. Fuente: Voran Maschinen ____	11
Figura 9: Esquema representativo de un fermentador acético por cultivo sumergido. _____	17
Figura 10: Concentraciones de ácido acético y etanol durante la fermentación oxidativa. _____	18
Figura 11: Esquema de la metodología seguida durante el trabajo de memoria. _____	23
Figura 12: Flowsheet del proceso propuesto para la planta productiva de Nahuelbuta Verde (Elaboración propia). _____	28
Figura 13: Flujos de masa en etapa de lavado. _____	29
Figura 14: Flujos de masa en etapa de molienda. _____	30
Figura 15: Flujos de masa en etapa de prensado. _____	31
Figura 16: Flujos de masa en etapa de fermentación alcohólica. _____	32
Figura 17: Flujos de masa en etapa de decantación. _____	33
Figura 18: Flujos de masa en etapa de fermentación acética. _____	34
Figura 19: Flujos de masa en etapa de filtración. _____	36
Figura 20: Planilla para la programación de operaciones productivas durante dos meses en la planta de Nahuelbuta Verde (Elaboración propia). _____	40
Figura 21: Equipo Voran Maschinen modelo EBP500 para extracción del zumo de manzana. Incluye las operaciones de lavado, molienda y prensado, listadas de derecha a izquierda. _____	41
Figura 22: Fermentador alcohólico genérico, con intercambiador de calor tipo chaqueta y fondo cónico. _____	43

Figura 23: Fermentadores acéticos fabricados por las compañías Frings (izquierda) y CETOTEC (derecha). En la base cuenta con un aireador para la oxigenación del fluido además de un sistema para el control de temperatura [43].	44
Figura 24: Filtro de flujo cruzado ofrecido por el fabricante CETOTEC a Nahuelbuta Verde.	45
Figura 25: Llenadora de botellas marca Enoitalia modelo R4A.	47
Figura 26: Gráfica de la tasa de intercambio de calor requerido durante un batch de fermentación alcohólica para mantener el estado estacionario.	48
Figura 27: Flujos de intercambio de calor mensuales en fermentador alcohólico.	49
Figura 28: Gráfica de la tasa de intercambio de calor requerido durante un batch de fermentación acético para mantener el estado estacionario.	50
Figura 29: Flujos de intercambio de calor mensuales en fermentador acético.	51
Figura 30: Distribución porcentual de los costos asociados a la compra de equipos.	53
Figura 31: Esquema explicativo para uso de densímetro.	61
Figura 32: Diagrama de Moody.	67
Figura 33: Curvas características para bomba KSB modelo 050-032-160.1 de 960 (rpm) [47].	72
Figura 34: Curvas de consumo de azúcar y generación de etanol durante fermentación alcohólica.	75
Figura 35: Concentración de biomasa total en modelamiento de fermentación alcohólica de la sidra.	75
Figura 36: Curva para el consumo de nitrógeno en modelamiento de fermentación alcohólica de la sidra.	76

# Capítulo 1

## 1 Introducción

### 1.1 Nahuelbuta Verde Spa

Nahuelbuta Verde Spa es una pequeña empresa familiar ubicada en la comuna de Purén, región de la Araucanía, dedicada a la fabricación de vinagre de manzana orgánico, el cual es comercializado en distintos emporios y mercados, desde la misma región de la Araucanía hasta la región de Valparaíso, concentrando el mayor número de ventas en la RM [1].

Su sello distintivo es producir un vinagre de manzana natural, es decir, no pasteurizado y sin preservantes, actividad que realizan desde hace más de 50 años, contando actualmente con una producción de 2.000 L mensuales, los cuales han aumentado sostenidamente debido al creciente interés de la población por dicho producto.

#### 1.1.1 Proceso productivo aplicado en la planta

El proceso productivo de la planta de Nahuelbuta Verde esquematizado en la **Figura 1** se caracteriza por poseer escasa utilización de tecnologías que permitan automatizar o acelerar su producción y utilizar manzanas orgánicas de distintas variedades como única materia prima.

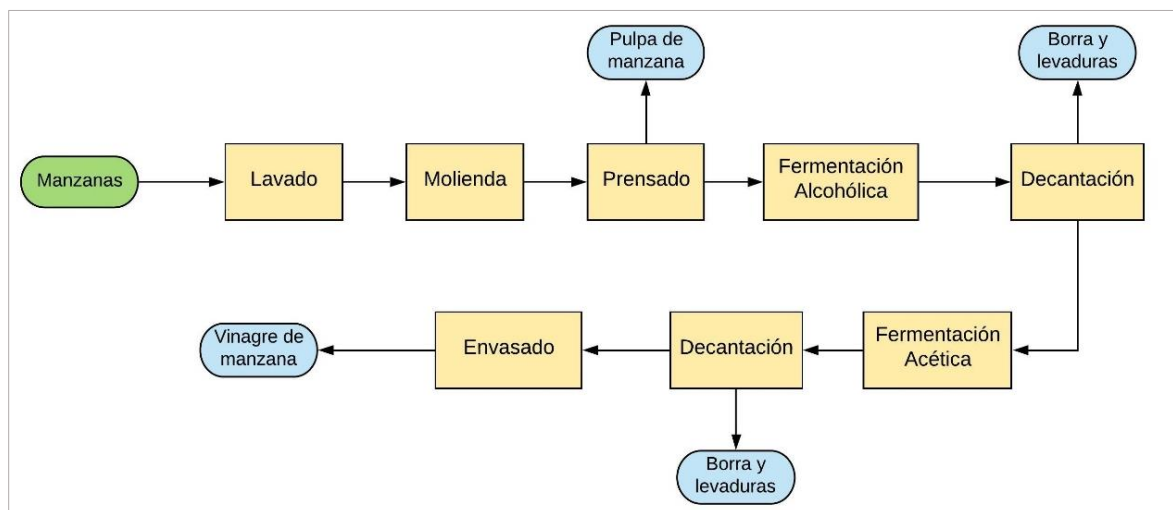


Figura 1: Diagrama de proceso simplificado para la producción de vinagre de manzana en la planta de Nahuelbuta Verde Spa.

Los principales ecotipos de manzana utilizada corresponden a Gravensteiner, Limona y Reineta (ver **Figura 2**), de las cuales la empresa no contabiliza los

kilogramos que ingresan a la planta, más bien, se limitan a adquirir las frutas desde proveedores a propietarios de quintas locales, quienes venden la manzana por saco, pudiendo pesar entre 40-50kg. Por otro lado, la compañía desconoce las características distintivas de estas manzanas, ya sea, su contenido de azúcar, taninos y porcentaje de acidez.



*Figura 2: Variedad de manzana Gravensteiner proveniente de huertos locales.*

Estas manzanas ingresan a la etapa de lavado y molienda, para luego ser prensadas y extraer el mosto dulce (ver **Figura 3**), donde se obtiene aproximadamente un 65% de rendimiento en masa según reportes de la empresa, es decir, por cada 100 kg de manzana molida que ingresan a las prensas, se extraen 65 kg de zumo. Posteriormente, este zumo rico en azúcares es llevado a toneles de madera o bidones plásticos de 220L donde ocurre la fermentación alcohólica de forma espontánea, producto de la acción de levaduras silvestres presentes en el ambiente y las propias manzanas, los cuales transforman los azúcares principalmente en etanol y CO<sub>2</sub> [2].



*Figura 3: Prensa de acero inoxidable utilizada por Nahuelbuta Verde para extraer el zumo de manzana de la pulpa.*

Luego de aproximadamente 5 semanas de fermentación y una etapa de decantación, el jugo fermentado pasa a convertirse en una sidra con aproximadamente 6° de alcohol, lo cual puede variar levemente dependiendo del contenido de azúcar de las manzanas, que a su vez varía en función de la variedad utilizada. Cabe mencionar que el rendimiento de esta etapa, así como de la fermentación acética es desconocido por la empresa.

Luego de un mes de maduración la sidra es trasladada a estanques de acero inoxidable recientemente adquiridos (ver **Figura 4**), donde se mezcla con vinagre de *batch* anteriores, en un porcentaje que tampoco es fijo, sin embargo, la mezcla ronda el 30-50(%v/v) de vinagre. Al hacer esto, se inocula la sidra con bacterias acéticas, ya que, estas se encuentran diluidas en el vinagre, las cuales comienzan a acidificar la sidra al oxidar los alcoholes en presencia de oxígeno, generando ácido acético [2][3].



*Figura 4: Estanques de acero inoxidable empleados en la fermentación acética dentro de la planta Nahuelbuta Verde.*

La fermentación acética, llevada a cabo por microorganismos aerobios, toma aproximadamente 6-8 meses dentro de la planta con la cual se trabajará, donde al finalizar esta etapa se obtiene un vinagre de salida con un pH de 3,5.

Parte de este vinagre se utilizará para acidificar nuevamente batch posteriores de sidra, perpetuando de esa manera un cultivo de bacterias acéticas propio de la empresa. Por lo tanto, si bien corresponden a un insumo, no implican un gasto de adquisición o mantención.

El procedimiento mediante el cual se lleva a cabo la fermentación acética en la planta Nahuelbuta Verde corresponde al Método Orleans (ver **Figura 5**), consistente en llenar contenedores de 1.000 a 2.000 L. con sidra de manzana abiertos al exterior con una malla protectora en el tope o simplemente contenedores cerrados semi llenos que permitan la existencia de una cámara de aire en contacto con el líquido favoreciendo la transferencia de oxígeno. En

estos contenedores ocurre la fermentación acética al mezclar sidra fresca con un 30-50% de vinagre de lotes anteriores, donde a los pocos días comenzará a formarse un film en la superficie del estanque creado por las bacterias acéticas que captan el oxígeno de la interfaz necesario para su metabolismo [2][4]. Una vez el estanque alcanza un pH de 3,5 y posee las características organolépticas apropiadas, se descarga un 50-70% de su contenido el cual es almacenado en estanques de decantación para su posterior envasado, por otro lado, el estanque de fermentación acética se vuelve rellenar con sidra fresca para comenzar un nuevo ciclo.

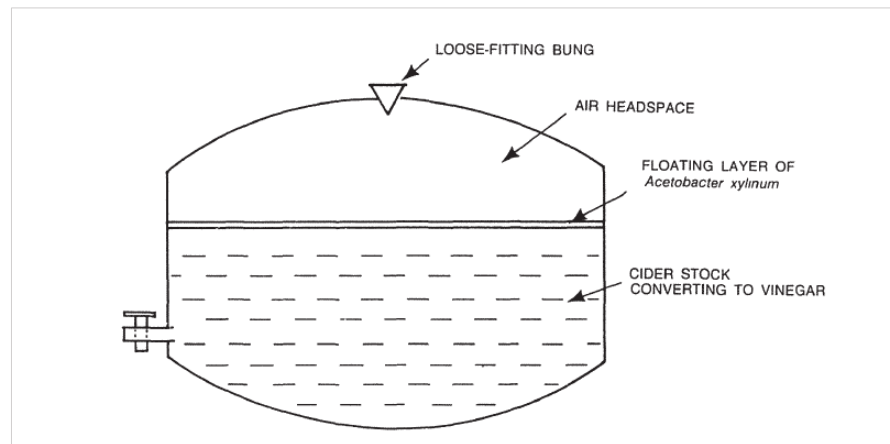


Figura 5: Esquema explicativo del Método Orleans para la fermentación de vinagre de sidra de manzana.

Es importante mencionar que la empresa desconoce la o las especies específicas de bacterias presentes en sus fermentadores acéticos, por lo cual, solo estiman que se trataría de microorganismos del género *Acetobacter*, particularmente *Acetobacter aceti* y *Acetobacter xylinum* basándose en la literatura existente [2] [4]. Sin embargo, es una práctica común en la industria del vinagre de manzana orgánico no seleccionar una cepa de bacterias en particular, ya que, las mismas condiciones de la fermentación, particularmente la acidez extrema, se encargan de seleccionar las cepas mejor adaptadas [2].

En cuanto a los desechos del proceso productivo, estos corresponden a la pulpa de manzana remanente del prensado, a las levaduras de la fermentación alcohólica y a los sólidos decantados luego de cada fermentación.

## 1.2 El mercado del vinagre de manzana

El vinagre de sidra de manzana es ampliamente consumido en el mundo, sin embargo, las regiones con mayor consumo se concentran en Europa y América del Norte y Central, como se puede apreciar en la **Figura 6** [5]. Según el reporte "*Global Apple Cider Vinegar Industry*" emitido por la agencia de

mercados francesa *Report Linker*, el mercado mundial del vinagre de sidra de manzana alcanza los US\$806,5 millones el año 2020, proyectando al mismo tiempo que alcanzará los US\$1,1 billones para el 2027 [6]. En cuanto a países específicos, Austria, USA, Reino Unido y Suiza, registran un alto consumo generalmente como conservante y condimento en las comidas [4].

El creciente consumo que se ha evidenciado tanto en Europa como América se debe en parte a sus demostrados beneficios a la salud [7] [8], consistentes en la reducción de los niveles plasmáticos de colesterol, triglicéridos e índice glicémico luego de ser consumido continuamente por 8 semanas [9], además, su alto contenido en polifenoles le confieren propiedades antioxidantes [10].

Apple Cider Vinegar Market - Market Size, by Region, Global, 2018

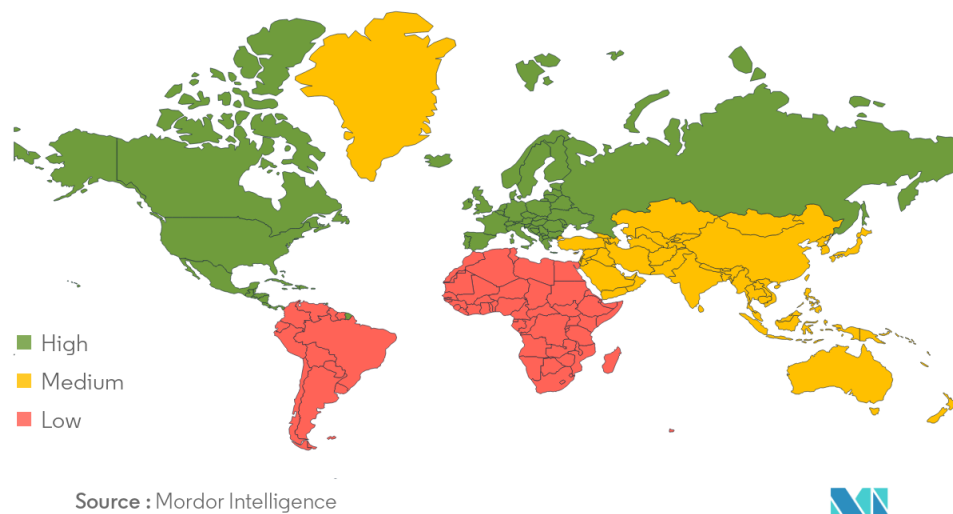


Figura 6: Mercado del vinagre de sidra de manzana por continente al año 2018 [5].

### 1.3 Motivación

Desde su conformación como empresa, los objetivos de Nahuelbuta Verde han sido elaborar un vinagre 100% natural, y de alta calidad, así como también realizar sus actividades productivas contribuyendo al desarrollo sustentable de la comunidad en la cual se encuentran insertos. Declaran también tener como visión ser una empresa líder en la industria nacional del vinagre de manzana orgánico y un referente en la producción de alimentos libre de reactivos químicos.

Si bien la compañía con la cual se trabajará cumple con todos estos objetivos, aún carece de un proceso eficiente, rápido y estandarizado que le permita eliminar la variabilidad de la producción, lo cual se debe principalmente a la ausencia de protocolos en la medición de variables críticas y programación de las actividades productivas, es decir, basan sus controles de calidad

principalmente en la experiencia y apreciación sensorial. Sumado a esto, tampoco cuentan con equipamiento que permita optimizar la producción manteniendo la naturalidad del producto, lo cual origina una extensión del proceso a más de 8 meses para un solo batch. Esto se evidencia tanto en la fermentación alcohólica como acética; por un lado, en la primera de estas, no se controla la concentración de azúcares iniciales ni tampoco el contenido final de alcohol, mucho menos la temperatura de operación. En cuanto a la fermentación acética, se desconocen las concentraciones de alcohol a la entrada y salida de dicha operación, así como tampoco se mantiene un control de los tiempos de residencia y proporciones de mezcla al momento de realizar los traslados de sidra y vinagre en los fermentadores acéticos de acuerdo con el Método Orleans.

## 1.4 Objetivos

Dado los antecedentes mostrados en la sección de motivación, se desarrolla el trabajo de memoria de título en las dependencias de Nahuelbuta Verde Spa, donde los objetivos para este proyecto se muestran a continuación:

### 1.4.1 Objetivo general

Diseñar y cuantificar los costos de inversión para proceso productivo estandarizado para la producción de vinagre de manzana artesanal en la planta Nahuelbuta Verde.

### 1.4.2 Objetivos específicos

- Seleccionar los equipos e instrumentación óptima para el proceso productivo de Nahuelbuta Verde.
- Obtener el balance de masa y energía del proceso productivo.
- Determinar las variables críticas que fijan la calidad final del vinagre de manzana y permiten la estandarización del proceso, eliminando así las diferencias entre las partidas de producción.
- Determinar el costo de inversión para el proceso productivo propuesto.

# Capítulo 2

## 2 Marco Teórico y Antecedentes

### 2.1 Vinagre de manzana

El vinagre de manzana o vinagre de sidra de manzana corresponde a una solución diluida de ácido acético producido mediante un proceso de dos fermentaciones consecutivas, que involucran levaduras como primer agente, seguido de bacterias del ácido acético (AAB). La primera de las fermentaciones consiste en la transformación de los azúcares presentes en el zumo de manzanas en etanol y dióxido de carbono, mientras que la segunda corresponde a la oxidación microbiana del alcohol para dar ácido acético [2].

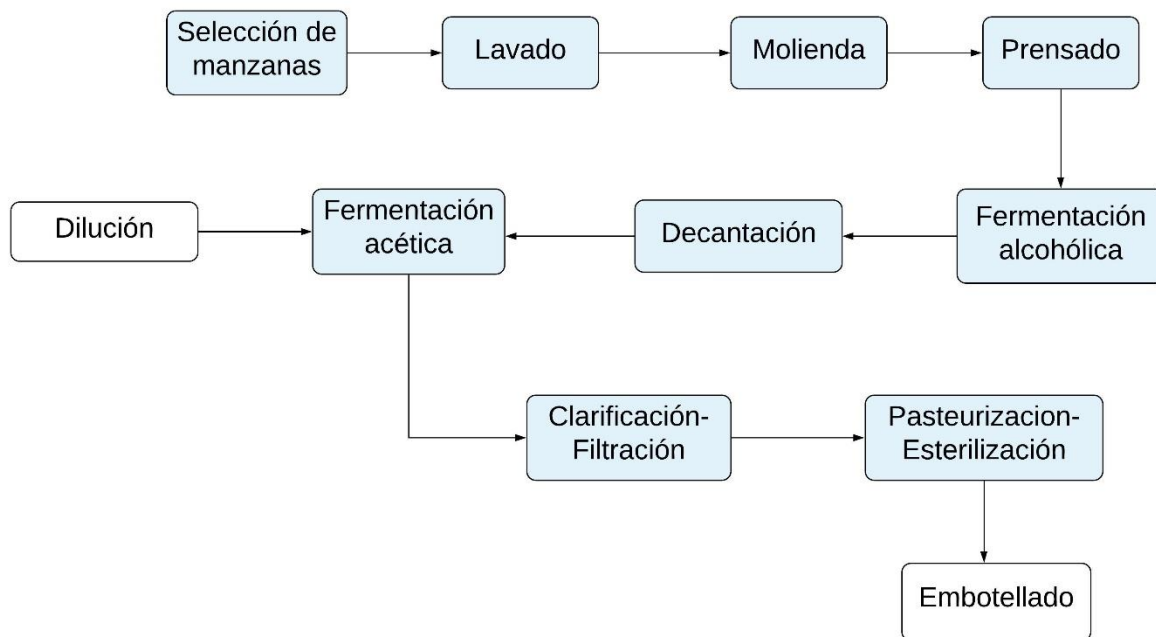
En general, el vinagre se puede hacer de casi cualquier fuente de carbohidratos fermentables. Las materias primas más comunes son manzanas, peras, uvas, miel, jarabes, cereales, almidones hidrolizados, cerveza y vino [11].

El uso tradicional y la integración del vinagre en numerosas culturas se remonta a la antigüedad. De hecho, el patrimonio cultural de prácticamente todas las civilizaciones incluye uno o más vinagres elaborados "accidentalmente" por la acción de microorganismos acidificantes después de la fermentación alcohólica. Se ha documentado que los egipcios, sumerios y babilonios tenían experiencia y conocimientos técnicos para hacer vinagre de cebada y cualquier tipo de fruta. El vinagre era muy popular tanto en la antigua Grecia como en Roma, donde se usaba en preparaciones alimenticias y como remedio contra una gran cantidad de enfermedades. En Asia, los primeros registros sobre el vinagre se remontan a la dinastía Zhou (1027-221 a. C.) elaborados a partir de vinos de arroz [12].

Actualmente el vinagre de manzana, se usa como agente aromatizante, como conservante y, en algunos países, también como bebida saludable; esta última característica ha sido una de las detonantes en el reciente aumento de su consumo [13]. En Chile, además de los usos anteriormente mencionados se sumó últimamente una estrategia impulsada por INDAP, el INIA y el SAG, consistente la utilización de vinagre de manzana en predios agrícolas para la creación de trampas contra avispa. Esta iniciativa busca proveer una solución acorde a las exigencias de los huertos frutales orgánicos, incompatibles con la mayoría de los insecticidas y agroquímicos de tipo industrial [14][15].

## 2.2 Proceso productivo del vinagre de manzana

El proceso para obtener vinagre de manzana globalmente utilizado se puede resumir de forma general en cuatro etapas; selección y preparación de materias primas, obtención del zumo de manzana, fermentación alcohólica del zumo para obtener sidra, y por último, la fermentación acética para producir vinagre a partir de la sidra [4]. Cada una de estas operaciones cuenta con variaciones y métodos que serán analizados por separado. En la **Figura 7**, se muestra un diagrama de bloques general para la producción de vinagre de sidra.



*Figura 7: Diagrama de bloques general para la producción de vinagre de sidra.*

### 2.2.1 Selección y preparación de materias primas

Es de común acuerdo que para obtener una buena sidra y por consiguiente un buen vinagre, se deben utilizar manzanas lavadas, en buen estado y con un grado de maduración óptimo, es decir, ligeramente más maduras que las destinadas al consumo como fruta fresca [16]. Otro punto importante a considerar es que para obtener mejores resultados, actualmente se ocupan manzanas de distintas variedades a fin de obtener un balance óptimo entre acidez, dulzura, aroma y astringencia [2] [17].

Por otro lado, la estacionalidad en la producción de manzanas se afronta parcialmente mediante el almacenamiento en bodegas aclimatadas a bajas temperaturas (0 a 5°C) y una humedad relativa de 90-95%, lo cual puede

extender la duración de las manzanas hasta un máximo de 6 meses dependiendo de la variedad y las buenas prácticas de cosecha y traslado [16]. Por lo tanto, las compañías frutícolas ubicadas en la comuna de Angol, a 60 km de la planta de Nahuelbuta Verde, que cuentan con estos equipos de refrigeración proveen manzanas prácticamente durante la totalidad del año.

En cuanto a la composición de las manzanas, esta dependerá de la variedad de la manzana, estado de maduración del fruto, e incluso para una misma variedad pueden existir variaciones entre temporadas, debido, principalmente a las condiciones climáticas durante la fase de maduración [16][18]. Dado lo anterior, se cuenta con valores promedios obtenidos de diferentes variedades y años, los cuales se exhiben en la **Tabla 1**.

<b>Composición de la manzana (%p/p)</b>	
<b>Agua</b>	83,9
<b>Azúcar</b>	14,75
<b>Fibra</b>	0,77
<b>Lípidos</b>	0,36
<b>Proteína</b>	0,19

*Tabla 1: Composición promedio de la manzana a partir de distintas variedades [18].*

### **2.2.2 Preparación del mosto de manzana**

El proceso de extracción del mosto de manzana incluye dos etapas bien diferenciadas, la molienda, y el prensado. La molienda de la manzana produce la pulpa, la cual se somete al proceso de prensado para obtener, por un lado, el orujo o pulpa seca y, por otro, el mosto o zumo de manzana.

En cuanto al sistema de prensado, los mecanismos utilizados habitualmente en la industria de la sidra y la producción de jugos de manzana, son las prensas de cajón y las prensas de banda, siendo estas últimas las más usadas en la producción de mediana y gran escala [19]. En la **Figura 8** se pueden apreciar los dos tipos de prensa anteriormente mencionados.

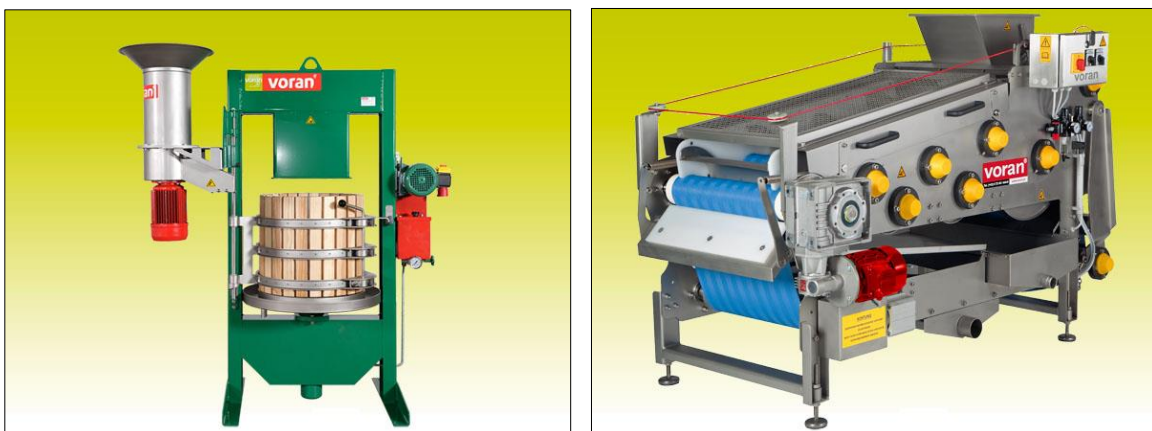


Figura 8: Sistemas de prensado convencionales para obtención de zumo de manzana. A la izquierda, se muestra una prensa de cajón con molino adosado al costado y a la derecha la prensa de banda. Fuente: Voran Maschinen

### 2.2.3 Composición del mosto de manzana

Como consecuencia de la variación en la composición de la manzana entre distintas variedades y temporadas, la composición del mosto o zumo de manzanas también se ve afectado, principalmente en el contenido de azúcar [18][20]. Sin embargo, para efectos de balances de masa en el proceso de producción de vinagre, se pueden tomar composiciones promedio y hacer los ajustes correspondientes una vez obtenido el zumo, principalmente en el contenido de azúcar, debido a su importancia como sustrato en las fermentaciones posteriores [21]. En la **Tabla 2** se muestra la composición promedio del zumo de manzana a partir de distintas variedades:

<b>Composición zumo de manzana (%p/p)</b>	
<b>Agua</b>	87,94
<b>Azúcar</b>	11,68
<b>Fibra</b>	0,21
<b>Lípidos</b>	0,11
<b>Proteína</b>	0,06

Tabla 2: Composición promedio del zumo de manzana a partir de distintas variedades [18][20].

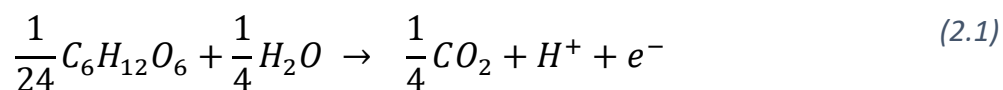
### 2.2.4 Inoculación del mosto y desarrollo de las levaduras

Las levaduras en el mosto que llevarán a cabo la fermentación alcohólica pueden provenir ya sea de un inóculo, en el cual se escoge la cepa específica deseada o de levaduras nativas presentes en las mismas manzanas, las cuales darán lugar a una fermentación espontánea natural. En este último caso, las cepas de levaduras silvestres más comunes encontradas en fermentaciones de sidra corresponden a *Saccharomyces cerevisiae*, *Saccharomyces bayanus*,

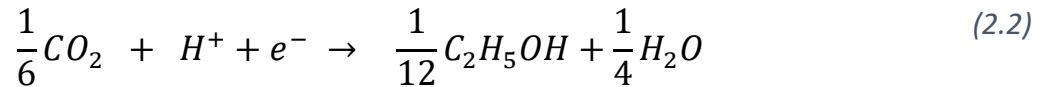
*Metschnikowia pulcherrima* y *Kloeckera apiculata* [22]. Sin embargo, actualmente el uso de levaduras seleccionadas es el método mayormente empleado, tanto para evitar inconsistencias entre diferentes tandas como para disminuir el riesgo de aparición de microorganismo indeseados. Por lo general, las levaduras inoculadas corresponden a especies específicas para sidra o vinos espumosos, como es el caso de la M02 de Mangrove Jacks o la Safcider de Fermentis, las cuales han reportado mejores resultados al preservar aromas y carácter frutal en el producto final [19]. En cuanto al inóculo, este debe ser agregado al mosto dulce a una concentración de 150 ppm, luego de haber sulfitado el mosto mediante la adición de anhídrido sulfuroso (SO<sub>2</sub>) 100% puro en forma gaseosa, o en soluciones acuosas de SO<sub>2</sub>, es decir, como metabisulfito de potasio a una concentración de 50 ppm, con la finalidad eliminar el oxígeno disuelto e impedir el desarrollo de bacterias aerobias y levaduras del tipo apiculata [19,23]. Esta práctica es ampliamente utilizada en la industria vinícola y sidrera, ya que, el anhídrido sulfuroso actúa como antiséptico en las dosis correctas y medio ácido, sin afectar las levaduras del género *Saccharomyces*. Cabe aclarar además, que para mantener la condición de producto orgánico, el SAG permite la adición de SO<sub>2</sub> en una dosis máxima de 100 (ppm) [24].

Respecto al desarrollo de las levaduras, al igual que los demás microorganismos, obtienen su energía para el crecimiento y mantenimiento a partir de reacciones de oxidación-reducción. Las reacciones de oxidación-reducción siempre involucran un agente donador de electrones y un aceptor de electrones. Generalmente, se concibe el donante de electrones como el sustrato "alimenticio" para los microorganismos, quienes aprovechan la transferencia de electrones en fracciones establecidas para la generación de energía ( $f_e$ ) y para la síntesis celular ( $f_s$ ). El donante de electrones más común para todos los organismos no fotosintéticos, excepto algunos procariotas, es la materia orgánica [25].

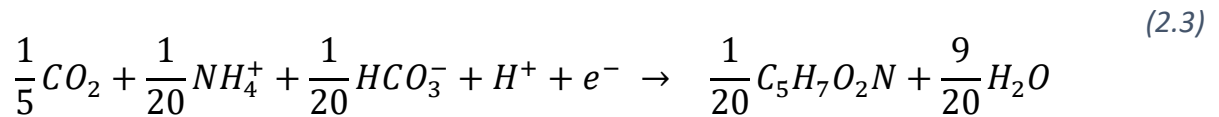
Por lo tanto, el desarrollo de los microorganismos puede ser modelado para el dimensionamiento del mismo fermentador según el método de Rittmann y McCarty, el cual establece que toda reacción bioquímica corresponde a una REDOX en donde se genera biomasa [25]. Dicha cinética se obtiene a partir de un balance de materia el cual inicia con la semi reacción redox donante de electrones ( $R_d$ ), donde se oxida el sustrato utilizado, específicamente glucosa como se aprecia en la **ecuación 2.1**.



Simultáneamente, ocurre una semi-reacción de reducción ( $R_a$ ), donde el  $CO_2$  acepta electrones para generar etanol como se muestra en la **ecuación 2.2**:



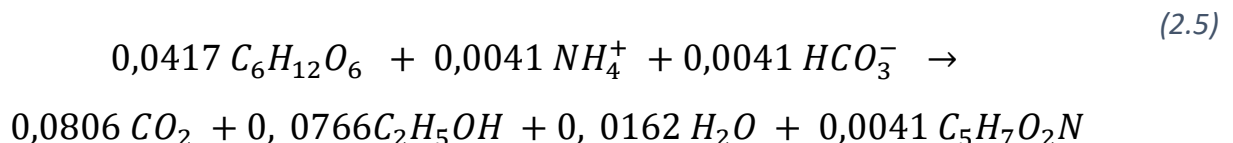
Por otro lado, se tiene la semi-reacción de síntesis celular ( $R_c$ ), considerando la fórmula empírica para las levaduras como  $C_5H_7O_2N$  y el ion amonio como fuente de nitrógeno para la formación de proteínas y ácidos nucleicos [25]:



Finalmente, para obtener una reacción general que incluya generación de energía y síntesis celular se utiliza la siguiente expresión:

$$R = f_e R_a + f_s R_c - R_d \quad (2.4)$$

La **ecuación 2.4** combina las tres semi-reacciones antes mencionadas en una ecuación general que se puede utilizar para construir una amplia variedad de ecuaciones estequiométricas para la síntesis y el crecimiento microbianos. En otras palabras, la ecuación representa el consumo neto de reactivos y la generación de productos cuando los microorganismos consumen un electrón equivalente de la especie donante de electrones [25]. En este caso, los valores de  $f_e$  y  $f_s$  corresponden a 0,92 y 0,08 respectivamente de acuerdo con el modelo cinético para fermentaciones alcohólicas limitadas por la disponibilidad de nitrógeno presentado por A. Cramer et al [26]. Reemplazando los valores de  $f_e$  y  $f_s$  en la **ecuación 2.4** se obtiene el balance molar para la fermentación alcohólica que incluye el desarrollo de las levaduras, representado en la **ecuación 2.5**:

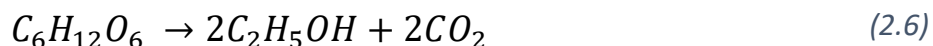


Cabe mencionar que los nutrientes como el ion amonio e ion bicarbonato, necesarios para el desarrollo de biomasa son agregados normalmente cuando

existe un déficit de estos en el mosto o sidra, como se explica en la **sección 2.2.5.2.**

### **2.2.5 Fermentación alcohólica y obtención de sidra**

La fermentación alcohólica corresponde a la vía metabólica mediante la cual las levaduras utilizan los azúcares para la obtención de energía y reproducción de manera anaeróbica, produciendo etanol y dióxido de carbono. La ecuación general del proceso, denominada ecuación de Gay-Lussac, corresponde a:



La ecuación de Gay-Lussac presenta como reactivo la glucosa, dado que las levaduras metabolizan los distintos azúcares a glucosa para ser utilizada en las vías metabólicas asociadas a la fermentación alcohólica [27,28]. Esta reacción bioquímica es de tipo exotérmica, donde se liberan aproximadamente 24 (kcal/mol de azúcar) al representar todos los azúcares como una mezcla de glucosa y fructosa [29].

En el caso de la fermentación alcohólica del zumo de manzana, los azúcares presentes corresponden a glucosa, fructosa y sacarosa, sin embargo, este último disacárido toma menor relevancia debido a la inversión del azúcar, fenómeno consistente en la disgregación por hidrólisis de la sacarosa en glucosa y fructosa, lo cual sucede espontáneamente durante el almacenamiento de jugos de fruta [30,31].

Los contenedores empleados en los que ocurre la fermentación pueden ser de acero inoxidable, toneles de madera o plástico grado alimenticio. Sin embargo, lo más recomendado es el acero inoxidable dada la facilidad de limpieza y por tanto mantención de condiciones sanitarias óptimas [19].

Respecto a los factores que afectan el crecimiento de las levaduras, la composición del mosto es uno de los más importantes, ya que, determina los nutrientes y el entorno en el que se desarrolla el cultivo, por lo tanto, afecta a la velocidad de la fermentación alcohólica. Los componentes más importantes que influyen sobre el crecimiento de las levaduras son; la concentración de azúcares, la cantidad de nitrógeno asimilable, el contenido de oxígeno disuelto y la presencia de residuos de pesticidas, entre otras [32].

#### *2.2.5.1 Concentración de azúcar en el zumo de manzanas*

Por lo que concierne a la concentración de azúcares en el mosto de manzanas recién prensadas, el óptimo se encuentra entre un 11-12 (%p/p) y en ningún caso debe ser inferior al 10(%p/p), ya que, de lo contrario la sidra obtenida después de la fermentación contendrá un bajo contenido alcohólico y por

consiguiente el potencial contenido de ácido acético se encontrará por debajo del nivel deseado. En caso que la concentración de azúcares del zumo sea menor al 10(%p/p), esta se puede corregir mezclando el zumo con otro equivalente proveniente de manzanas más dulces y en casos extremos se puede utilizar concentrado de jugo de manzana [23].

Para realizar estas mediciones se puede usar un densímetro o un refractómetro junto a tablas de equivalencia que relacionan la densidad del zumo de manzanas con el contenido de azúcar. En el **Anexo 1**, se detalla el procedimiento a seguir junto a las tablas de equivalencia mencionadas.

#### *2.2.5.2 Cantidad de nitrógeno asimilable en el zumo de manzana*

Como se mencionó anteriormente, verificar la cantidad de nitrógeno disponible en el zumo de manzana es uno de los factores más importantes antes de llevar a cabo la fermentación alcohólica, debido a que las levaduras necesitan este elemento para crecer y multiplicarse fundamentalmente en forma de aminoácidos, sales de amonio y tiamina (vitamina B1). Por lo tanto, si estos compuestos son abundantes en el mosto, la fermentación será rápida y completa, lo cual ha llevado a que en la producción industrial de sidras, vinos y vinagres a menudo se añadan estos nutrientes adicionales para complementar los ya presentes en la manzana. Por otro lado, si el mosto contiene cantidades insuficientes de compuestos nitrogenados la fermentación será lenta e incluso podría estancarse antes de finalizar [21].

La cantidad de nitrógeno asimilable (YAN por sus siglas en inglés) presentes en el zumo dependerá de la variedad de manzana, sin embargo, los valores típicos se encuentran entre las 44-330ppm [33]. Específicamente una concentración de 200ppm de nitrógeno asimilable en el mosto es suficiente para asegurar una fermentación completa [26].

Dado los antecedentes anteriormente mencionados, resulta fundamental implementar un protocolo de medición de este nutriente en el zumo previo a la fermentación. El método comúnmente utilizado para este propósito, sobre todo en la industria vinícola dada su fácil implementación, es la titulación por formol también conocido como Método Sorensen [21], el cual se basa en añadir una solución de formaldehído a la muestra en unas condiciones de pH adecuadas, la reacción del formaldehído con el amonio y las aminas primarias produce protones en el medio que hacen disminuir el pH. La valoración con hidróxido de sodio hasta reestablecer el pH inicial permite hacer un cálculo aproximado del nitrógeno fácilmente asimilable que existe en el medio a partir del volumen de base utilizado [34]. En el **Anexo 2** se puede revisar una explicación detallada del método Sorensen así como la lista con los materiales necesarios.

### 2.2.5.3 *Temperatura de fermentación*

En cuanto a la temperatura de esta etapa, es sabido que corresponde a uno de los principales factores que afectan a la velocidad de la fermentación alcohólica. *S. cerevisiae* tiene una temperatura óptima de crecimiento próxima a 30°C, pero se adapta a un rango amplio de temperaturas. La temperatura máxima que puede soportar está próxima a los 40(°C), detectándose pérdida de viabilidad cuando se alcanza esta temperatura. Por lo tanto, las fermentaciones se llevan a cabo a una temperatura cercana a los 23(°C), con tal de manejar una fermentación más controlada y evitar la generación de compuestos indeseados [26]. Para lograr esto se utilizan fermentadores revestidos con chaquetas intercambiadoras de calor por las cuales circula líquido refrigerante conectado a un *chiller*, dicho sistema estará regulado por un controlador cuya función será mantener la temperatura deseada.

### 2.2.6 Fermentación acética

También conocida como fermentación oxidativa, se induce en la sidra para producir vinagre y es llevada a cabo hoy en día básicamente mediante dos métodos; por fermentación de cultivo sumergido o por fermentación superficial más conocida como Método Orleans.

#### 2.2.6.1 *Fermentación por cultivo sumergido*

Este método se basa en la utilización de fermentadores dotados de sistemas de oxigenación desde la base en forma de pequeñas burbujas con el propósito de aumentar la concentración de oxígeno disuelto en la sidra y permitir el desarrollo de las bacterias acéticas aerobias en un cultivo sumergido, resultando en una fermentación mucho más rápida. Por lo general estos biorreactores están dotados de un intercambiador de calor interno en forma de serpentín para disipar el calor generado y robustos sistemas de control que permiten mantener las condiciones críticas como oxígeno disuelto y temperatura en un punto estable, adicionalmente, algunos de esos cuentan con un sistema de recirculación de aire desde el tope a la base del reactor con el objetivo de recuperar los compuestos volátiles en la sidra o vinagre que pudieran haber sido arrastrados por la insuflación [2-4]. La **Figura 9** muestra un esquema representativo de este tipo de fermentadores.

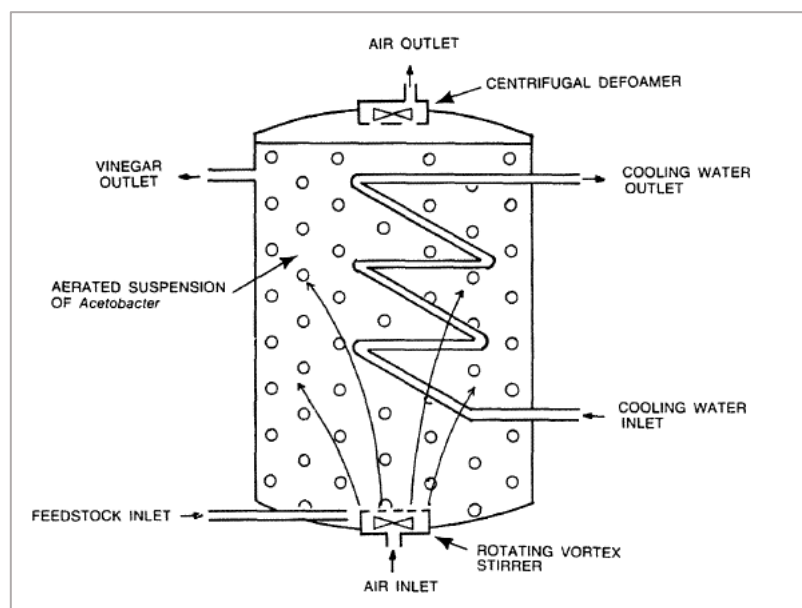


Figura 9: Esquema representativo de un fermentador acético por cultivo sumergido.

El desarrollo bacteriano en estos biorreactores es considerable, donde se han encontrado concentraciones de entre  $10^6$  - $10^8$  células/ml, las cuales, son capaces de convertir el alcohol en ácido acético a una tasa de 1% al día. El régimen de operación de este equipo es tipo fed-batch, es decir, parte de la capacidad del fermentador se retira periódicamente como vinagre terminado y se reemplaza por una nueva carga de sidra. La porción de vinagre que no se retira, generalmente un 10 (%v/v), actúa como inóculo del siguiente batch.

Los fermentadores de cultivo sumergido requieren un suministro constante de oxígeno, ya que, incluso un cese de un minuto en el suministro es suficiente para matar la mayoría de las acetobacterias, por lo que, es común equipar estos fermentadores con sistemas de suministro de oxígeno y electricidad en reserva.

El control de temperatura dentro de estos equipos también es extremadamente importante, los cuales operan alrededor de los 30°C, por lo que, se requiere un flujo de agua de enfriamiento o calentamiento según sea el caso, teniendo además en cuenta que la reacción de acetificación es exotérmica y los microorganismos pueden morir si falla el sistema de enfriamiento [2].

La cinética de la reacción de acetificación para vinagre de manzana orgánico, fue modelada en el trabajo desarrollado por A. Stornik et al [35], donde se llevó a cabo una fermentación acética por cultivo sumergido. En la **Figura 10** se puede apreciar la cinética de dicho experimento.

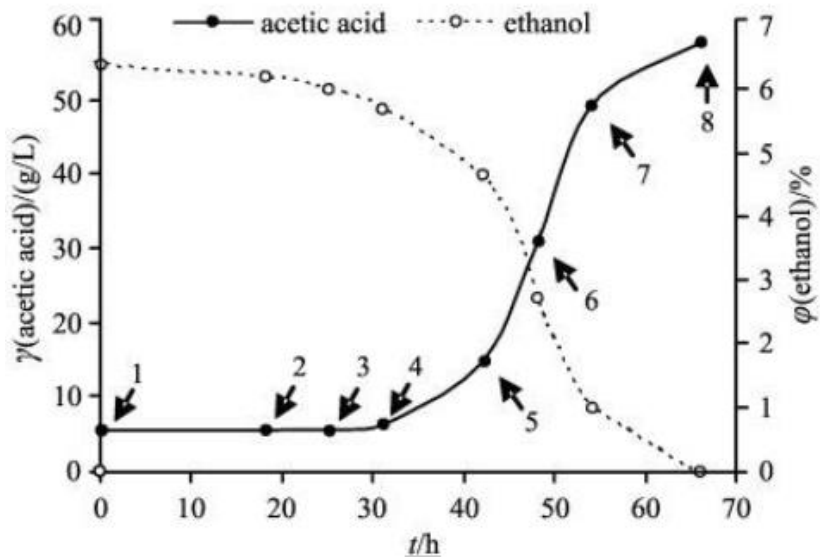


Figura 10: Concentraciones de ácido acético y etanol durante la fermentación oxidativa [35].

### 2.2.6.2 Método Orleans

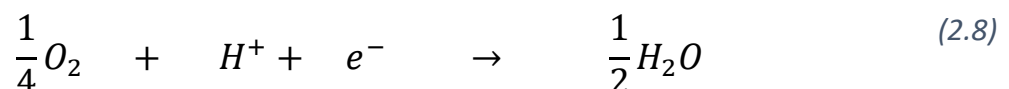
Por otro lado, está el método de fermentación superficial, más conocido como método Orleans, descrito en la presentación de la empresa, el cual es mucho más lento, con tasas de conversión de etanol a ácido acético relativas al 1% por semana. Si embargo, al ser un proceso lento, se obtiene un vinagre de mejor calidad que el obtenido por fermentación sumergida, ya que, proporciona al vinagre mayor cantidad de esteres lo que se traduce en un aroma más intenso y propiedades organolépticas notorias [2] [4].

### 2.2.6.3 Desarrollo de biomasa

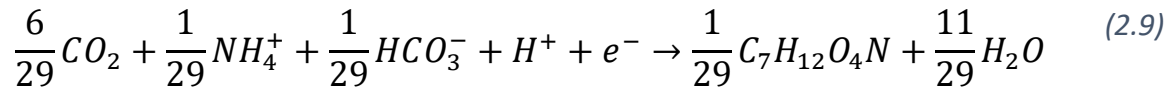
Al igual que en la fermentación alcohólica, el desarrollo de los microorganismos puede ser modelado según el método de Rittemann y McCarty, explicado recientemente en la **sección 2.2.4**. En este caso, la semirreacción redox donadora de electrones ( $R_d$ ), corresponde a la oxidación del etanol, la cual es representada a continuación en la **ecuación 2.7**:



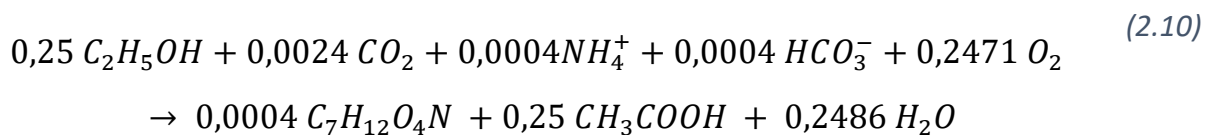
Simultáneamente, ocurre la semi-reacción de reducción ( $R_a$ ), donde el oxígeno acepta un electrón para generar agua, como se muestra en la **ecuación 2.8**:



Por otro lado, se tiene la semi-reacción de síntesis celular ( $R_c$ ), considerando la fórmula empírica para acetobacter como  $C_7H_{12}O_4N$  y el ión amonio como fuente de nitrógeno para la formación de proteínas y ácidos nucleicos [25]:



Finalmente, se utiliza la **ecuación 2.4** para obtener el balance molar general de fermentación acética que incluye el desarrollo de las bacterias acéticas, representado en la **ecuación 2.10**. Los valores de  $f_e$  y  $f_s$  utilizados corresponden a 0,988 y 0,012 respectivamente [35]:



### 2.2.7 Contenido de ácido acético en el vinagre

Según el Decreto 78 del Ministerio de Agricultura, los vinagres deben tener un contenido de ácido acético mínimo de 40 gramos por litro, es decir, una acidez del 4(%p/v) y un contenido de alcohol no superior a 1(%v/v) [36].

## 2.3 Balance de energía en fermentadores

Para un sistema cerrado en el cual no hay transferencia de masa con el exterior, el cambio de la energía total del sistema ( $dE$ ) es igual al flujo de calor intercambiado por el sistema ( $dQ$ ) menos el trabajo realizado por el sistema sobre los alrededores ( $dW$ ), lo cual corresponde a una aplicación directa de la primera ley de la termodinámica [37]. Por lo tanto, para un sistema cerrado el balance de energía es:

$$dE = dQ - dW \quad (2.11)$$

En el caso de los fermentadores, se desprecia el trabajo del sistema sobre los alrededores, por lo tanto, el término  $dW$  se anula. Por otro lado, la energía  $E_i$  es la suma de la energía interna ( $U_i$ ), la energía cinética  $\left(\frac{v_i^2}{2}\right)$ , la energía potencial ( $g \cdot z_i$ ) y cualquiera otro tipo de energía, ya sea, eléctrica, magnética o luminosa, sin embargo, en casi todos los casos de reactores químicos, los términos de energía cinética, potencial y otros tipos son despreciables si se

comparan con los términos de entalpía y transferencia de calor; por lo tanto, se omiten [37], es decir:

$$E_i = U_i \quad (2.12)$$

Por otro lado, la entalpía  $H_i \left( \frac{J}{mol} \right)$ , se define en términos de la energía interna  $U_i \left( \frac{J}{mol} \right)$  y el producto  $P \cdot V \left( Pa \cdot \frac{m^3}{mol} = \frac{J}{mol} \right)$  como:

$$H_i = U_i + P \cdot V_i \quad (2.13)$$

Con lo que finalmente, la variación de energía del sistema para las fermentaciones aquí tratadas puede ser expresada como una variación de entalpía, ya que, se desprecian los cambios de volumen y se trabaja a presión constante. Finalmente, se deduce de las ecuaciones **2.11**, **2.12** y **2.13** que para un fermentador batch el balance de energía puede ser expresado como:

$$dH_i = dQ \quad (2.14)$$

Al considerar el calor de reacción, el flujo de calor intercambiado con el ambiente y la transferencia entre fermentador y el intercambiador de calor, la **ecuación 2.14** queda de la siguiente forma:

$$m_m C p_m \frac{dT}{dt} = Q_{rxn} - Q_{amb} - Q_{inter} \quad (2.15)$$

### 2.3.1 Calor de reacción

La tasa de generación de calor en una fermentación está directamente relacionada con la tasa de consumo de sustrato, por lo tanto, dicha tasa puede ser expresada mediante la **ecuación 2.16** [29]:

$$Q_{rxn} = \Delta H_{rxn} \cdot V \cdot \frac{dS}{dt} \quad (2.16)$$

Donde  $Q_{rxn}$  es la tasa de generación de calor  $\left( \frac{kJ}{s} \right)$ ,  $\Delta H_{rxn}$  la cantidad de calor generado por kilogramo de sustrato fermentado  $\left( \frac{kJ}{kg} \right)$ ,  $\frac{dS}{dt}$  la tasa de consumo de sustrato  $\left( \frac{kg}{m^3 \cdot s} \right)$  y  $V$  el volumen en fermentación ( $m^3$ ).

### 2.3.2 Calor transferido al ambiente

El fenómeno de transferencia de calor entre dos cuerpos puede ocurrir ya sea por conducción, convección, radiación o por una combinación de estas. En el caso de los fermentadores alcohólico y acético, estos intercambian calor con el ambiente mayoritariamente por conducción y convección, por lo cual se puede despreciar el fenómeno de radiación [38]. La **ecuación 2.17**, describe el fenómeno de transferencia de calor entre las paredes de un fermentador y el ambiente al ser modelado como un cilindro:

$$Q_{amb} = \frac{T_{in} - T_{out}}{\frac{1}{2\pi r_i L h_i} + \frac{\ln(r_o/r_i)}{2\pi x_w k_w} + \frac{1}{2\pi r_o L h_o}} \quad (2.17)$$

Donde,

- $T_{in}$ : Temperatura de fermentación
- $T_{out}$ : Temperatura del ambiente
- $r_i$ : Radio interno del fermentador
- $r_o$ : Radio externo del fermentador
- $L$ : Altura del fermentador
- $x_w$ : Grosor de las paredes del fermentador
- $k_w$ : Conductividad Acero Inoxidable
- $h_i$ : Coeficiente de convección del fluido en fermentación
- $h_o$ : Coeficiente de convección del medio externo (aire)

### 2.3.3 Coeficientes de convección en reactores *batch* agitados

El coeficiente de transferencia de calor por convección  $h$  no es una propiedad del fluido como tal, sino más bien un parámetro que se determina en forma experimental y cuyo valor depende de todas las variables que influyen sobre la convección, como la configuración geométrica de la superficie, la naturaleza del movimiento del fluido, las propiedades de éste y la velocidad masiva del mismo [39]. Existen múltiples relaciones con números adimensionales para determinar los coeficientes de transferencia  $h$ . A continuación se muestran, las ecuaciones presentadas por P. Fletcher, las cuales se aplican a reactores batch agitados [40].

$$h_i = \frac{Nu \cdot \lambda_r}{d_{int}} \quad (2.18)$$

$$Nu = a \cdot Re^b \cdot Pr^c \cdot \left(\frac{\eta_r}{\eta_p}\right)^d \quad (2.19)$$

$$Re = \frac{\omega \cdot d_{agi}^2 \cdot \rho}{\eta_r} \quad (2.20)$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \eta_r}{\lambda_r} \quad (2.21)$$

Donde,

- $h_i$ : Coeficiente de convección del fluido en fermentación
- $Nu$ : Numero de Nusselt
- $\lambda_r$ : Conductividad zumo de manzana
- $d_{int}$ : Diámetro interno del fermentador
- $Re$ : Numero de Reynolds
- $Pr$ : Numero de Prandtl
- $\eta_r$ : Viscosidad dinámica del medio reaccionante
- $\eta_p$ : Viscosidad dinámica del medio reaccionante a la temperatura de la pared del fermentador
- $\omega$ : Frecuencia de agitación
- $d_{agi}$ : Diámetro Agitador
  
- $\rho$ : Densidad zumo
- $C_p$ : Capacidad calorífica zumo

<b>Tipo de agitador</b>	<b>Re</b>	<b>a</b>	<b>b</b>	<b>c</b>	<b>d</b>
<b>Turbina(A)</b>	<400	0,54	2/3	1/3	0,14
<b>Turbina(B)</b>	≥400	0,74	2/3	1/3	0,14
<b>"Impeller" vitrificado</b>	$2 \cdot 10^4 \leq Re \leq 2 \cdot 10^6$	0,33	2/3	1/3	0,14
<b>Ancla</b>	$30 \leq Re \leq 300$	1	0,5	1/3	0,14
<b>Ancla</b>	$300 \leq Re \leq 5000$	0,38	2/3	1/3	0,14

Tabla 3: Coeficientes de la ecuación 2.19 para distintos sistemas de agitación [40].

# 3 Metodología

En la **Figura 11** se presenta un esquema de la metodología seguida durante el trabajo realizado para Nahuelbuta Verde Spa. A continuación, se detallan cada una de las actividades mencionadas.

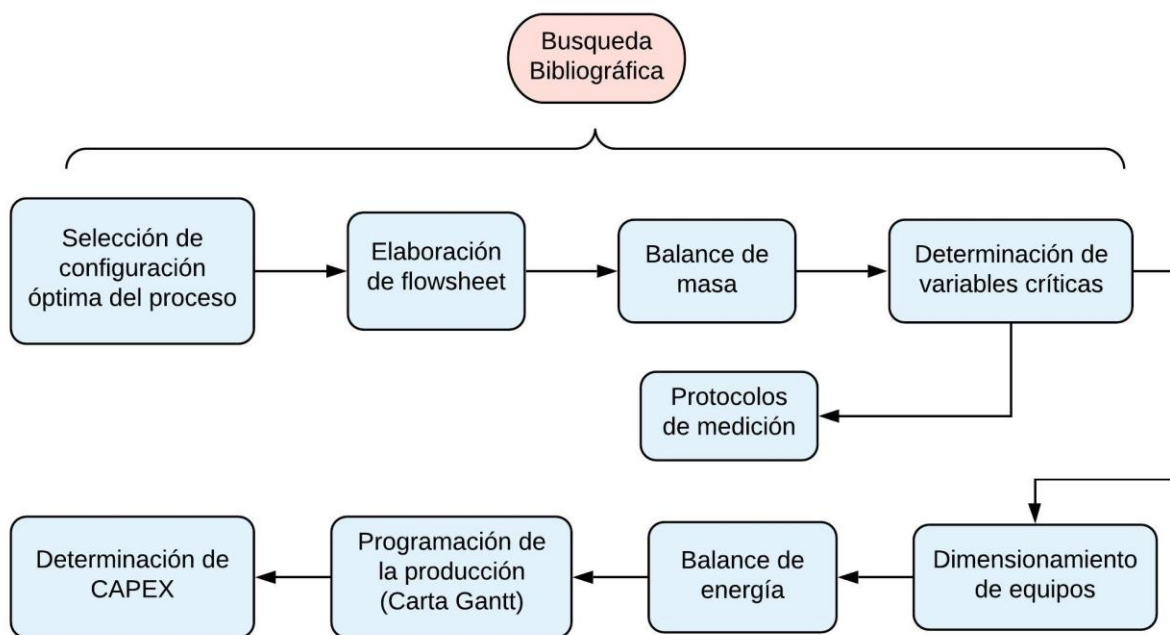


Figura 11: Esquema de la metodología seguida durante el trabajo de memoria.

## 3.1 Búsqueda bibliográfica

La metodología de trabajo se apoyó durante todo el trabajo fundamentalmente en búsqueda bibliográfica debido a los inconvenientes generados por la pandemia del COVID-19, lo cual imposibilitó la caracterización del zumo de manzana que dispone Nahuelbuta Verde mediante la realización de análisis fisicoquímicos en laboratorio. Además, como se mencionó anteriormente, la empresa no cuenta con datos históricos del proceso, ya que, no realizan mediciones.

## 3.2 Selección de configuración óptima

Según búsqueda bibliográfica y especificaciones de la empresa demandante, se estableció la configuración secuencial de operaciones unitarias que mejor se ajustaban a una producción de vinagre de manzana orgánico, siguiendo

estándares internacionales para una producción estable y consistente en el tiempo.

### 3.3 Elaboración de Flowsheet

De acuerdo con los resultados de la etapa anterior y para facilitar la comprensión y seguimiento del proceso productivo por parte de la empresa Nahuelbuta Verde, se construye un diagrama de flujos o flowsheet que muestre la secuenciación de las etapas y facilite el seguimiento del balance de masa expuesto en la sección de resultados.

### 3.4 Balance de masa

Para desarrollar el balance de masa se utilizó el software de Excel tomando el caso base requerido por la empresa de 2000 L de vinagre de manzana mensuales. Se consideró además un régimen de 6 días de trabajo por semana, lo cual se aproximó a 25 días de trabajo mensual. En base a ese cálculo, se obtuvo un requerimiento de producción diaria igual a 80 L de vinagre, y teniendo en cuenta que cada batch de fermentación acética toma 66 horas aproximadamente (3 días), se llegó a la conclusión de que se deben obtener 240 L de vinagre por cada batch. Por lo tanto, el balance de masa del proceso se realizó por batch de producción, considerando una concentración de 50 g/L de ácido acético en el producto final, es decir, una acidez del 5 %p/v.

#### 3.4.1 Fermentación acética

De acuerdo con las directrices mencionadas anteriormente, se determinó la cantidad de ácido acético a producir por batch, y mediante las relaciones molares expuestas en la **ecuación 2.10**, se determinó la cantidad de etanol necesaria para la fermentación acética. Cabe mencionar que mediante la misma ecuación se determinaron los requerimientos de oxígeno, nutrientes y cantidad de biomasa generada.

Por otro lado, las condiciones de operación y *timing* de esta etapa se respaldaron en el trabajo desarrollado por A. Stornik et al, de acuerdo con la cinética mostrada en la **Figura 10**.

#### 3.4.2 Fermentación alcohólica

En este caso la metodología usada fue similar a la etapa anterior. Se contaba con el requerimiento de etanol a ingresar en la fermentación acética, lo cual permitió mediante la **ecuación 2.5** determinar la cantidad de glucosa a fermentar en esta etapa.

Se desarrolló además una modelación mediante el software Matlab 2017b de MathWorks, usando el modelo cinético propuesto por A. Cramer et al, para fermentaciones limitadas por la disponibilidad de nitrógeno. Dicho modelo está compuesto por cinco EDO`s acopladas y permite determinar la duración de la

fermentación [26]. En el **Anexo 5** se muestra el desarrollo del modelo cinético, el código de programación empleado en Matlab y los principales resultados obtenidos.

### 3.5 Determinación de variables críticas

Principalmente a partir del balance de masa y bibliografía, se identificaron las variables fundamentales del proceso productivo que requieran medición y control con tal de permitir la estandarización del proceso, eliminando así las diferencias entre las partidas de producción. A continuación, se estableció un protocolo de medición de estas variables en base a fuentes bibliográficas.

### 3.6 Programación de la producción

Con el objetivo de coordinar la secuenciación de operaciones y garantizar el cumplimiento del caso base, se elaboró una carta Gantt de la producción para Nahuelbuta Verde. Se consideraron las diferencias de duración de todas las etapas para determinar la mejor configuración posible.

### 3.7 Dimensionamiento de equipos

En base al balance de masa obtenido en el software de Excel, y las simulaciones realizadas en el software Arena, se determinaron las dimensiones y capacidades requeridas para los equipos del proceso propuesto.

Dado que el balance de masa del proceso completo fue diseñado para un batch de producción sin considerar los tiempos que tomaba cada operación, se procedió a ajustar la capacidad del fermentador alcohólico luego de haber hecho simulaciones en el software Arena, el cual, corroboró que se requería aumentar 4,6 veces la capacidad que había sido determinada para dicho fermentador en el balance de masa. Esto se explica al notar que la duración de la fermentación alcohólica es aproximadamente 4,6 veces la duración de la fermentación acética, siendo esta última, la operación que por diseño marca el timing del proceso completo.

Por consiguiente, el volumen del decantador sucesivo a la fermentación alcohólica, también se aumentó en el mismo factor, con la finalidad de que este sea capaz de recibir el volumen de sidra resultante de cada batch, cumpliendo así el rol de decantador y estanque pulmón.

Respecto a los demás equipos, se tomó como referencia el balance de masa y escogió el volumen o capacidad superior que más se ajustaba. En la **sección 4.5** se pueden apreciar las capacidades y volúmenes calculados de los equipos y los disponibles en el mercado.

## 3.8 Balance de energía

Los cálculos de balance de energía se centraron en las dos fermentaciones involucradas del proceso, mientras que para el resto de las operaciones unitarias se consideró el consumo eléctrico de los equipos seleccionados.

### 3.8.1 Fermentación alcohólica

En el caso de la fermentación alcohólica, el balance energético se realizó a una temperatura de fermentación constante, es decir, en estado estacionario. Dicha temperatura correspondiente a 23 °C es la misma que se mencionó en los trabajos de A. Cramer y en los cuales se basa el modelo cinético aplicado a esta etapa [26].

El balance de energía se realizó mediante la **ecuación 2.15**, la cual considera el calor generado por la reacción de fermentación ( $Q_{rxn}$ ), el calor intercambiado con el ambiente ( $Q_{amb}$ ) a través de las paredes del estanque y el calor transferido con el intercambiador de calor ( $Q_{inter}$ ). Reemplazando la expresión para el  $Q_{rxn}$  de la **ecuación 2.16** y despejando  $Q_{inter}$  se obtiene la **ecuación 3.1**, la cual permitió calcular el flujo de calor a suministrar o retirar para mantener una temperatura de operación constante, es decir, en estado estacionario.

$$Q_{inter} = \Delta H_{rxn} \cdot V \cdot \frac{dS}{dt} - Q_{amb} \quad (3.1)$$

A partir de esta ecuación, se obtuvieron doce gráficas que muestran el flujo de calor a retirar durante cada instante de la fermentación, al considerar temperaturas promedio ambientales para cada mes. Esto debido a que existe una gran variación de las temperaturas promedio entre un mes de verano y otro de invierno en la localidad donde se encuentra ubicada la planta [41], lo cual, afecta de forma directa al flujo de calor que intercambia cada fermentador con el ambiente. Esta relación puede ser apreciada de mejor manera en la **ecuación 2.17**.

### 3.8.2 Fermentación acética

En esta operación, el procedimiento seguido para obtener el balance de energía fue el mismo que el utilizado en la fermentación alcohólica, es decir, se aplicaron la **ecuación 3.1** y **ecuación 2.17** adaptada a las condiciones de operación particulares de la fermentación acética.

## 3.9 Determinación del CAPEX de la planta propuesta

Basándose en el dimensionamiento de los equipos, se cotizó con diferentes proveedores del rubro, en particular los fermentadores acéticos que fueron

consultados con dos empresas alemanas, Frings y CETOTEC, líderes mundiales en tecnología y desarrollo de estos equipos.

Para todos los equipos se consideró el costo de la capacidad o volumen superior más cercana a la determinada por el balance de masa.

## 4 Resultados y Discusión

A continuación, se muestran los principales resultados obtenidos mediante el balance de masa y energía elaborados en el software de Microsoft Excel, en conjunto al modelamiento cinético de las fermentaciones alcohólica y acética.

La **Figura 12** muestra el *flowsheet* del proceso productivo propuesto para la planta de Nahuelbuta Verde. La descripción de los flujos del balance de masa se muestra a continuación.

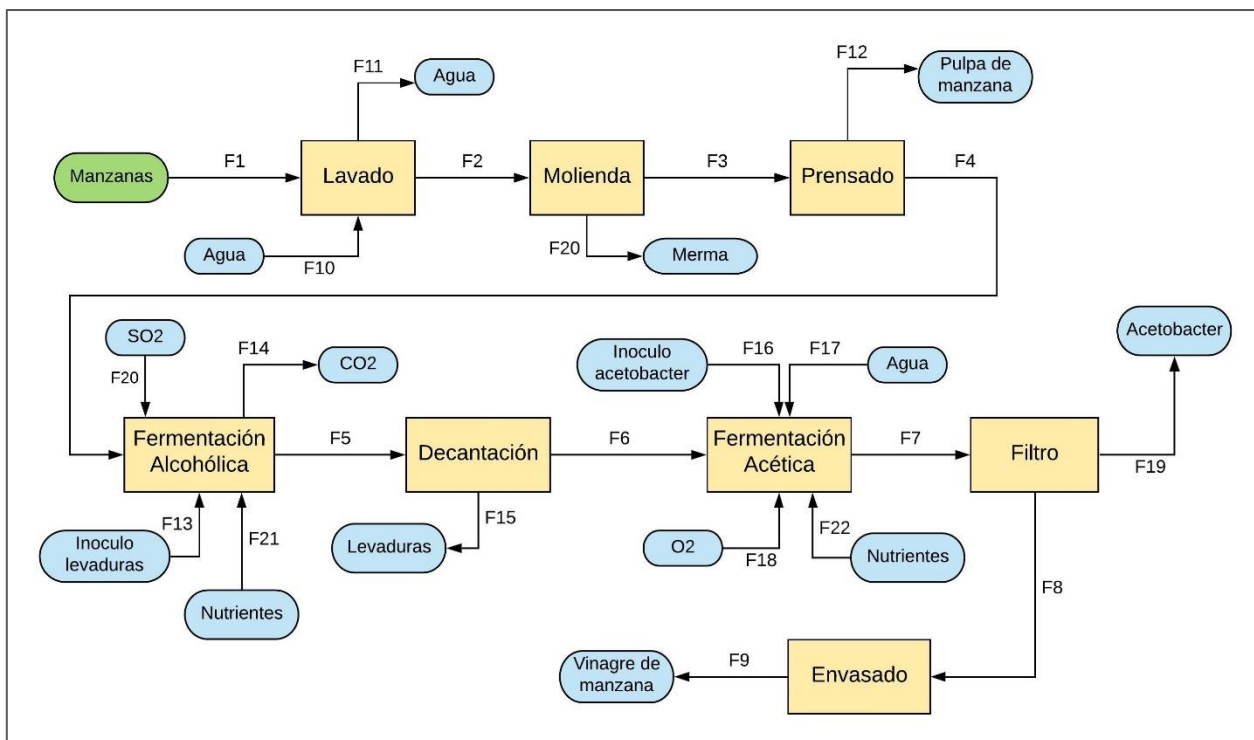


Figura 12: Flowsheet del proceso propuesto para la planta productiva de Nahuelbuta Verde (Elaboración propia).

### 4.1 Balance de masa global

Los resultados del balance de masa global para un batch de producción aplicado al proceso en cuestión se pueden apreciar en la **Tabla 20** del **Anexo 3**. Como principal resultado, se tiene que, se requieren aproximadamente 225 kg de manzana para producir un batch de 246 kg de vinagre (240 L).

Por otro lado, al tomar un mes promedio de 25 días hábiles, se obtiene el balance de masa mensual del proceso productivo, el cual fue diseñado para generar 2.000L de vinagre al mes. En la **Tabla 4** se muestran los resultados de dicho balance, de donde se obtienen los requerimientos de insumos mensuales para la empresa, así como los residuos generados.

Entradas	Cantidad (kg/mes)	Salidas	Cantidad (kg/mes)
<b>F1</b> (manzanas)	1.876	<b>F9</b> (vinagre)	2.053
<b>F10</b> (agua de lavado)	1.876	<b>F11</b> (agua de lavado)	1.876
<b>F13</b> (inóculo levaduras)	0,2	<b>F12</b> (pulpa seca)	368
<b>F17</b> (agua dilución)	715	<b>F14</b> (CO <sub>2</sub> )	77
<b>F18</b> (O <sub>2</sub> )	55	<b>F15</b> (levaduras)	11
<b>F21</b> (nutrientes)	7	<b>F19</b> (residuos microfiltro)	109
<b>F22</b> (nutrientes)	0,2	<b>F20</b> (merma molino)	38
<b>TOTAL (kg)</b>	4.531		4.531
<b>Balance</b>		0,006	
<b>Error (%)</b>		0,00012	

Tabla 4: Balance de masa global aplicado a una producción de 2.000 L de vinagre mensual.

Cabe mencionar que los residuos generados correspondientes a pulpa seca, levaduras y residuos de filtración se destinan actualmente a la comunidad local como alimento para ganado. Queda propuesto a la empresa realizar un estudio para la utilización de la pulpa seca en la producción de manzana deshidratada como suplemento alimenticio rico en fibra.

## 4.2 Balances de masa por operación unitaria

### 4.2.1 Lavado

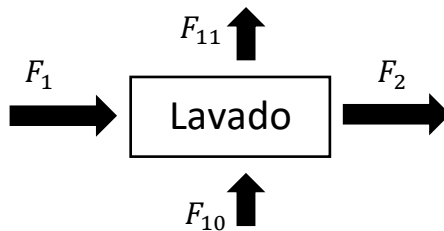


Figura 13: Flujos de masa en etapa de lavado.

El lavado de las manzanas se realiza en una de las secciones incluidas en el equipo encargado de la extracción del zumo, el cual se describe con mayor detalle en la **sección 4.5.1**. Esta operación consiste básicamente en un lavado simple o enjuague de las frutas con agua, ya que, estas contienen impurezas, que luego pueden estar presentes en el mosto y por lo tanto es preciso eliminarlas. Esto es causado por la forma de cultivo de la fruta, que, al estar

expuestas al aire libre, está en contacto con los componentes que tiene el exterior (polvo, tierra, microorganismos, etc.).

Como se describe en la **Figura 13**, los flujos  $F_1$  y  $F_2$  corresponden a la entrada y salida de manzanas y los flujos  $F_{10}$  y  $F_{11}$  corresponden al flujo de agua utilizado. Para calcular el consumo de agua, se consideró una relación entre manzanas y agua de 1:1, de acuerdo con las practicas actuales de la empresa. Cabe mencionar que el agua residual es vertida al sistema de alcantarillado, ya que, al tener una carga orgánica muy baja cumple con el decreto MOP 609. A continuación, la **Tabla 5** muestra el balance de masa de la etapa.

Composición	$F_1$ [kg/batch]	$F_2$ [kg/batch]	$F_{10}$ [kg/batch]	$F_{11}$ [kg/batch]
Manzanas	225	225		
Agua			225	225

Tabla 5: Balance de masa en etapa de lavado.

#### 4.2.2 Molienda

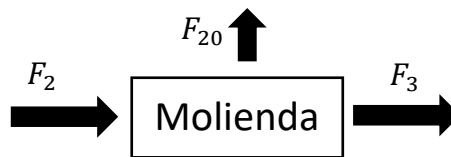


Figura 14: Flujos de masa en etapa de molienda.

Para la molienda de manzanas, se consideró, de acuerdo con información entregada por la compañía, un rendimiento del 98%, es decir, se genera un 2% de merma asociado a restos de manzana adosados en los intersticios del equipo, los cuales son retirados como residuos una vez se realiza la limpieza del equipo. A continuación, la **Tabla 6** muestra el balance de masa de la etapa de molienda, donde el los flujos  $F_2$ ,  $F_3$  y  $F_{20}$ , corresponden a manzanas, pulpa de manzana y merma de la molienda

Composición	$F_2$ [kg/batch]	$F_3$ [kg/batch]	$F_{20}$ [kg/batch]
Manzanas	225	-	-
Pulpa de manzana	-	220	5

Tabla 6: Balance de masa en etapa de molienda.

### 4.2.3 Prensado

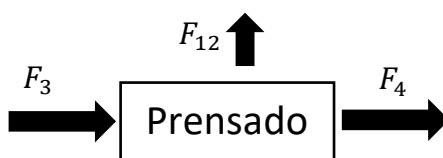


Figura 15: Flujos de masa en etapa de prensado.

En la etapa de prensado, el flujo  $F_3$  ingresa al equipo como pulpa de manzana y se obtiene en las salidas los flujos  $F_4$  y  $F_{12}$  correspondientes al zumo de manzana y pulpa seca respectivamente. Para esta operación unitaria el rendimiento másico corresponde a un 80% de acuerdo a información proporcionada por el proveedor del equipo. En la **Tabla 7** se puede apreciar el balance de masa de la etapa de prensado.

Composición	$F_3$ [kg/batch]	$F_4$ [kg/batch]	$F_{12}$ [g/batch]
<b>Pulpa de manzana</b>	220.648	-	-
<b>Agua</b>	-	155,2	29,9
<b>Glucosa</b>	-	20,6	11,9
<b>Proteína</b>	-	0,1	0,3
<b>Fibra</b>	-	0,4	1,3
<b>Lípidos</b>	-	0,2	600,2
<b>TOTAL (kg)</b>	220.648	176,5 (168 L)	44.129,6

Tabla 7: Balance de masa en etapa de prensado.

A modo de discusión, es importante, que la empresa Nahuelbuta Verde esté consciente que los rendimientos de esta etapa dependen de un gran número de factores. Principalmente el grado de madurez de la manzana resulta determinante, ya que, a medida que la manzana continúa su maduración post cosecha, las pectinas presentes en el fruto se degradan. Estas estructuras moleculares presentes en la pared celular de las células vegetales otorgan firmeza al fruto, por lo cual, su degradación causa el ablandamiento de la manzana, resultando en menores rendimientos a la hora del prensado [21].

#### 4.2.4 Fermentación Alcohólica

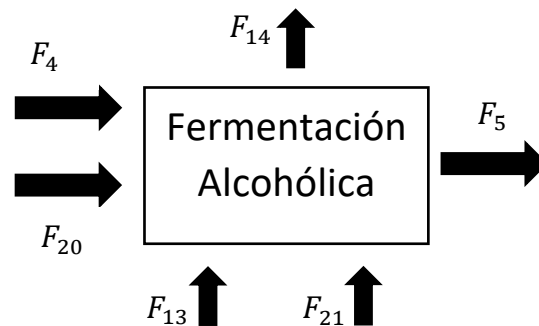


Figura 16: Flujos de masa en etapa de fermentación alcohólica.

En la etapa de fermentación alcohólica, el zumo de manzana ingresa junto a los nutrientes al fermentador en los flujos  $F_4$  y  $F_{21}$  respectivamente. Este zumo, luego de fermentar por 300 h producto de la acción de las levaduras añadidas en  $F_{13}$ , se transforma en sidra de manzana carente de azúcares y con un contenido alcohólico de 6,9(%v/v), según el balance de masa adjunto en formato Excel. Además, se genera  $\text{CO}_2$ , el cual es contabilizado en el flujo  $F_{14}$ .

Para la fermentación alcohólica de la sidra, se determinaron los requerimientos nutricionales de las levaduras de acuerdo al balance presentado en la **ecuación 2.5**, los cuales no pueden ser suministrados por el propio zumo de manzana, es por esto que se añaden los nutrientes de amonio ( $\text{NH}_4^+$ ) y bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ ) con tal de obtener los rendimientos y cinéticas esperadas. Dichos requerimientos nutricionales, así como los productos generados, se exponen en la **Tabla 8**.

Composición	$F_{13}$ [g /batch] *	$F_{14}$ [kg /batch]	$F_{20}$ [g /batch] *	$F_{21}$ [g /batch]	$F_5$ [kg /batch]
Agua	-	-		-	156
Glucosa	-	-		-	
Proteína	-	-		-	0,1
Fibra	-	-		-	0,4
Lípidos	-	-		-	0,2
Levaduras	26,5	-		-	1,3
$\text{CO}_2$	-	9,3		-	0,4
Etanol	-	-		-	9,7
$\text{NH}_4^+$	-	-		0,2	-
Bicarbonato	-	-		0,7	-
$\text{SO}_2$	-	-	16,8	-	-

<b>TOTAL</b>	26,5	9,3	16,8	0,9	168,1 kg (168,5 L)**
--------------	------	-----	------	-----	-------------------------

Tabla 8: Balance de masa en etapa de fermentación alcohólica. \*El inóculo de levadura y la adición de SO<sub>2</sub> son expresadas en gramos ya que requieren ser medidos con mayor exactitud. \*\*El volumen de la sidra obtenida en F<sub>5</sub> es calculado de acuerdo a una densidad estándar de 998 g/L.

Dado que la adición de nutrientes o agentes externos al proceso natural no es una práctica desarrollada por Nahuelbuta Verde, es importante que la empresa en cuestión haga una evaluación entre la velocidad que espera del proceso y el uso de estos nutrientes necesarios para la fermentación. Además, se consideró el uso de 100ppm de SO<sub>2</sub> representados en el flujo F<sub>20</sub> previo a la inoculación del mosto, con el objetivo de eliminar bacterias y microorganismos presentes en la manzana como se mencionó en la sección de antecedentes.

Afortunadamente el Servicio Agrícola y Ganadero elaboró un Sistema Nacional de Certificación de Productos Orgánicos Agrícolas, donde se permite la utilización de fosfato diamónico como fuente de nitrógeno para las levaduras, y una dosis máxima de 100 ppm de SO<sub>2</sub>, por lo tanto, el uso de estos compuestos en fermentaciones no afecta la condición de producto orgánico [24].

#### 4.2.5 Decantación

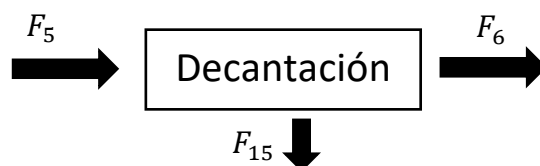


Figura 17: Flujos de masa en etapa de decantación.

Los flujos másicos involucrados en la decantación corresponden a sidra con levaduras en solución (F<sub>5</sub>), levaduras (F<sub>15</sub>) y sidra clarificada (F<sub>6</sub>).

Los resultados obtenidos para el balance de masa de esta etapa se pueden apreciar en la **Tabla 9**.

Composición	F <sub>5</sub> [kg/batch]	F <sub>15</sub> [kg/batch]	F <sub>6</sub> [kg/batch]
<b>Agua</b>	156	-	156
<b>Glucosa</b>	-	-	-
<b>Proteína</b>	0,1	-	0,1
<b>Fibra</b>	0,4	-	0,4

<b>Lípidos</b>	0,2	-	0,2
<b>Levaduras</b>	1,2	1,3	-
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,4	-	0,4
<b>Etanol</b>	9,7	-	9,7
<b>TOTAL</b>	168,1 kg (168,5 L)	1,3	166,8 kg (167,2 L) *

Tabla 9: Balance de masa en etapa de decantación. \*El volumen de la sidra obtenida en  $F_5$  es calculado de acuerdo a una densidad estándar de 998 g/L.

En cuanto a la discusión de los resultados obtenidos, se debe considerar que se asumió una separación completa de la sidra y las levaduras luego de un tiempo de residencia de 48 h, lo cual no es del todo realista, ya que, en ciertas ocasiones, cantidades despreciables de levaduras no decantan al fondo del tanque, permaneciendo en solución después de la fermentación, sin embargo, esto no afectaría el balance de masa de forma significativa ni mucho menos la calidad del producto final. Eventualmente, si esto llegase a ocurrir, dichas levaduras no podrían prosperar, dada la ausencia de azúcares como sustrato principal.

#### 4.2.6 Fermentación Acética

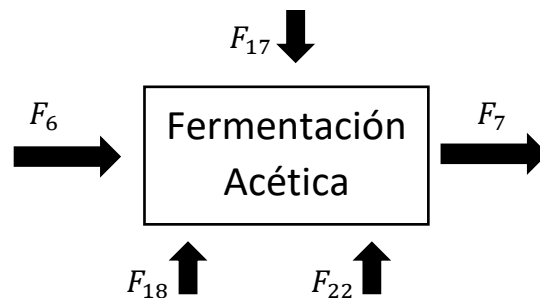


Figura 18: Flujos de masa en etapa de fermentación acética.

La **Figura 18** muestra un esquema de los flujos de entrada y salida para la fermentación acética. Los flujos de entrada  $F_6$ ,  $F_{17}$ ,  $F_{18}$  y  $F_{22}$  corresponden a sidra de manzana, agua de dilución, insuflación de aire y nutrientes respectivamente. Por otro lado, el flujo  $F_7$  corresponde al vinagre de salida con la biomasa generada en solución.

Respecto a los resultados de la operación, fue necesario considerar un flujo de agua de dilución ( $F_{17}$ ), con el objetivo de ajustar la concentración de ácido acético al nivel requerido de 50 (g/L) como se expuso en la **sección 3.4**, resultando además en mejores condiciones para la fermentación al disminuir

el efecto inhibitorio sobre las bacterias acéticas causado por altas concentraciones de ácido acético.

Por otro lado, mediante el balance de masa, se determinó un requerimiento de nutrientes extra que debe ser añadido a través del flujo  $F_{22}$ , el cual se puede apreciar en la **Tabla 10**, donde se exponen detalladamente los flujos masicos involucrados en esta etapa.

En cuanto a la oxigenación del fluido en fermentación, esta es suministrada por una turbina en la base del equipo (ver **sección 4.5.4**), la cual inyecta aire atmosférico en el fermentador en forma de pequeñas burbujas, mediante las cuales el oxígeno se transfiere a la fase líquida y puede ser consumida por las acetobacterias. El requerimiento de oxígeno por batch de producción corresponde al flujo  $F_{18}$  de la **Tabla 10**, lo cual, es equivalente a una demanda de oxígeno de 0,4 ( $g \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$ ). Cabe agregar que cierta cantidad del aire insuflado desde la base no alcanza a incorporarse en el medio líquido y es eliminado por la parte superior del equipo, principalmente nitrógeno y un porcentaje de oxígeno. Para determinar estos valores, es necesario conocer el flujo de aire inyectado y realizar un balance del aire que ingresa al equipo, sin embargo, este valor no fue facilitado por las compañías fabricantes. De todas formas, el fabricante asegura un sistema de oxigenación robusto del medio en fermentación, que garantiza el desarrollo de las acetobacterias.

<b>Composición</b>	$F_6$ [kg /batch]	$F_{17}$ [kg /batch]	$F_{18}$ [kg /batch]	$F_{22}$ [g/ batch]*	$F_7$ [kg /batch]
<b>Agua</b>	156	85,4	-	-	245,3
<b>Proteína</b>	0,1	-	-	-	0,1
<b>Fibra</b>	0,4	-	-	-	0,4
<b>Lípidos</b>	0,2	-	-	-	0,2
<b>Levaduras</b>	-	-	-	-	-
<b>Acetobacteria</b>	-	-	-	-	0,06
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,4	-	-	-	0,36
<b>Etanol</b>	9,7	-	-	-	-
<b>Ácido acético</b>	-	-	-	-	12,6
<b>NH<sub>4</sub><sup>+</sup></b>	-	-	-	6,2	-

<b>Bicarbonato</b>	-	-	-	20,9	-
<b>O<sub>2</sub></b>	-	-	6,6	-	-
<b>TOTAL</b>	166,8 kg (167,2 L)	85,4 kg	6,6 kg	27,1 g	259 kg (253 L)

Tabla 10: Balance de masa en etapa de fermentación acética. \*El flujo  $F_{22}$  correspondiente a los nutrientes adicionados, es expresado en gramos por batch para mayor detalle.

A modo de discusión, se tiene que la demanda de oxígeno ha sido determinada, sin embargo, el flujo de aire atmosférico a inyectar corresponde a un valor mucho más alto dado que solo el 21% del flujo de aire corresponde a oxígeno y sumado a eso, solo un porcentaje del oxígeno inyectado será transportado al medio líquido dependiendo de las condiciones de insuflación, entre ellas el diámetro de las burbujas generadas, la temperatura del fluido, la agitación del medio, etc. De todas formas, los proveedores del equipo diseñado para esta operación, presentado en la **sección 4.5.4**, aseguran condiciones de abundancia de oxígeno en el medio reaccionante, es decir, el medio reaccionante se encuentra saturado de oxígeno [42], por lo tanto, este elemento no sería un limitante de la reacción de acetificación. Por otro lado, el equipo considerado cuenta con sistemas de medición de oxígeno disuelto, lo cual permite regular el flujo de aire insuflado, y mantener un control de este parámetro.

#### 4.2.7 Filtración

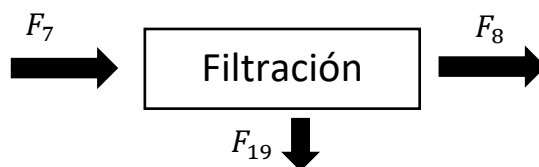


Figura 19: Flujos de masa en etapa de filtración.

Los flujos involucrados en la operación de filtración corresponden a vinagre con acetobacterias en solución ( $F_7$ ), acetobacterias ( $F_{19}$ ) y vinagre filtrado ( $F_8$ ). Se consideró una eficiencia másica del 95%, donde el 5% restante corresponde a merma del vinagre retenido en las membranas e intersticios del equipo luego cada filtración. Los flujos másicos de esta operación unitaria pueden ser revisados en la **Tabla 11**.

<b>Composición</b>	<b><math>F_7</math>[kg/batch]</b>	<b><math>F_{19}</math>[g/batch] *</b>	<b><math>F_8</math>[g/batch]</b>
<b>Agua</b>	245,3	12.263	233
<b>Proteína</b>	0,1	5,3	0,1

<b>Fibra</b>	0,4	18,5	0,4
<b>Lípidos</b>	0,2	9,7	0,2
<b>Levaduras</b>	-	-	-
<b>Acetobacteria</b>	0,06	60	-
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,4	18,4	0,3
<b>Etanol</b>	-	-	-
<b>Ácido acético</b>	12,6	631	12,0
<b>NH<sub>4</sub><sup>+</sup></b>	-	-	-
<b>Bicarbonato</b>	-	-	-
<b>O<sub>2</sub></b>	-	-	-
<b>TOTAL</b>	259 kg (253 L)	12.947 g	246 kg (240 L)

Tabla 11: Balance de masa en etapa de filtración. \*El flujo  $F_{19}$  correspondiente a las mermas de filtración es expresado en gramos por batch para mayor detalle.

### 4.3 Determinación de variables críticas

Del balance de masa del proceso y los antecedentes bibliográficos, se determinaron las variables a monitorear y mantener dentro de los márgenes estipulados para la obtención de resultados óptimos.

#### 4.3.1 Concentración de azúcar en el zumo

Esta variable se debe monitorear antes y durante la fermentación alcohólica. En el primer caso, para corroborar que se cumplan los rangos de concentración de azúcar considerados en el balance de masa y en el segundo caso para realizar un seguimiento del avance de la fermentación alcohólica. Por lo tanto, si el análisis de azúcar previo al inicio de la fermentación arroja un contenido de azúcar menor al 10%(p/p), necesariamente se debe ajustar el contenido de azúcar mezclando el zumo con un homólogo más dulce de otra partida o para simplificar, añadiendo jugo concentrado de manzana hasta alcanzar la concentración de azúcar de 11-12 (%p/p), el cual es ofrecido por la compañía Patagonia Fresh a una concentración de 70°Brix, sin ningún tipo de aditivos.

En el **Anexo 1** se muestra un procedimiento para la medición de la concentración de azúcar en zumos mediante densímetro.

#### 4.3.2 Concentración de nitrógeno

Como se mencionó anteriormente, el nitrógeno conforma uno de los principales nutrientes para el desarrollo de levaduras y bacterias acéticas, por

lo tanto, debe ser medido en el zumo de manzana previo a la fermentación alcohólica, y en la sidra previo a la fermentación acética, para luego añadir las cantidades restantes en caso de que este recurso no se encuentre en las concentraciones suficientes según el balance de masa. Como se mencionó en la sección de antecedentes, el zumo de manzana debe contener un mínimo de 200 ppm de nitrógeno fácilmente asimilable. En el **Anexo 2** se muestra un protocolo de medición para la concentración de nitrógeno fácilmente asimilable en zumos.

## 4.4 Programación de la producción

En cuanto a la programación de las operaciones necesarias para cumplir con las metas de producción estipuladas en el caso base, se optó por elaborar una planilla como herramienta útil en esta labor.

La **Figura 20** muestra la planilla con la secuenciación de operaciones obtenida, donde cada color representa una tanda de extracción de zumo diferente. Por ejemplo, para la primera tanda de color gris, se comienza el día 1 con lavado, molienda y prensado, al mismo tiempo que se llena el fermentador alcohólico. A partir de ese día, comienza la fermentación del zumo por 12 días y medio aproximadamente (300 h), para luego, una vez terminada dicha etapa, trasladar toda la sidra fermentada al estanque de decantación, donde reposará por 2 días. A continuación, el día 15, comienzan las partidas de fermentación acética, para luego filtrar pasadas las 66 horas, es decir, al tercer día de iniciada dicha fermentación.

Dado que la duración de la fermentación alcohólica es de 300 horas, es decir, casi 5 veces la duración de un batch de fermentación acética, por esto no es posible producir dos batch de vinagre semanalmente como se estipuló en el caso base. Consecuentemente, el proceso fue diseñado de tal forma que cada partida de extracción de zumo es capaz de alimentar 4 batch de fermentación acética, por lo tanto, el volumen de los estanques de fermentación y decantación debe ser 4 veces el del fermentador acético. En estas condiciones, el estanque de decantación cumple al mismo tiempo el rol de estanque pulmón, el cual es liberado completamente una vez que hayan transcurrido las 4 partidas de fermentación acética.

En conclusión, usando el régimen de producción anteriormente descrito, se pueden generar los dos batch de vinagre de manzana semanalmente, ajustando las operaciones de tal forma que el domingo quede libre o las operaciones sean mínimas, como se puede apreciar en la **Figura 20**.

A modo de discusión, se tiene que, dadas las características de la producción de vinagre, basada en fermentaciones, resulta difícil dejar un día

completamente libre semanalmente, por lo cual, la empresa demandante, debería evaluar la incorporación de un turno de trabajo encargado de monitorear las fermentaciones o realizar operaciones pendientes.

	DIAS																															
Operación	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	
Lavado																																
Molienda																																
Prensado																																
Fermentación alcohólica																																
Decantación																																
Fermentación acética																																
Filtración																																
Operación	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	
Lavado																																
Molienda																																
Prensado																																
Fermentación alcohólica																																
Decantación																																
Fermentación acética																																
Filtración																																

Figura 20: Planilla para la programación de operaciones productivas durante dos meses en la planta de Nahuelbuta Verde (Elaboración propia).

## 4.5 Dimensionamiento de Equipos

### 4.5.1 Extractor de zumo de manzana

Según el balance de masa expuesto en la **Tabla 5** y la carta Gantt de la **Figura 20**, se requiere un equipo capaz de procesar aproximadamente 900 kg de manzana cada 14 días. Por otro lado, de acuerdo con los antecedentes revisados en la **sección 2.2.2**, el sistema que más se acomoda a los requerimientos de la empresa mandante es un sistema con prensa de banda, la cual permite un procesamiento más automatizado, con mínima intervención de personal.

Por lo tanto, considerando ese tipo de equipo, se optó por la prensa de banda Voran Maschinen modelo EBP500, con la capacidad que más se ajustaba a los requerimientos determinados en el balance de masa, resultando de esa forma una prensa con capacidad para 700 (kg/h). Este equipo, expuesto en la **Figura 21** incorpora además las operaciones de lavado y molienda, requiriendo solo 1 operario.



*Figura 21: Equipo Voran Maschinen modelo EBP500 para extracción del zumo de manzana. Incluye las operaciones de lavado, molienda y prensado, listadas de derecha a izquierda.*

En la siguiente tabla se muestran algunas características generales del equipo seleccionado:

<b>Características Extractor de Zumo - Voran Maschinen EBP500</b>	
Capacidad (kg/h)	700
Consumo eléctrico (kW)	6,27
Rendimiento másico	75%

Conexión eléctrica
--------------------

Trifásica
-----------

Tabla 12: Características generales del equipo seleccionado para la extracción del zumo de manzana.

A modo de discusión, se tiene que el equipo está completamente sobredimensionado, ya que, se requieren procesar 900 kg de manzana cada 14 días y el equipo es capaz de procesar más de 70 mil kg de fruta al trabajar 8 h diarias durante los 14 días. Sin embargo, este equipo es el modelo de menor capacidad disponible con este tipo de tecnología, la cual permitirá a la empresa reducir los extensos tiempos de operación y costos en operarios asociados al método actualmente vigente, en el cual se utilizan prensas de cesta como las de la **Figura 3**. A modo de ejemplificación, la compañía Nahuelbuta Verde requiere 2 operarios durante dos jornadas laborales de 8 h para procesar 900 kg de manzana y extraer el zumo, lo cual equivale a un costo aproximado de \$60.000 solo en mano de obra. Por otro lado, el equipo cotizado de Voran Maschinen puede realizar esta operación con un solo operario y en menos de 80 min, con un gasto energético de 8,1(kWh). Al considerar un precio máximo de \$150/kWh [43], el gasto energético equivale a \$1.200, y adicionalmente el costo de hora hombre no supera los \$2.000. Por lo tanto, es una inversión que se justifica, si se considera la drástica reducción de costos de operación y tiempo, menores riesgos de contaminación del producto, y el gran margen para el aumento de la producción.

#### 4.5.2 Fermentador alcohólico

En el caso del fermentador alcohólico, como se mencionó anteriormente, su volumen debe ser cuatro veces el valor calculado en el balance de masa para un batch de producción, es decir, cuatro veces el volumen de  $F_5$  en la **Tabla 8**, equivalente a 674 L. Además, el equipo debe incorporar un intercambiador de calor para el control de temperatura y un fondo cónico que facilite la eliminación de levaduras depositadas en el fondo. La **Figura 22** muestra el tipo de fermentador escogido, el cual es ampliamente usado en la industria cervecera y vinícola.



*Figura 22: Fermentador alcohólico genérico, con intercambiador de calor tipo chaqueta y fondo cónico [44].*

A modo de discusión, se debe mencionar que el equipo cotizado corresponde a un fermentador de 1.000 L versus los 674 L dimensionados por balance, dado que, los fabricantes de estos equipos por lo general solo manejan capacidades estándares de 500 L o 1.000L, sin embargo, esta diferencia entregaría a la compañía un margen favorable en caso de aumentar su producción.

#### **4.5.3 Decantador**

La etapa de decantación se implementa con la finalidad de separar la sidra clarificada de las levaduras y además el estanque donde se deja reposar la sidra cumple el rol de reserva pulmón, corrigiendo la diferencia de tiempos entre la fermentación alcohólica y acética. En este caso, el volumen del decantador debe ser igual al del fermentador alcohólico, es decir, 1.000 L, ya que, este debe recibir el volumen completo de cada batch de fermentación. Se buscó, además, al igual que para el fermentador alcohólico, un prototipo de fondo cónico que facilite la purga de levaduras depositadas en el fondo, el cual fue cotizado con la compañía Dulox.

#### **4.5.4 Fermentador acético**

Este equipo es sin duda el más importante de la cadena productiva, dada su complejidad, la cantidad de fenómenos fisicoquímicos y biológicos involucrados y que además es donde ocurre la reacción que dará origen al producto final. Consecuentemente, este tipo de fermentador es difícil de encontrar, debiendo ser pedido al extranjero.

De acuerdo con el balance de masa de la **Tabla 10**, el volumen de trabajo del fermentador acético es de 253 L, por lo tanto, se cotizó un equipo de volumen similar con los fabricantes Frings y CETOTEC, el cual, dada su escala, es ofrecido como un fermentador piloto para experimentación con vinagres especiales o investigación. En la **Figura 23** se pueden apreciar dos prototipos de ambas compañías, dotados de sistemas para el control de temperatura, medición de alcohol instantánea y recuperación de compuestos volátiles arrastrados por la corriente de aireación.



*Figura 23: Fermentadores acéticos fabricados por las compañías Frings (izquierda) y CETOTEC (derecha). En la base cuenta con un aireador para la oxigenación del fluido además de un sistema para el control de temperatura [45].*

En la **Tabla 13** se muestran las principales características del equipo cotizado en las compañías Frings y CETOTEC:

<b>Características Reactor Acético</b>		
Fabricante	Frings	CETOTEC
Volumen (L)	200	300
Consumo eléctrico aireador (kW)	0,3	0,38
Intercambiador de calor	Serpentín	Serpentín
Conexión eléctrica	Monofásica	Monofásica

Funciones incluidas	1) Medición de alcohol instantánea. 2) Recuperación de compuestos volátiles.	1) Medición de alcohol instantánea. 2) Recuperación de compuestos volátiles.
---------------------	---	---

*Tabla 13: Características generales del fermentador acético cotizado en Frings y CETOTEC.*

Cabe mencionar que el prototipo de la compañía Frings no fue considerado en los costos de inversión, ya que, el volumen de trabajo del equipo no alcanza a cubrir la demanda del proceso diseñado.

#### 4.5.5 Microfiltro

La operación de filtración de flujo cruzado se implementa con el objetivo de separar las acetobacterias en solución del vinagre obtenido. La filtración que cumple con estas características es del tipo microfiltración, donde el tamaño de poro en las membranas es  $0,2\mu$ . De acuerdo con la **Tabla 11** y la carta Gantt de la **Figura 20**, se requiere filtrar 253 L de vinagre de manzana dos veces por semana, lo cual es un volumen reducido de acuerdo a las capacidades de los microfiltros que se manejan en la industria. Dado lo anterior, se cotizó el filtro de membrana más pequeño posible, con una capacidad de filtración de 100 (L/h), lo cual depende también de la concentración de sólidos disueltos en el vinagre a filtrar. El microfiltro incluye además la bomba para impulsar el fluido a través de la membrana y una estructura metálica que lo sostiene como se puede apreciar en la **Figura 24**.



*Figura 24: Filtro de flujo cruzado ofrecido por el fabricante CETOTEC a Nahuelbuta Verde.*

La siguiente tabla expone las principales características del equipo cotizado:

<b>Características Microfiltro</b>	
Tipo de membrana	Fibra hueca microporosa
Capacidad (L/h)	100
Área módulo de filtración (m <sup>2</sup> )	2,1
Módulos incluidos	1
Tamaño de poro (μ)	0,2

Tabla 14: Características generales del microfiltro de la compañía CETOTEC.

#### 4.5.6 Bombas

Para transportar el fluido de un equipo a otro, se dimensionaron 3 bombas centrífugas. Las bombas consideradas fueron; para transferir el zumo de manzana desde la prensa al fermentador alcohólico, otra que conecte el fermentador con el decantador, y finalmente una para transportar el fluido desde el decantador al fermentador acético. En el **Anexo 4** se encuentra el detalle de memoria de cálculo para el dimensionamiento de las bombas, donde se determinó mediante las curvas características proporcionadas por el fabricante KSB, que se requieren 3 bombas idénticas, es decir, la bomba KSB modelo 050-032-160.1. Este modelo es capaz de cumplir con los requerimientos de caudal y altura de elevación en las 3 posiciones requeridas. A continuación, la siguiente tabla muestra las principales características del equipo dimensionado:

<b>Características Bomba Centrífuga</b>	
<b>Caudal (L/min)</b>	45
<b>Altura de elevación (m)</b>	3,14 o (10,3 ft)
<b>Frecuencia (rpm)</b>	960
<b>Diámetro de rodete (cm)</b>	13,5
<b>Potencia de consumo (kW)</b>	0,35

Tabla 15: Características bomba centrífuga KSB modelo 050-032-160.1.

#### 4.5.7 Llenadora de botellas

Se consideró además en los costos de inversión, la compra de una llenadora de botellas de 4 cabezales, modelo R4A del fabricante Enoitalia, la cual incluye una bomba para dispensación del líquido. En la **Figura 25** se puede apreciar el modelo cotizado con la importadora nacional Chile Vitis. El prototipo se adapta a los requerimientos del proceso productivo al ser capaz de dispensar

670 L/h, con lo cual, se puede envasar un batch de 240L en un aproximado de 30 min al utilizar envases de 1L.



Figura 25: Llenadora de botellas marca Enoitalia modelo R4A.

A continuación, en la siguiente tabla se muestran las principales características del equipo.

<b>Características Llenadora de botellas</b>	
<b>Capacidad (L/h)</b>	670
<b>Nº de cabezales</b>	4
<b>Bomba incluida</b>	Modelo Enos 20
<b>Consumo eléctrico (kW)</b>	0,33

Tabla 16: Características Llenadora de botellas marca Enoitalia, modelo R4A.

## 4.6 Balance de energía

A continuación, se muestran los resultados de requerimientos energéticos de los equipos del proceso. La mayor parte de los consumos deriva de la potencia eléctrica de los equipos cotizados, mientras que para los fermentadores alcohólico y acético se realizó un balance de energía en estado estacionario.

### 4.6.1 Consumo global de potencia eléctrica

En la siguiente tabla se muestran los consumos de potencia eléctrica para los equipos cotizados:

<b>Equipo</b>	<b>Código</b>	<b>Consumo eléctrico (kW)</b>
<b>Sistema Lavado - Elevador - Molino</b>	MO-01	5,5
<b>Prensa</b>	PR-01	0,77

<b>Microfiltro</b>	FR-01	1,5
<b>Bombas</b>	BO	0,35
<b>Chiller-Calefactor Fermentador Alcohólico</b>	CH-01	1,5
<b>Chiller-Calefactor Fermentador Acético</b>	CH-02	2,5
<b>Aireador Fermentador Acético</b>	AR-01	0,38
<b>Llenadora de botellas</b>	LI-01	0,33
<b>TOTAL*</b>		13,53

Tabla 17: Consumos eléctricos de los equipos cotizados para Nahuelbuta Verde. Para calcular el consumo eléctrico total, el ítem de bombas es multiplicado por tres, ya que, se requieren 3 de estos equipos.

Se determinó además un consumo eléctrico mensual de 474,5 kWh asociados al caso base de producción de 2.000 L de vinagre por mes. Con lo cual se consumen aproximadamente 0,24 kWh por litro de vinagre producido. En el **Anexo 6**, se detalla la memoria de cálculo.

#### 4.6.2 Balance de energía en fermentador alcohólico

Por otro lado, como era de esperarse, el balance de calor en el fermentador alcohólico arrojó distintos resultados dependiendo de la temperatura ambiental, la cual varía mes a mes. La **Figura 26** muestra la tasa de intercambio calor necesaria para mantener una temperatura constante de 23°C en un batch de producción, como se indicó en la **sección 2.2.5.3**. Los valores positivos del eje de las ordenadas indican calor a retirar, mientras que los valores negativos representan la tasa de calentamiento requerida. En este caso se consideró la gráfica de los dos meses con mayor diferencia, es decir, enero y julio, y como se puede observar, las formas de las curvas son similares, ya que, siguen la dinámica de la **ecuación 3.1**, diferenciándose únicamente por la constante correspondiente al calor intercambiado con el ambiente.

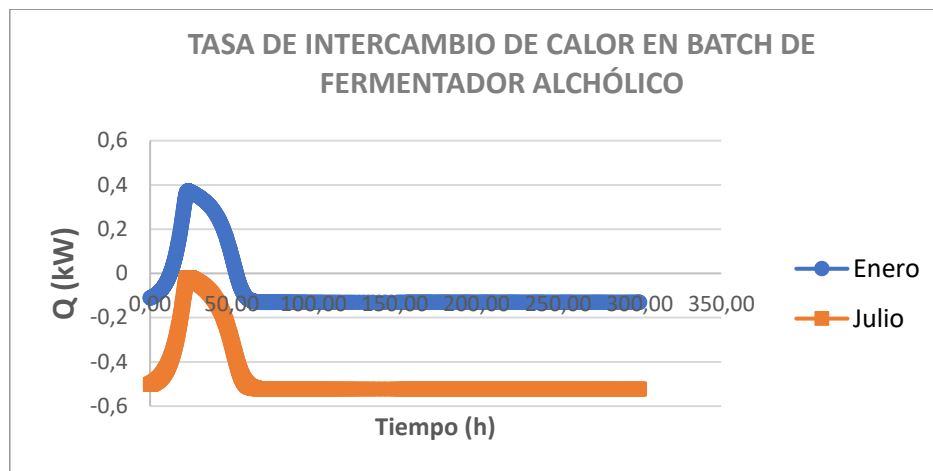


Figura 26: Gráfica de la tasa de intercambio de calor requerido durante un batch de fermentación alcohólica para mantener el estado estacionario.

A modo de discusión, al analizar el mes de julio, por ejemplo, donde las temperaturas en la comuna de Purén promedian los 7°C [41], se puede apreciar que durante toda la fermentación es necesario entregar calor al fluido para poder mantener los 23°C. Sin embargo, cuando la reacción alcanza el pick de conversión y, por tanto, de generación de calor, se requiere mucho menos aporte energético.

Por otro lado, durante el mes de enero, para un mismo batch se requerirán aportes de calor durante el inicio de la reacción o cuando la tasa de conversión es muy baja o nula, para luego retirar calor cuando la reacción bioquímica está en sus puntos más altos. En base a esto, se consideró el “chiller-calefactor” Winus C2-W3R de la **Tabla 17**, el cual está equipado con una resistencia eléctrica para el calentamiento del líquido en fermentación, es decir, el equipo puede suministrar las dos funciones si el fermentador incluye el intercambiador de chaqueta y un serpentín.

Para dimensionar el equipo de regulación de temperatura, es decir, el “chiller-calefactor” se consideraron los casos límites de enfriamiento y calentamiento, es decir, la potencia frigorífica del equipo se determinó evaluando la demanda de enfriamiento en el fermentador durante el pick de generación de calor en el mes de enero, mientras que la potencia de calefacción se determinó al considerar la reacción en fase inicial durante el mes de julio (mes más frío en la comuna).

Por otro lado, al calcular la integral bajo la curva de intercambio de calor de la **Figura 26** se obtiene el calor total a suministrar o retirar por batch de producción, cifra que al ser multiplicada por el número de batch mensuales, resulta en los flujos totales de intercambio de calor por mes.

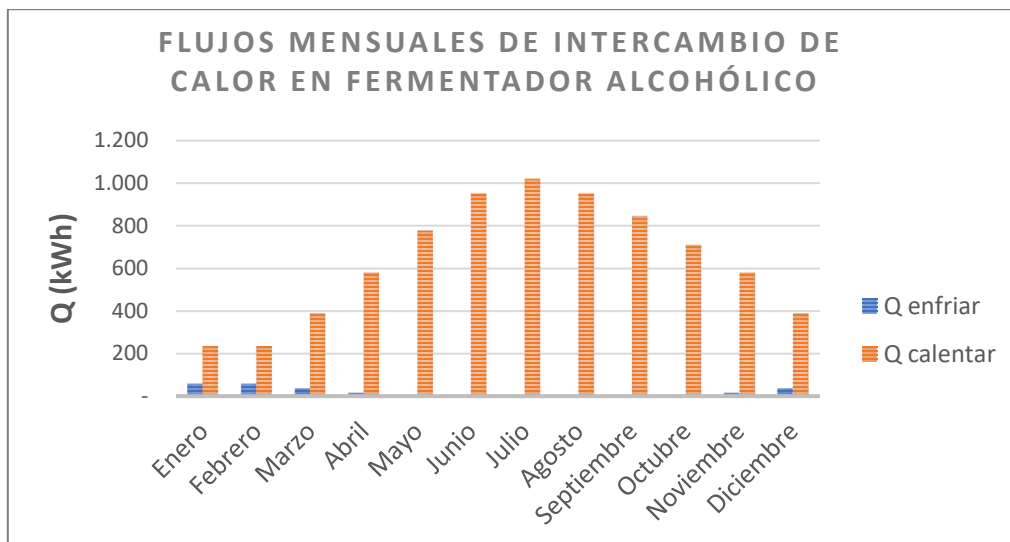


Figura 27: Flujos de intercambio de calor mensuales en fermentador alcohólico.

En la **Figura 27** se puede apreciar claramente que el calor a retirar es mínimo si se compara con los flujos de calentamiento.

#### 4.6.3 Balance de energía fermentador acético

Al igual que para el fermentador alcohólico, la **Figura 28** muestra la tasa de intercambio calor necesaria para mantener una temperatura constante de 30°C en un batch de producción como se indicó en la **sección 2.2.6**. Donde los valores positivos indican calor a retirar, mientras que los valores negativos representan la tasa de calentamiento requerida. Igualmente, se consideró la gráfica de los dos meses con mayor diferencia, es decir, enero y julio.

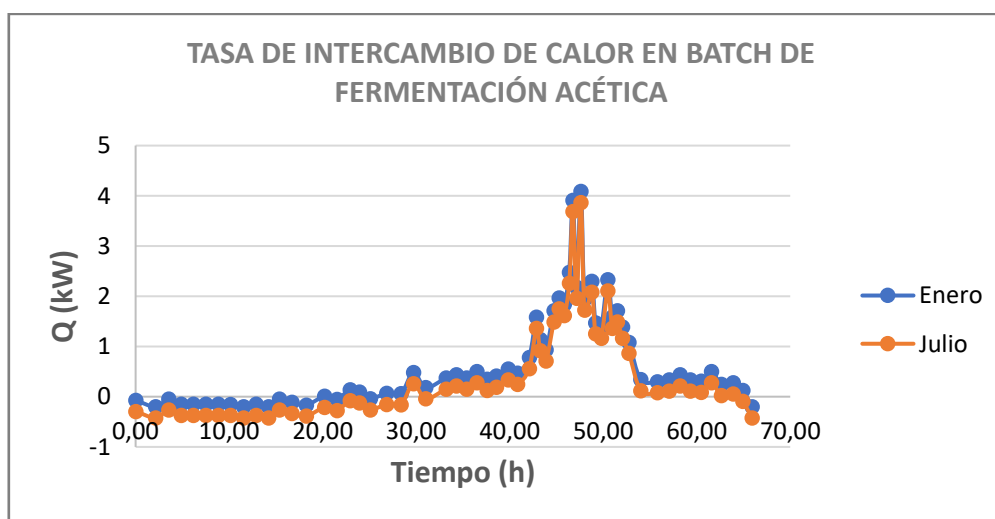


Figura 28: Gráfica de la tasa de intercambio de calor requerido durante un batch de fermentación acético para mantener el estado estacionario.

Se puede apreciar en la figura anterior que no existe gran diferencia entre las gráficas de enero y julio, lo cual se debe a que, si bien la fluctuación de temperatura externa es la misma que aplica para el fermentador alcohólico, este equipo es mucho más pequeño (253 L), y por lo tanto la tasa de transferencia de calor a través de las paredes del fermentador acético también es menor.

También se puede apreciar que la tasa de calentamiento requerida es muy baja en comparación a la potencia frigorífica necesaria, lo cual es consecuencia del alto calor de reacción en la acetificación. Por lo tanto, a modo de simplificar el sistema control de temperatura en el fermentador acético, se propone incluir una chaqueta aislante que permita omitir el sistema de calentamiento en el equipo, lo cual concuerda con las especificaciones del fabricante, quienes argumentan que este fermentador (ver **Figura 23**) no requiere sistemas de calentamiento del fluido, a menos que la temperatura ambiental ronde los 0°C.

Finalmente, la **Figura 29** muestra los flujos totales de intercambio de calor por mes en el fermentador acético.

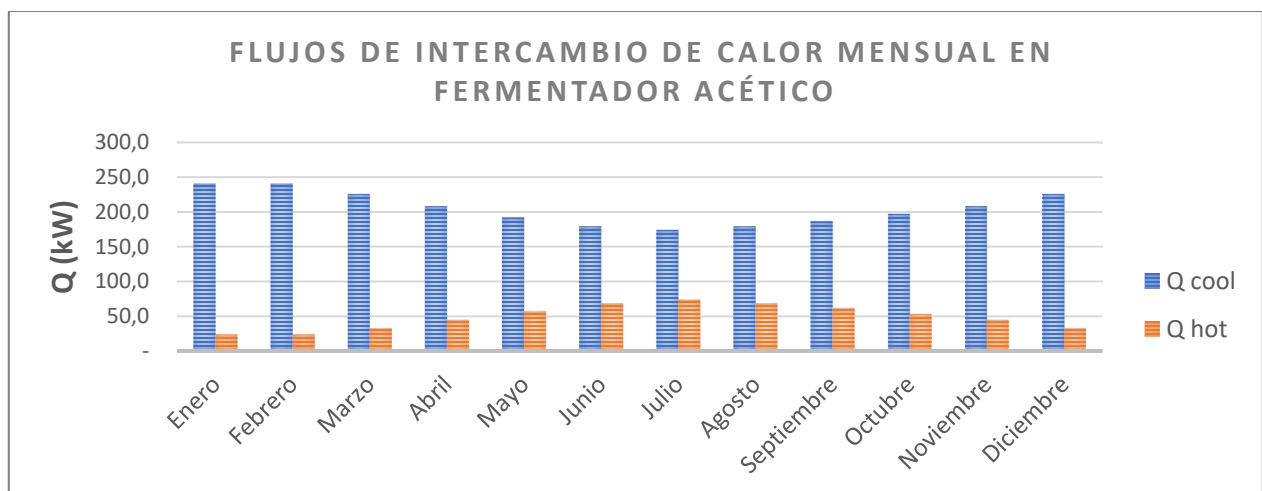


Figura 29: Flujos de intercambio de calor mensuales en fermentador acético.

## 4.7 Análisis de sensibilidad

Al realizar un análisis de sensibilidad aplicado al balance de masa y energía en el software de Excel, se determinó una holgura de un 20% sobre el caso base original, es decir, la línea de proceso dimensionada puede producir un máximo de 2.400 L mensuales, donde el equipo limitante es el fermentador acético, el cual alcanza el máximo de capacidad (300 L/batch). Este equipo es limitante, además, debido a que como se verá más adelante, es el más costoso, por lo

que adquirir otro con una capacidad mayor modificaría drásticamente el presupuesto determinado. La siguiente tabla, expone las capacidades de los equipos cotizados y el volumen de ocupación para aumentos del 10 y 20% en la producción sobre el caso base.

	<b>Extractor de zumo</b>	<b>Fermentador Alc.</b>	<b>Decantador</b>	<b>Fermentador Ac.</b>	<b>Microfiltro</b>
<b>Capacidad del equipo</b>	700 (kg/h)	1000 L	1000 L	300 L	100 (L/h)
<b>CASO BASE (2.000 L/mes)</b>					
<b>Volumen de trabajo</b>	900 kg cada 14 días	674	674	253	2,6 h cada 3 días
<b>110% DEL CASO BASE (2.200 L/MES)</b>					
<b>Volumen de trabajo</b>	990 kg cada 14 días	782	782	278	2,8 cada 3 días
<b>120% DEL CASO BASE (2.400 L/MES)</b>					
<b>Volumen de trabajo</b>	1.080 kg cada 14 días	853	853	300	3 h cada 3 días

Tabla 18: Análisis de sensibilidad para aumentos de producción del 10% y 20%.

## 4.8 Costos de Inversión (CAPEX)

Los costos de inversión (Capital Expenditures, CAPEX), corresponden a aquellos requeridos para instalar la línea de producción propuesta. En la presente sección (ver **Tabla 19**) se consideran los costos de los equipos F.O.B y aquellos del mercado nacional cotizados directamente con el fabricante o distribuidor correspondiente. Además, se consideran algunos costos asociados a la instalación de equipos como es el caso del fermentador acético y microfiltro (ver **Tabla 20**).

<b>Equipos</b>	<b>Parámetro Característico</b>	<b>Precio [MM\$]</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Total [MM\$]</b>	<b>Fabricante-Distribuidor</b>
<b>Equipo extracción de zumo</b>	Capacidad (kg/h)	43,2	1	43,2	Plaspak
<b>Fermentador Alcohólico</b>	Volumen (L)	5,8	1	5,8	Bright Soluciones Cerveceras

<b>Tanque decantación</b>	Volumen (L)	4,6	1	4,6	Dulox
<b>Fermentador Acético</b>	Volumen (L)	54,9	1	54,9	Frings
<b>Microfiltro</b>	Capacidad (L/h)	11,6	1	11,6	CETOTEC
<b>Bomba centrífuga</b>	Caudal - Altura de elevación	0,14	3	0,4	Chile Vitis
<b>“Chiller-Calefactor” Fermentador Alcohólico</b>	Potencia de enfriamiento y calefacción (kW)	2,1	1	4,2	Chile Vitis
<b>Chiller Fermentador Acético</b>	Potencia de enfriamiento (kW)	7,2	1	7,2	Chile Vitis
<b>Llenadora de botellas</b>	Capacidad (L/h)	1,2	1	1,2	Chile Vitis
<b>TOTAL (MM\$)</b>				<b>133</b>	

Tabla 19: Cotizaciones para los equipos de la línea de proceso propuesta en millones de pesos chilenos.

La **Figura 30** , muestra la distribución porcentual de los costos asociados a la compra de equipos. Se puede inferir que solo el fermentador acético cubre un 41% de los costos asociados a equipos y junto al extractor de zumo abarcan un 74% del presupuesto de este ítem.

A modo de discusión, se puede mencionar que, ante posibles complicaciones económicas para realizar la inversión, la compañía Nahuelbuta Verde puede evaluar la fabricación del fermentador acético directamente en Chile, y reducir los costos de inversión de manera importante.

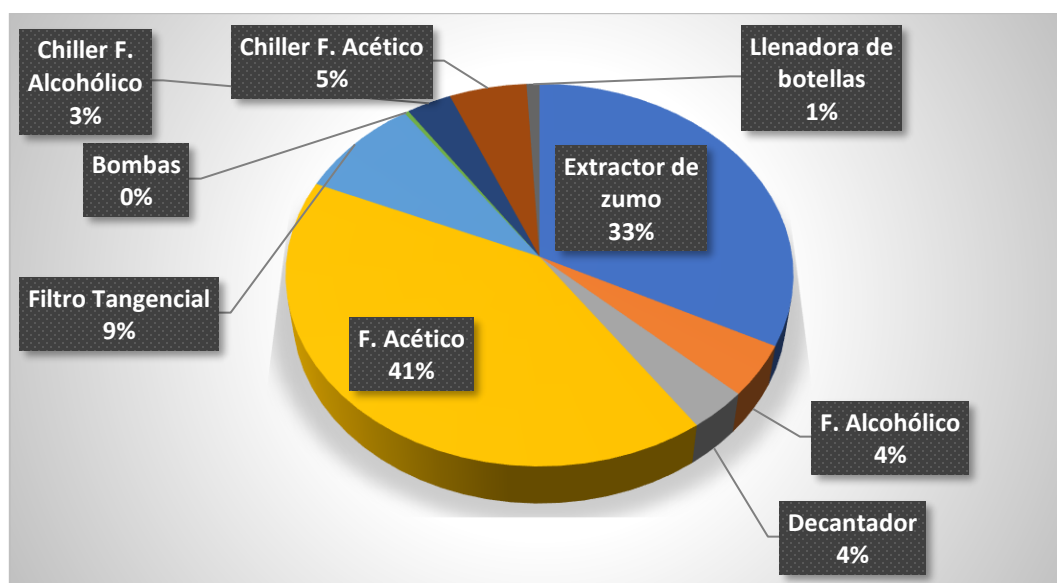


Figura 30: Distribución porcentual de los costos asociados a la compra de equipos.

A continuación, en la **Tabla 20** se muestran los costos adicionales asociados a instalación de equipos y puesta en marcha, principalmente para el caso del fermentador acético y el microfiltro, ya que, dada su complejidad es imperante contar con soporte técnico del fabricante al momento de la instalación, además, esta condición es exigida por las empresas correspondientes para contar con la garantía del fabricante.

Mediante el contacto con representantes de CETOTEC Latinoamérica, ubicados en Buenos Aires, Argentina, se dieron a conocer las condiciones de venta e instalación, las cuales especifican que se requiere de un técnico proveniente de Alemania para llevar a cabo la instalación de los equipos mencionados, donde, los costos de mano de obra, transporte, alimentación y estadía deben ser cubiertos por la empresa mandante, en este caso Nahuelbuta Verde.

Ítem	Costo Unitario	TOTAL	Referencia
<b>Soporte Técnico</b>	780 EUR/día	1.560 EUR*	-
<b>Pasajes Berlín-Santiago (ida y vuelta)</b>	-	Desde 615.000 CLP	[46]
<b>TOTAL</b>		2.039.000 CLP**	

Tabla 20: Costos asociados a instalación de equipos y puesta en marcha. \*De acuerdo con informaciones entregadas por el fabricante CETOTEC, se requieren aproximadamente 2 días para la instalación del fermentador acético y el microfiltro. \*\* La conversión a CLP es calculada considerando el valor del euro igual a 913 CLP [47].

En caso de que el técnico no pueda realizar la instalación y puesta en marcha in situ, o la empresa mandante prefiera organizar la instalación por sí mismo, entonces, la compañía CETOTEC ofrece un servicio de soporte virtual durante horario comercial (de 8:00 am a 6:00 pm CET) por un valor de 75,00 EUR / hora.

Finalmente, se obtiene el CAPEX total del proyecto como resultado de la suma entre los totales de las Tablas 18 y 19, dando como resultado un monto aproximado de MM\$135.

#### 4.8.1 Escenario para aumento de la producción

Si bien el monto de inversión determinado es realista, al ser el resultado de la cotización directa con fabricantes y distribuidores, es una cifra que está lejos de ser una inversión factible para la empresa mandante, ya que, el margen actual de ganancias que maneja la empresa es de \$1.000 por litro de vinagre aproximadamente. Por lo cual, al producir 2.000 L mensuales como se estipuló en el caso base, se requerirían de 68 meses para recuperar la inversión en equipamiento, es decir, más de 5 años y medio. Por otro lado, el proyecto presentado puede resultar más atractivo para Nahuelbuta Verde si se diseña una planta productiva con un caso base de a lo menos 8.000 L mensuales, esto debido a que el costo de dicha línea de procesos no ascendería más allá de un 50% adicional al monto determinado para el caso de 2.000 L mensuales, y las ganancias permitirían recuperar la inversión en aproximadamente 2 años al considerar los mismos márgenes de ganancia.

A continuación, la **Tabla 21** presenta los volúmenes de trabajo por equipo de acuerdo con el balance de masa realizado, al escalar la producción a 8.000 L de vinagre mensuales.

<b>Escalamiento de la producción a 8.000 L/MES</b>					
<b>Equipo</b>	Extractor de zumo	Fermentador alcohólico	Decantador	Fermentador acético	Microfiltro
<b>Volumen de trabajo</b>	3.600 kg cada 14 días	2.800 L	2.800 L	1.000 L	10 h cada 3 días

*Tabla 21: Volúmenes de trabajo por equipo al escalar el proceso diseñado a 8.000 L de vinagre mensuales de acuerdo con el balance de masa realizado.*

De acuerdo con la tabla anterior, al considerar una línea productiva para 8.000 L de vinagre mensual, solo sería necesario aumentar las capacidades del fermentador alcohólico, decantador y fermentador acético, ya que, las capacidades originales del extractor de zumo y microfiltro son suficientes para soportar el aumento de producción.

Teniendo en consideración lo anterior, se hizo una cotización extra para aumentar la capacidad de los tres equipos mencionados según los volúmenes de trabajo requeridos en la **Tabla 21**. A continuación, la **Tabla 22** muestra los valores de los ítems consultados.

<b>Equipos</b>	<b>Parámetro Característico</b>	<b>Precio [MM\$]</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Total [MM\$]</b>	<b>Fabricante-Distribuidor</b>
<b>Fermentador Alcohólico</b>	Volumen (L)	9,5	1	9,5	Bright Soluciones Cerveceras
<b>Tanque decantación</b>	Volumen (L)	6	1	6	SmartBrew
<b>Fermentador Acético</b>	Volumen (L)	115	1	115	Frings
<b>TOTAL (MM\$)</b>		130,5			

*Tabla 22: Cotizaciones de equipos para aumento de producción a 8.000L de vinagre mensual. \*Los valores se encuentran en millones de pesos chilenos.*

Al reemplazar los costos de estos tres equipos en la **Tabla 19**, se obtiene que para aumentar la capacidad de producción a 8.000 L mensuales se requiere una inversión de MM\$ 198,3. Por lo tanto, como se mencionó anteriormente, si la empresa Nahuelbuta Verde mantiene sus márgenes de utilidad alrededor de los \$1.000 por litro de vinagre, serán capaces de generar flujos de 8 millones de pesos mensuales, recuperando así la inversión en un plazo aproximado de 25 meses.

Este último escenario propuesto parece más atractivo para la empresa mandante, sin embargo, se debe realizar un estudio detallado de los costos de producción con tal de mantener o aumentar las utilidades y más importante aún, un estudio de mercado que permita evaluar la factibilidad de mantener ventas por 8.000 L de vinagre mensuales con tal de realizar una inversión justificada.

## 5 Conclusiones

Se logró diseñar un proceso productivo estandarizado para la producción de vinagre de manzana artesanal en la planta Nahuelbuta Verde y cuantificar los costos de inversión para la nueva línea del proceso.

Se diseñó una planta que utiliza 1.876 kg de manzana mensualmente para producir 2.000 L de vinagre mensuales operando 25 días por mes en jornadas de 8 h diarias. Se concluye, además, que la planta idealmente debe contar con un operario de turno 24/7 que supervise las fermentaciones en curso.

El proceso cuenta con una línea principal, donde se procesa la manzana para extraer el zumo y luego de dos fermentaciones consecutivas se obtiene el vinagre. Los principales residuos generados mensualmente corresponden a 368 kg de pulpa seca, 108,5 kg de residuos de filtración y 1.876 L de agua de lavado.

Por otro lado, en cuanto a la capacidad del proceso, mediante un análisis de sensibilidad se determinó un margen de 20% para el aumento de producción ya que, todos los equipos se encuentran sobredimensionados debido a la disponibilidad de volúmenes y capacidades de los equipos en el mercado.

Finalmente, uno de los aspectos discutibles del proceso productivo desarrollado por Nahuelbuta Verde es el uso de aditivos o compuestos químicos. Sin embargo, se concluye que el uso de nutrientes en las fermentaciones está respaldado por el reglamento para productos orgánicos emitido por el SAG, siempre que estos sean de origen orgánico.

### **5.1.1 Evaluación Técnica**

En cuanto a la evaluación técnica, se cumplieron los objetivos planteados; se seleccionaron las etapas y equipos para el proceso estudiado, se determinó el balance de masa y energía del proceso, además del dimensionamiento de los equipos y por último se establecieron las principales variables del proceso a controlar y medir. En base a lo anterior, se concluyó que el proyecto es técnicamente factible, ya que, el equipamiento necesario está disponible en el mercado.

Los servicios requeridos por la planta son una potencia eléctrica de 13,53 kW, 1.876 L de agua de lavado mensuales y agua glicolada para enfriamiento. Con lo cual, la huella hídrica que aporta el proceso productivo exclusivamente al interior de la planta, es de aproximadamente 0,9 L/L de vinagre, lo que se considera positivo si se compara con la huella hídrica mundial promedio generada por la industria vinícola, la cual asciende a los 3,1 L/L de vino [48]. Sin embargo, falta considerar los consumos asociados a limpieza de los equipos, espacio de trabajo y consumo humano. Por otro lado, el consumo

energético mensual fue 474,5 (kWh) al considerar la producción de 2.000 (L) por mes, lo cual, es equivalente a un consumo de 0,24 (kWh) por litro de vinagre de manzana producido.

En cuanto a los supuestos fuertes utilizados en los balances de masa y energía, se tiene que estos fueron calculados en base a información bibliográfica, lo cual puede generar algunas desviaciones al momento de implementar el proceso, sobre todo debido a que la composición de la manzana presenta variabilidades de acuerdo a la zona de origen e incluso según la temporada. Sin embargo, estas pueden ser corregidas según las directrices mencionadas en el cuerpo del informe.

### **5.1.2 Costos de inversión**

En cuanto a los costos de inversión para hacer efectiva la realización del proyecto, se logró determinar un presupuesto total de MM\$ 135 basado en las cotizaciones realizadas con distintos fabricantes y distribuidores. Sin embargo, se determinó que esta inversión resulta inviable para un volumen de producción de 2.000 L mensuales, ya que, se requieren aproximadamente 5 años y medio para recuperar el monto invertido, lo cual, no es aceptable para la empresa. Se planteó, por lo tanto, que el proyecto puede resultar más atractivo al diseñar un proceso para producir al menos 8.000 L mensuales y recuperar la inversión en un plazo de 2 años.

## 6 Recomendaciones

Como fue mencionado anteriormente, el balance de masa y modelo cinético es altamente dependiente de las composiciones de las manzanas utilizadas como materia prima. Por lo tanto, para que este trabajo tenga mayor representatividad, se sugiere respaldar el proceso de análisis fisicoquímicos de las manzanas utilizadas y hacer las correcciones correspondientes, principalmente del contenido de azúcar.

En cuanto a las fermentaciones, las cinéticas de reacción también fueron modeladas de acuerdo a información bibliográfica, por lo cual, se recomienda a Nahuelbuta Verde tomar muestras de los fermentadores para seguir la evolución de la reacción y así contar con un modelo cinético más robusto, que incorpore incluso un ajuste de parámetros.

Si bien, la compañía se ha caracterizado por no añadir compuestos químicos o aditivos al proceso, es altamente recomendable añadir los nutrientes adecuados para el correcto desarrollo de levaduras y bacterias acéticas en cada tanda de fermentación. De lo contrario no se obtendrán los rendimientos o velocidades de reacción esperadas, lo cual, repercutirá en la carta Gantt y programación de la producción.

## 7 Bibliografía

- [1] Nahuelbuta Verde - Vinagre Natural de Manzana [en línea] <<https://nahuelbutaverde.cl/>> [consulta: 9 de enero de 2020].
- [2] LEA, A. G. H. 1989. Cider vinegar, En: Processed Apple Products, D.L. Downing, ed., Van Nostrand Reinhold, New York, pp. 279–301.
- [3] GARCÍA-GARCÍA, I., SANTOS-DUEÑAS, I. M., JIMÉNEZ-OT, C., JIMÉNEZ-HORNERO, J. E., Y BONILLA-VENCESLADA, J. L. 2009. Vinegar engineering, *Vinegars of the World.*, pp. 97–120.
- [4] JOSHI, V. ., Y SOMESH, S. 2009. Cider Vinegar: Microbiology, Technology and Quality, En: *Vinegars of the World*, L. Solieri, y P. Giudici, eds., Springer-Verlag, Milan, pp. 197–207.
- [5] Global Apple Cider Vinegar Market - Growth | Trends | Forecasts [en línea] <<https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/apple-cider-vinegar-market>> [consulta: 16 de agosto de 2020].
- [6] Global Apple Cider Vinegar Industry [en línea] <<https://www.globenewswire.com/news-release/2020/07/28/2068308/0/en/Global-Apple-Cider-Vinegar-Industry.html>> [consulta: 16 de agosto de 2020].
- [7] GULLO, M., VERZELLONI, E., Y CANONICO, M. 2014. Aerobic submerged fermentation by acetic acid bacteria for vinegar production: Process and biotechnological aspects, *Process Biochem.*, 49(10), pp. 1571–1579.
- [8] TAN, S. C. 2005. Vinegar fermentation, LSU Master's Theses.
- [9] BEHESHTI, Z., HUAK CHAN, Y., SHARIF NIA, H., HAJIHOSSEINI, F., NAZARI, R., SHAABANI, M., Y SALEHI OMRAN, M. T. 2012. Influence of apple cider vinegar on blood lipids, *Life Sci. J.*, 9(4), pp. 2431–2440.
- [10] VERZELLONI, E., TAGLIAZUCCHI, D., Y CONTE, A. 2007. Relationship between the antioxidant properties and the phenolic and flavonoid content in traditional balsamic vinegar, *Food Chem.*, 105(2), pp. 564–571.
- [11] SOLIERI, L., Y GIUDICI, P. 2009. Vinegars of the World, En: *Vinegars of the World*, L. Solieri, y P. Giudici, eds., Van Nostrand Reinhold, New York, pp. 1–14.
- [12] HOLZAPFEL, W. 2009. *Vinegars of the World*, Springer-Verlag, New York.
- [13] TELIAS, R. 2018. *De la mesa al trono artesanal - La Tercera*.
- [14] INIA» ¡Avísate, atrapa a la reina chaqueta amarilla! [en línea] <<https://www.inia.cl/blog/2016/09/30/avisate-atrapa-reina-chaqueta-amarilla/>> [consulta: 12 de agosto de 2020].
- [15] SAG promueve campaña para controlar a las "chaquetas amarillas" | Nacional | BioBioChile [en línea] <<https://www.biobiochile.cl/noticias/nacional/chile/2017/10/06/sag-promueve-campana-para-controlar-a-las-chaquetas-amarillas.shtml>>

[consulta: 12 de agosto de 2020].

- [16] LOUIS, M., Y MASSEY, J. 1989. Harvesting, Storing, and Handling Processing Apples, En: Processed Apple Products, D.L. Downing, ed., Van Nostrand Reinhold, New York, pp. 31–49.
- [17] MANGAS ALONSO, J. J. 1996. Guía práctica de elaboración de la sidra artesana.
- [18] LEE, C. Y., Y MATTICK, L. R. 1989. Composition and Nutritive Value of Apple Products, En: Processed Apple Products, D.L. Downing, ed., Van Nostrand Reinhold, New York, pp. 303–321.
- [19] LEA, A. G. H. 2015. Craft Cider Making, 128 pp.
- [20] EISELE, T. A., Y DRAKE, S. R. 2005. The partial compositional characteristics of apple juice from 175 apple varieties, *J. Food Compos. Anal.*, 18(2–3), pp. 213–221.
- [21] JOLICOEUR, C. 2013. The New Cider Maker’s Handbook: A Comprehensive Guide for Craft Producers, Chelsea Green Publishing, White River Junction, 171-172 pp.
- [22] MERWIN, I. A., VALOIS, S., Y PADILLA-ZAKOUR, O. I. 2008. Cider Apples and Cider-Making Techniques in Europe and North America, *Hortic. Rev. (Am. Soc. Hortic. Sci.)*, 34, pp. 365–415.
- [23] LEA, A. G. H. 2015. Science of Cidermaking Part 3 - Juicing and Fermenting [en línea] <<http://www.cider.org.uk/part3.htm>> [consulta: 30 de septiembre de 2020].
- [24] SERVICIO AGRÍCOLA Y GANADERO. 2019. Sistema Nacional de Certificación de Productos Orgánicos Agrícolas, p. 112.
- [25] RITTMANN, B. E., Y MCCARTY, P. L. 2001. Environmental biotechnology : principles and applications, McGraw-Hill Education, 357-365 pp.
- [26] CRAMER, A. C., VLASSIDES, S., Y BLOCK, D. E. 2002. Kinetic model for nitrogen-limited wine fermentations, *Biotechnol. Bioeng.*, 77(1), pp. 49–60.
- [27] BOULTON, C. (CHRISTOPHER M. . 2013. Encyclopaedia of brewing, 707 pp.
- [28] BRIGGS, D. E., BOULTON, C. A., BROOKES, P. A., Y STEVENS, R. 2004. Brewing Science and practice, Woodhead Publishing Limited, 983 pp.
- [29] LÓPEZ, A., Y SECANELL, P. 1992. A simple mathematical empirical model for estimating the rate of heat generation during fermentation in white-wine making, *Int. J. Refrig.*, 15(5), pp. 276–280.
- [30] HEIDGER, M. Sugar (before and after inversion + different sugars) - Institut Heidger KG [en línea] <<https://www.institut-heidger.de/sugar-before-and-after-inversion-different-sugars/?lang=en>> [consulta: 24 de agosto de 2020].
- [31] Sugar inversion:: Anton Paar Wiki [en línea] <<https://wiki.anton-paar.com/en/sugar-inversion/>> [consulta: 24 de agosto de 2020].
- [32] SCHULLER, D., Y CASAL, M. 2005. The use of genetically modified *Saccharomyces cerevisiae* strains in the wine industry, *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 68(3), pp.

292–304.

- [33] Nitrogen - the Forgotten Element in Cider Making [en línea] <<http://www.cider.org.uk/nitro.htm>> [consulta: 29 de septiembre de 2020].
- [34] MUÑOZ, S., Y TOBEÑA, A. 2009. Nitrógeno fácilmente asimilable, *Enólogos.*, (edición 2010), p. 39.
- [35] ŠTORNÍK, A., SKOK, B., Y TRČEK, J. 2016. Comparison of cultivable acetic acid bacterial microbiota in organic and conventional apple cider vinegar, *Food Technol. Biotechnol.*, 54(1), pp. 113–119.
- [36] MINISTERIO DE AGRICULTURA. 2014. Decreto 78, 48, Chile.
- [37] FOGLER, H. S. 2006. *Elements of Chemical Reaction Engineering*, Pearson Education, Inc.
- [38] CENGEL, Y. A., Y BOLES, M. A. 2012. *Termodinámica*, McGraw-Hill, New York, 1041 pp.
- [39] YUNUS A., Ç. 2013. *Transferencia de Calor y Masa*, McGraw-Hill, 1699 pp.
- [40] FLETCHER, P. 1987. Heat transfer coefficients for stirred batch reactor design, *Chem. Eng.*, 435, pp. 33–37.
- [41] Tiempo mensual en Purén, Araucanía, Chile | AccuWeather [en línea] <<https://www.accuweather.com/es/cl/puren/57368/june-weather/57368>> [consulta: 18 de septiembre de 2020].
- [42] QI, Z., YANG, H., XIA, X., XIN, Y., ZHANG, L., WANG, W., Y YU, X. 2013. A protocol for optimization vinegar fermentation according to the ratio of oxygen consumption versus acid yield, *J. Food Eng.*, 116(2), pp. 304–309.
- [43] ENEL. Personas - Información Útil - Tarifas [en línea] <<https://www.enel.cl/es/clientes/informacion-util/tarifas-y-reglamentos/tarifas.html>> [consulta: 12 de noviembre de 2020].
- [44] Fermentador Isobárico 1000L Efectivos - Fermentación: BRIGHT [en línea] <<https://www.brightsoluciones.cl/fermentador-isobairico-1000l-efectivos-aislacioin-y-chaqueta-para-control-de-temperatura>> [consulta: 3 de enero de 2021].
- [45] ACETATORS / Fermenters - FRINGS - Technologie aus Tradition [en línea] <<https://www.frings.com/ACETATORS-Fermenters.52+M52087573ab0.0.html>> [consulta: 19 de octubre de 2020].
- [46] Vuelos Baratos de Berlín a Santiago de Chile | Despegar [en línea] <<https://www.despegar.cl/vuelos/BER/SCL?from=SB&di=1-0&reSearch=true>> [consulta: 27 de octubre de 2020].
- [47] 2020. Banco Central de Chile - Indicadores diarios [en línea] <[https://si3.bcentral.cl/indicadoressiete/secure/Serie.aspx?gcode=PRE\\_EUR&param=cgBnAE8AQQBIAgCAIwBiAFUALQBsaEcAYgBOAEkASQBCAECaegBFAFK AeABkADgASAA2AG8AdgB2AFMAUgBYADIAQwBzAEEARQBMAG8ASgBWADQAT ABrAGQAZAB1ADIAeQBBAFAAZwBhADIABABWAHcAXwBXAGgATAAkAFIAVAB1 AEIA](https://si3.bcentral.cl/indicadoressiete/secure/Serie.aspx?gcode=PRE_EUR&param=cgBnAE8AQQBIAgCAIwBiAFUALQBsaEcAYgBOAEkASQBCAECaegBFAFK AeABkADgASAA2AG8AdgB2AFMAUgBYADIAQwBzAEEARQBMAG8ASgBWADQAT ABrAGQAZAB1ADIAeQBBAFAAZwBhADIABABWAHcAXwBXAGgATAAkAFIAVAB1 AEIA)> [consulta: 27 de octubre de 2020].

- [48] BONAMENTE, E., SCRUCCA, F., ASDRUBALI, F., COTANA, F., Y PRESCIUTTI, A. 2015. The water footprint of the wine industry: Implementation of an assessment methodology and application to a case study, *Sustain.*, 7(9), pp. 12190–12208.
- [49] Nitrógeno fácilmente asimilable - Método Sorensen [en línea] <[https://shop.gabsystem.com/b2c/seccion/Nitrogeno\\_asimilable.htm](https://shop.gabsystem.com/b2c/seccion/Nitrogeno_asimilable.htm)> [consulta: 28 de octubre de 2020].
- [50] Bomba de rueda periférica Emporia PD con diseño monobloque | KSB [en línea] <<https://products.ksb.com/es-cl/productos/sistemas-de-bombeo-y-bombas/bombas-centrifugas-con-sellado-del-eje/bombas-de-carcasa-anular/emporia-pd-31302>> [consulta: 23 de octubre de 2020].

## 8 Anexos

### 8.1 Anexo A Medición de azúcar en zumo de manzana mediante densímetro

Como se mencionó en la sección de antecedentes, la medición de azúcar en el mosto o zumo de manzana es realizada mediante un densímetro, para luego obtener un valor en grados Brix mediante tablas de conversión [21,23].

#### **Materiales**

- Densímetro
- Probeta 500ml

#### **Procedimiento**

- 1) Verter la muestra de mosto en la probeta hasta los 400ml aproximadamente, o hasta que el densímetro flote en el líquido.
- 2) Para tomar la lectura adecuadamente, se debe considerar valor del densímetro coincidente con el nivel más bajo de la superficie del líquido, como se muestra en la **Figura 31**.
- 3) Finalmente, a partir de la **Tabla 22** se obtiene el valor del contenido de azúcar en grados Brix.

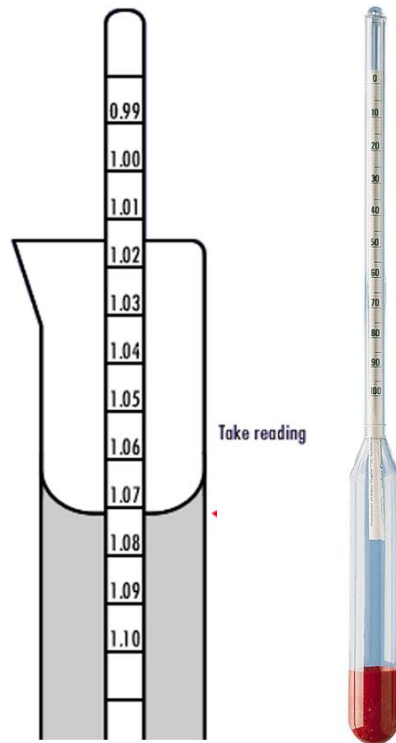


Figura 31: Esquema explicativo para uso de densímetro.

<b>Gravedad específica</b>	<b><math>\rho</math> (g/L)</b>	<b>Brix (%p/p)</b>
<b>1,020</b>	1018,1	5,31
<b>1,025</b>	1023,1	6,49
<b>1,030</b>	1028,1	7,67
<b>1,035</b>	1033,1	8,78
<b>1,040</b>	1038,1	9,99
<b>1,045</b>	1043,1	11,19
<b>1,050</b>	1048,1	12,39
<b>1,055</b>	1053,1	13,57
<b>1,060</b>	1058,1	14,74
<b>1,065</b>	1063,1	15,9
<b>1,070</b>	1068,1	17,05

Tabla 23: Concentraciones de azúcar exclusiva para zumo de manzana a 20°C [21].

## 8.2 Anexo B Protocolo de medición de nitrógeno fácilmente asimilable en zumo de manzana mediante el Método Sorensen

El siguiente protocolo, ampliamente utilizado además en la industria vinícola, es facilitado por la compañía española GAB Sistemas Analíticos, dedicados al desarrollo, fabricación y comercialización de instrumentos de laboratorio específicos para enología [49].

### **Materiales:**

- 1 pH-metro
- 1 agitador magnético
- 1 soporte bureta
- 1 pinza bureta nuez
- 1 bureta 25ml llave punzón PTFE
- 1 vaso precipitados 100ml
- 2 vasos precipitados 50ml
- 1 probeta graduada 25ml
- 1 pipeta 25ml 2 af. clase A
- 250ml líquido de valoración
- 50ml hidróxido de sodio para neutralizar
- 250ml formaldehído 37-38%
- 10ml peróxido de hidrógeno 33%

### **Procedimiento:**

- 1) En un vaso de precipitados de 100ml verter un volumen aproximado de 50ml de formaldehído y, con la ayuda de un medidor de pH, neutralizarlo muy despacio hasta pH +/-6.00 utilizando el gotero de 50ml para continuar hasta pH 8.00 con la bureta, rellena con líquido de valoración. Reservar el reactivo para el análisis y guardar el restante para siguientes repeticiones.
- 2) En un vaso de precipitados de 50ml verter 25ml de mosto medidos con una pipeta de doble enrase y añadir 2-3 gotas de peróxido de hidrógeno al 33% (gotero 10ml).
- 3) Con el gotero de 50ml neutralizar lentamente el mosto hasta pH +/-6.00 y continuar hasta pH 8.00 con la bureta que contiene líquido de valoración.
- 4) Una vez neutralizado el mosto añadir, medidos con una probeta, 10ml del formaldehído preparado anteriormente. El pH de la mezcla bajará

ligeramente, esperar aproximadamente 1min o hasta que se estabilice la lectura del pH-metro.

- 5) Enrasar la bureta con líquido de valoración y neutralizar de nuevo la mezcla a pH 8.00 y multiplicar los mililitros gastados por 56, obteniendo así miligramos por litro de Nitrógeno Fácilmente Asimilable (NFA):  $\text{ml gastados en bureta} \times 56 = \text{mg/l NFA}$ .

### **Observaciones**

- Realizar las neutralizaciones con lentitud.
- El peróxido de hidrogeno 33% se emplea para eliminar el SO<sub>2</sub> presente evitando que interfiera en el resultado. Manipular con precaución.
- El formaldehido es relativamente inestable y se polimeriza, disminuyendo el pH, por lo que se debe neutralizar a pH 8.00 solo la cantidad necesaria para los análisis del día y almacenarlo a más de 20°C. La presencia de turbidez o precipitado en el reactivo no afecta a la analítica. Evitar inhalación.

## 8.3 Anexo C Balance de masa global para producción de 1 batch de vinagre

En la siguiente tabla se muestran los flujos másicos del proceso en kilogramos por batch de producción.

<b>Entradas</b>	<b>Cantidad (kg/batch)</b>	<b>Salidas</b>	<b>Cantidad (kg/batch)</b>
<b>F1</b> (manzanas)	225	<b>F9</b> (vinagre)	246
<b>F10</b> (agua de lavado)	225	<b>F11</b> (agua de lavado)	225,1
<b>F13</b> (inóculo levaduras)	27	<b>F12</b> (pulpa seca)	44,1
<b>F17</b> (agua dilución)	85	<b>F14</b> (CO <sub>2</sub> )	9,2
<b>F18</b> (O <sub>2</sub> )	7	<b>F15</b> (levaduras)	1,2
<b>F21</b> (nutrientes)	879,3	<b>F19</b> (residuos microfiltro)	13
<b>F22</b> (nutrientes)	27,1	<b>F20</b> (merma molino)	4,5
<b>TOTAL</b>	543,1		543,1
<b>Balance</b>		0,7	
<b>Error (%)</b>		0,00012	

*Tabla 24: Balance de masa global para el proceso de producción de vinagre en kg/batch.*

## 8.4 Anexo D Memoria de cálculo para dimensionamiento de bombas centrífugas

En el siguiente anexo, se presentan los cálculos realizados para dimensionar las bombas que impulsaran el fluido de un equipo a otro dentro de la planta. En total se requieren 3 bombas, una para transferir el zumo de manzana desde la prensa al fermentador alcohólico, otra que conecte el fermentador con el decantador, y finalmente una para el decantador con el fermentador acético.

### Dimensionamiento de bomba Prensa-Fermentador alcohólico

En este caso, la bomba a utilizar no tiene mayores exigencias, ya que, el fermentador debe ser llenado al mismo que sale el zumo de la prensa, lo cual toma un tiempo de más de 1 hora dado que la capacidad de la prensa es de 700(kg/h) y se requieren prensar 900(kg) de manzana. Dado lo anterior, se considerará un caudal estándar, equivalente al de las bombas pequeñas que maneja la empresa, igual a 40 (L/min).

#### **Datos**

- La presión manométrica en la toma del zumo de manzana y en el fermentador alcohólico es de 1 (atm).
- Rugosidad de la manguera  $\epsilon=0,0002$  (ft).
- El sistema está conectado mediante una manguera con un diámetro de 2(in).
- La manguera tiene un largo de 10(m) = 32,8(ft)
- El sistema no posee válvulas ni codos.
- La diferencia de alturas entre la toma y descarga de fluido corresponde a la altura del fermentador alcohólico igual a 3(m)=9,84(ft).

Primero, se realiza un balance de energía entre el receptáculo del zumo de manzana (punto 1) y el fermentador alcohólico (punto 2), mediante la ecuación de Bernoulli:

$$h_1 + \frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g\alpha} + H_e = h_2 + \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g\alpha} + \Delta H$$

Los supuestos a utilizar son los siguientes:

- 1) Condiciones cuasi-estáticas en los estanques, es decir,  $v_1 = v_2 = 0 \left(\frac{ft}{s}\right)$
- 2) Reynolds alto ( $\alpha = 1$ ).

Aplicando los supuestos al balance de energía y despejando  $H_e$ , se obtiene la siguiente expresión:

$$H_e = (h_2 - h_1) + \Delta H$$

$$H_e = (h_2 - h_1) + \frac{Q^2}{2gA^2} \left( f \cdot \frac{L}{D} + \sum ki \right) \quad (9.1)$$

Se calculan las pérdidas de carga, comenzando con el coeficiente de fricción de Darcy mediante el diagrama de Moody de la **Figura 32**:

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,0002(ft)}{\frac{2}{12}(ft)} = 1,2 \cdot 10^{-3}$$

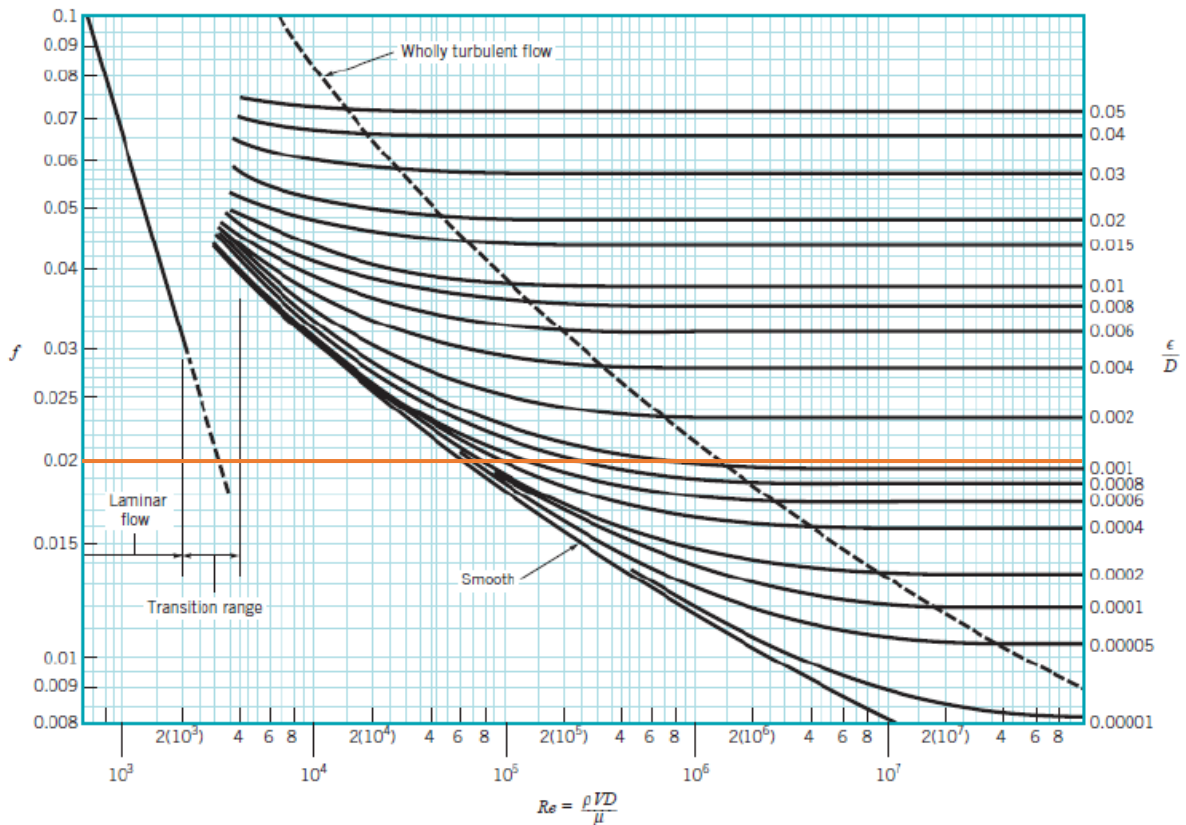


Figura 32: Diagrama de Moody.

Re alto =>  $f = 0,02$

La sumatoria de singularidades se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$\sum k_i = k_{in} + k_{out} = 0,5 + 1 = 1,5$$

El área de la sección transversal de la manguera se calcula mediante la siguiente expresión:

$$A = \pi \left( \frac{1,5}{12} \right)^2 \approx 0,049(ft^2)$$

Calculamos el caudal en  $\left( \frac{ft^3}{s} \right)$ :

$$Q = 40 \left( \frac{L}{min} \right) \cdot \left( \frac{ft^3}{28,32 L} \right) \cdot \left( \frac{min}{60 s} \right) = 0,0235 \left( \frac{ft^3}{s} \right)$$

Finalmente, reemplazamos los valores obtenidos en la **ecuación 9.1**:

$$H_e = 9,84(ft) + \left( 0,02 \cdot \frac{32,8(ft)}{\frac{2}{12}(ft)} + 1,5 \right) \cdot \frac{0,0235^2 \left( \frac{ft^6}{s^2} \right)}{2 \cdot 32,16 \left( \frac{ft}{s^2} \right) 0,049^2 (ft^4)}$$

$$H_e = 9,86(ft)$$

## Dimensionamiento de bomba Fermentador alcohólico- Decantador

En este caso, la bomba a utilizar debe trasladar los 674(L) del fermentador al decantador en un tiempo relativamente corto, ya que, a diferencia del caso anterior, el fluido a trasladar se encuentra completamente disponible para ser bombeado. Se estima que un tiempo prudente para esta operación es de 15(min) como máximo, lo cual, equivale a un caudal de 45(L/min).

### **Datos**

- La presión manométrica en la salida del fermentador y la entrada del decantador es de 1 (atm).

- Rugosidad de la manguera  $\epsilon=0,0002$  (ft).
- El sistema está conectado mediante una manguera con un diámetro de 2(in).
- El sistema posee 2 válvulas de globo completamente abiertas, una a la salida del fermentador y otra a la entrada del decantador.
- La diferencia de alturas máxima entre la toma y descarga de fluido corresponde a la altura del decantador igual a 3(m)=9,84(ft).

### **Supuesto**

- Se espera que los dos estanques estén ubicados consecutivamente, por lo tanto, el largo de la manguera conectora no debería superar los 5(m)=16,4(ft), por lo tanto, se realizará el balance de energía utilizando ese valor máximo.

Tomando los mismos supuestos y desarrollo del caso anterior, se procede directamente a ocupar la **ecuación 9.1**:

$$H_e = (h_2 - h_1) + \frac{Q^2}{2gA^2} \left( f \cdot \frac{L}{D} + \sum k_i \right)$$

En este caso, el coeficiente de fricción de Darcy no cambia ya que, se utiliza el mismo tipo de manguera, por lo tanto,  $f=0,02$ .

La sumatoria de singularidades se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$\sum k_i = k_{in} + 2k_v + k_{out} = 0,5 + 2 \cdot 10 + 1 = 21,5$$

El área de la sección transversal de la manguera se calcula mediante la siguiente expresión:

$$A = \pi \left( \frac{1,5}{12} \right)^2 \approx 0,049(ft^2)$$

Calculamos el caudal en  $\left( \frac{ft^3}{s} \right)$ :

$$Q = 45 \left( \frac{L}{min} \right) \cdot \left( \frac{ft^3}{28,32 L} \right) \cdot \left( \frac{min}{60 s} \right) = 0,0265 \left( \frac{ft^3}{s} \right)$$

Finalmente, reemplazamos los valores obtenidos en la **ecuación 9.1**:

$$H_e = 9,84(ft) + \left( 0,02 \cdot \frac{16,4(ft)}{\frac{2}{12}(ft)} + 21,5 \right) \cdot \frac{0,0265^2 \left( \frac{ft^6}{s^2} \right)}{2 \cdot 32,16 \left( \frac{ft}{s^2} \right) 0,049^2 (ft^4)}$$

$$H_e = 9,95(ft)$$

## Dimensionamiento de bomba Decantador-Fermentador acético

En este caso, de acuerdo a la **Tabla 10** y la carta Gantt de la **Figura 20**, se requiere trasladar un volumen de 167(L) cada 3-4 días aproximadamente, por lo que un caudal de 40(L/min) es suficiente para cumplir con dicha demanda. Por otro lado, se considerarán las mismas condiciones del caso anterior, es decir:

### Datos

- La presión manométrica en la salida del fermentador y la entrada del decantador es de 1 (atm).
- Rugosidad de la manguera  $\epsilon=0,0002$  (ft).
- El sistema está conectado mediante una manguera con un diámetro de 2(in).
- El sistema posee 2 válvulas de globo completamente abiertas, una a la salida del decantador y otra a la entrada del fermentador acético.
- La diferencia de alturas máxima entre la toma y descarga de fluido corresponde a la altura del fermentador acético igual a 3(m)=9,84(ft).

### Supuesto

- Se espera que los dos estanques estén ubicados consecutivamente, por lo tanto, el largo de la manguera conectora no debería superar los 5(m)=16,4(ft), por lo tanto, se realizará el balance de energía utilizando ese valor máximo.

Dado que la única condición que cambia respecto a la bomba anteriormente calculada es el nuevo caudal, se utilizará directamente la **ecuación 9.1**:

$$H_e = 9,84(ft) + \left( 0,02 \cdot \frac{16,4(ft)}{\frac{2}{12}(ft)} + 21,5 \right) \cdot \frac{0,0235^2 \left( \frac{ft^6}{s^2} \right)}{2 \cdot 32,16 \left( \frac{ft}{s^2} \right) 0,049^2 (ft^4)}$$

$$H_e = 9,92(ft)$$

A continuación, en la **Figura 33** se exponen las curvas características de una bomba de la compañía KSB, modelo 050-032-160.1, la cual posee capacidades cercanas al rango requerido dependiendo del diámetro de rodete. En esta figura, se intersectarán las curvas con los requerimientos determinados en cada caso para determinar el diámetro de rodete.

Para facilitar el posicionamiento de las rectas de caudal, se cambiarán las unidades de caudal a  $\left( \frac{m^3}{h} \right)$  :

- Bomba Prensa-Fermentador alcohólico:

$$Q = 40 \left( \frac{L}{min} \right) \cdot \left( \frac{m^3}{1.000 L} \right) \cdot \left( \frac{60 min}{h} \right) = 2,4 \left( \frac{m^3}{h} \right)$$

- Bomba Fermentador alcohólico - Decantador:

$$Q = 45 \left( \frac{L}{min} \right) \cdot \left( \frac{m^3}{1.000 L} \right) \cdot \left( \frac{60 min}{h} \right) = 2,7 \left( \frac{m^3}{h} \right)$$

- Bomba Decantador -Fermentador acético:

$$Q = 40 \left( \frac{L}{min} \right) = 2,4 \left( \frac{m^3}{h} \right)$$

**MegaCPK 050-032-160.1, n = 960 rpm**  
 HPK-L, Magnochem, Magnochem-Bloc, Meganorm

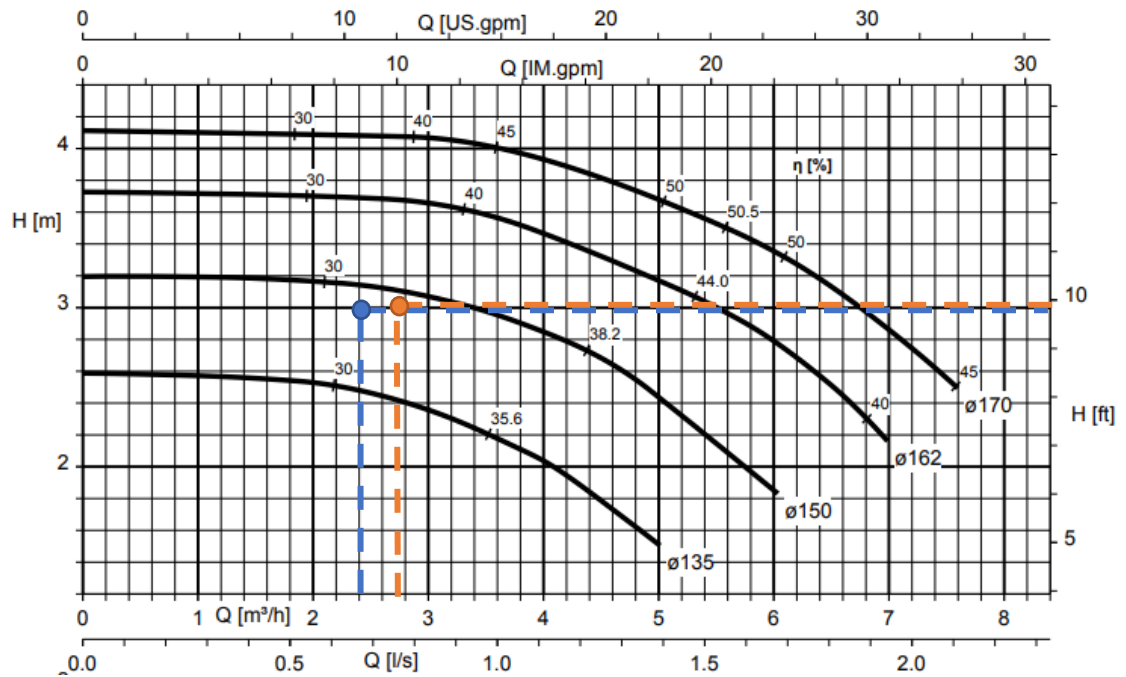


Figura 33: Curvas características para bomba KSB modelo 050-032-160.1 de 960 (rpm) [50].

En la **Figura 33**, se puede apreciar que las 3 bombas tienen requerimientos muy parecidos y necesariamente deben ser suplidos por el modelo con diámetro de rodete igual a 135 (mm). Para hacer coincidir con el caudal exacto simplemente se puede regular con las válvulas ubicadas en el punto de descarga, aunque, no es imperativo y dependerá de las circunstancias operacionales del momento.

## 8.5 Anexo E Modelo cinético para fermentaciones alcohólicas limitadas por disponibilidad de nitrógeno.

El siguiente modelo matemático ha sido desarrollado por A. Cramer et al., para predecir las curvas de consumo de azúcar en fermentaciones alcohólicas limitadas por la disponibilidad de nitrógeno. Basado en datos experimentales de fermentaciones con distintas concentraciones iniciales de nitrógeno y azúcar en el zumo, el modelo comprende; (1) crecimiento de levaduras limitado por nitrógeno, (2) tasas de consumo de azúcar y generación de etanol, (3) tasa de muerte celular proporcional al contenido de etanol y (4) consumo de nitrógeno. A continuación, se muestran las cinco ecuaciones diferenciales acopladas del modelo:

$$\frac{dX_A}{dt} = \mu \cdot X_A \quad ; \quad \mu = \frac{\mu_{max} \cdot N}{K_N + N} \quad (10.1)$$

$$\frac{dX_A}{dt} = \mu \cdot X_A - k_d \cdot X_A \quad (10.2)$$

$$\frac{dN}{dt} = -\frac{\mu \cdot X_A}{Y_{X/N}} \quad (10.3)$$

$$\frac{dE}{dt} = \beta \cdot X_A \quad (10.4)$$

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{\beta \cdot X_A}{Y_{E/S}} \quad ; \quad \beta = \frac{\beta_{max} \cdot S}{K_S + S} \quad (10.5)$$

Donde:

$X_A$ : Concentración de levaduras en (g/L)

$\mu$ : Velocidad de crecimiento específico ( $h^{-1}$ )

$\mu_{max}$ : Velocidad de crecimiento específico máxima ( $h^{-1}$ )

- $N$ : Concentración de nitrógeno en (mg/L)
- $K_N$ : Constante de Monod (g/L)
- $k_d$ : Tasa de muerte celular ( $h^{-1}$ )
- $Y_{X/N}$ : Coeficiente de rendimiento de biomasa a partir de nitrógeno (g biomasa/g nitrógeno)
- $E$ : Concentración de etanol (g/L)
- $\beta$ : Tasa de consumo específica de azúcar ( $h^{-1}$ )
- $\beta_{max}$ : Tasa de consumo máxima de azúcar (g etanol/g biomasa\*h)
- $S$ : Concentración de azúcar (g/L)
- $K_S$ : Constante de Monod
- $Y_{E/S}$ : Coeficiente de rendimiento de etanol a partir de azúcar (g etanol/g azúcar)

El modelo fue implementado en el software de Matlab, donde los parámetros utilizados fueron proporcionados en la misma publicación [26]. La siguiente tabla expone los parámetros del modelo recientemente expuesto:

<b>Parámetro</b>	<b>Símbolo</b>	<b>Valor</b>
<b>Tasa de crecimiento máxima</b>	$\mu_{max}$	0,16 ( $h^{-1}$ )
<b>Constante de Monod</b>	$K_N$	0,01 (g nitrógeno/L)
<b>Tasa de muerte celular</b>	$k_d$	0,0001 (L/g etanol · h)
<b>Coeficiente de rendimiento de biomasa a partir de nitrógeno</b>	$Y_{X/N}$	31 (g biomasa /g nitrógeno )
<b>Tasa de consumo máxima de azúcar (g etanol/g biomasa*h)</b>	$\beta_{max}$	0,3 (g etanol/g biomasa · h )
<b>Constante de Monod</b>	$K_S$	10 (g azúcar/L)
<b>Coeficiente de rendimiento de etanol a partir de azúcar</b>	$Y_{E/S}$	0,47 (g etanol/g azúcar )

Tabla 25: Parámetros del modelo usados en las simulaciones.

A continuación, las siguientes figuras muestran los resultados de la simulación, de las cuales se infiere que a partir de las 60 h de fermentación aproximadamente, se alcanza el estado estacionario.

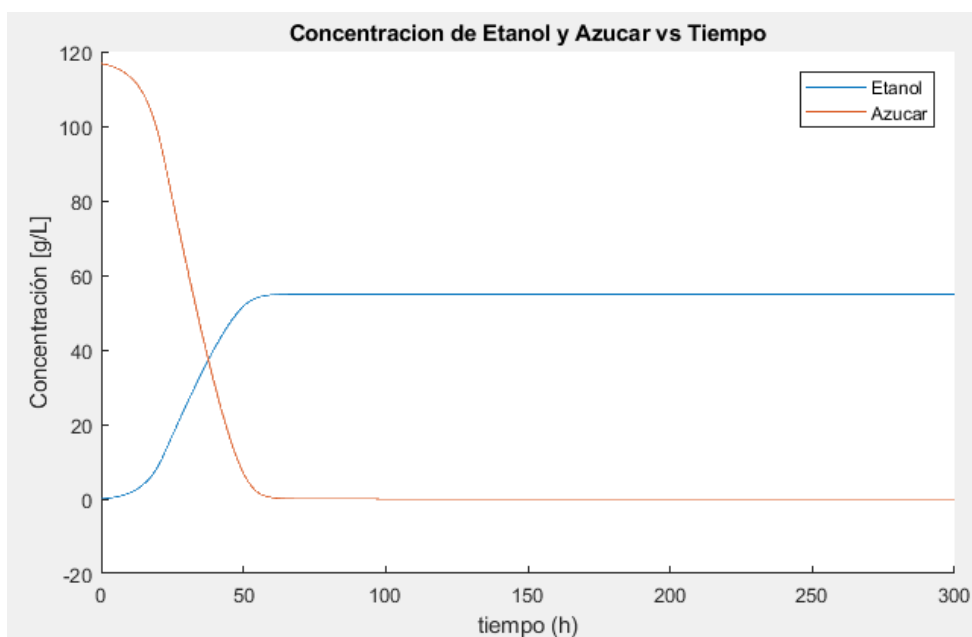


Figura 34: Curvas de consumo de azúcar y generación de etanol durante fermentación alcohólica.

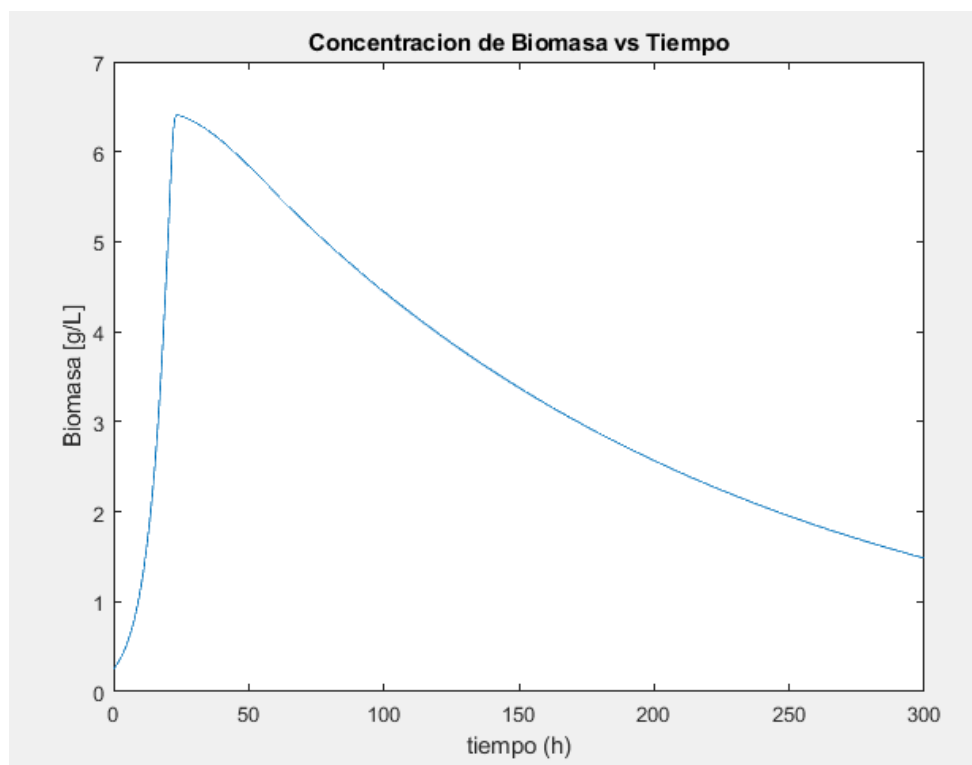


Figura 35: Concentración de biomasa total en modelamiento de fermentación alcohólica de la sidra.

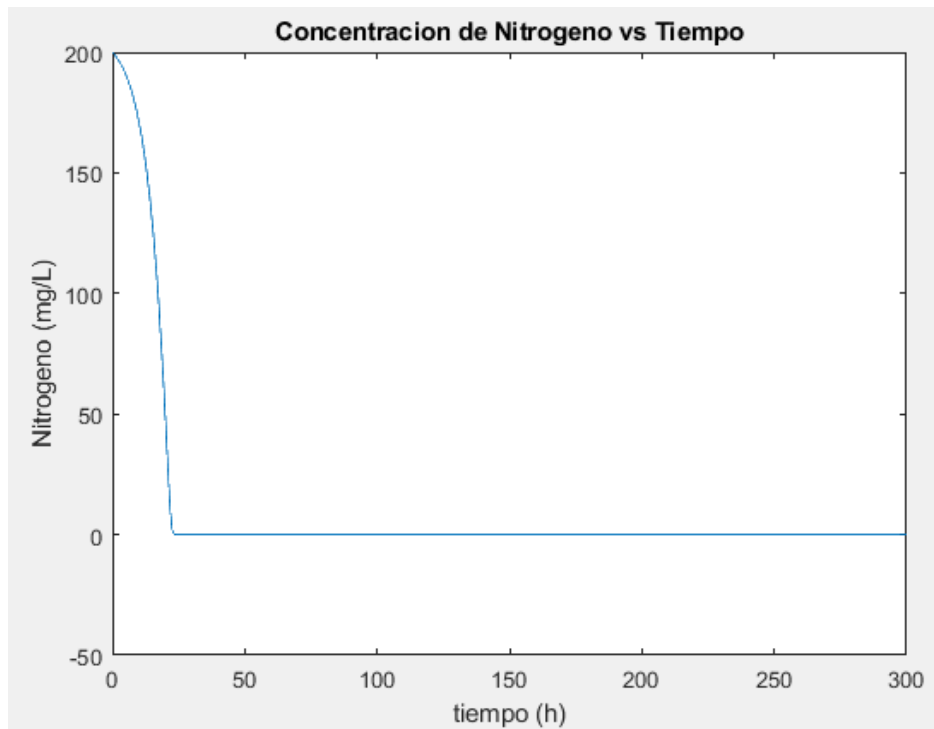


Figura 36: Curva para el consumo de nitrógeno en modelamiento de fermentación alcohólica de la sidra.

## 8.6 Anexo F Memoria de cálculo para consumo eléctrico asociado a la producción mensual.

Se calcula el consumo eléctrico en cada etapa y equipo del proceso productivo, considerando la producción mensual estipulada en el caso base, es decir, 2.000 L de vinagre.

### Extracción de zumo

Para producir 2.000 L de vinagre, se requieren según la **Tabla 4**, 1.876 kg de manzana. Por lo tanto, dada la capacidad del equipo de 700 kg/h y una potencia eléctrica de 6,27 kW, se calcula el consumo eléctrico de la siguiente manera:

$$\text{Consumo eléctrico (kWh)} = \text{Potencia eléctrica (kW)} \times \text{tiempo de operación(h)}$$

$$\text{Consumo eléctrico} = 6,27 \text{ (kW)} \times \frac{1876 \text{ (kg)}}{700 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)} = 16,8 \text{ (kWh)}$$

## Chiller y Calefactor fermentación alcohólica

Este equipo encargado del control de temperatura trabaja a tasas variables de consumo energético, ya que depende de la temperatura externa. Por lo cual, se calcula un consumo promedio mensual utilizando los datos de la **Figura 27**.

- Consumo promedio mensual calentamiento: 167 (kWh)
- Consumo promedio mensual enfriamiento: 5,6 (kWh)

## Chiller Y Calefactor en fermentación acética

Al igual que en el caso anterior, se toma el consumo promedio mensual de energía eléctrica de acuerdo con los datos expuestos en la **Figura 29**.

- Consumo promedio mensual calentamiento: 48,4 (kWh)
- Consumo promedio mensual enfriamiento: 204,8 (kWh)

## Microfiltración

De acuerdo con la **Tabla 11**, se requieren filtrar 253 L de vinagre por batch de producción, con lo cual, mensualmente se filtran 2.024 L de vinagre (8 batch mensuales). Se conoce, además, de acuerdo a los datos expuestos en la **Tabla 14**, la velocidad de filtración del equipo (100L/h) y su consumo eléctrico (1,5kW). El consumo eléctrico se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Consumo eléctrico (kWh)} = \text{Potencia eléctrica (kW)} \times \text{tiempo de operación(h)}$$

$$\text{Consumo eléctrico} = 1,5 \text{ (kW)} \times \frac{2.024 \text{ (L)}}{100 \left(\frac{\text{L}}{\text{h}}\right)} = 30,4 \text{ (kWh)}$$

## Llenadora de botellas

La **Tabla 16** expone las principales características del equipo, entre estas, la velocidad de llenado (670 L/h) y la potencia eléctrica (0,33 kW). Con lo cual, se obtiene el consumo eléctrico mensual del equipo:

$$\text{Consumo eléctrico (kWh)} = \text{Potencia eléctrica (kW)} \times \text{tiempo de operación(h)}$$

$$\text{Consumo eléctrico} = 0,33 \text{ (kW)} \times \frac{2.000 \text{ (L)}}{670 \left(\frac{\text{L}}{\text{h}}\right)} = 0,98 \text{ (kWh)}$$

## Bombas

De acuerdo con el balance de masa por operación unitaria presentado en la **sección 4.2** y teniendo en cuenta los 3 puntos donde se debe instalar cada

bomba, se obtiene la siguiente tabla con los volúmenes a transportar por cada bomba.

<b>Bombas</b>	<b>Volumen a transportar por batch (L)</b>
<b>1) Prensa - Fermentador Alc.</b>	168
<b>2) Fermentador Alc. - Decantador</b>	177
<b>3) Decantador - Fermentador Acético</b>	167
<b>TOTAL (L)</b>	512

Tabla 26: Volúmenes transportados por las 3 bombas consideradas en la producción de un batch de vinagre.

Dado que en el mes se producen en promedio 8 partidas, el volumen total transportado mensualmente equivale a 4096 (L). Por otro lado, la potencia eléctrica de cada bomba es de 0,35 (kW) y el caudal de trabajo es de 45 (L/min). En base a lo anterior, el consumo eléctrico asociado al transporte del fluido se calcula de la siguiente forma:

$$\text{Consumo eléctrico (kWh)} = \text{Potencia eléctrica (kW)} \times \text{tiempo de operación (h)}$$

$$\text{Consumo eléctrico} = 0,35 \text{ (kW)} \times \frac{4.096 \text{ (L)}}{45 \left(\frac{\text{L}}{\text{min}}\right) \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}}} = 0,53 \text{ (kWh)}$$

## Consumo eléctrico total

De acuerdo con los cálculos realizados en las secciones anteriores, se obtiene la siguiente tabla para compilar los consumos de energía eléctrica mensuales de cada equipo.

<b>Equipo</b>	<b>Consumo energético mensual (kWh)</b>
<b>Extractor de zumo</b>	16,8
<b>Chiller y calefactor Fermentador Alc.</b>	172,6
<b>Chiller y calefactor Fermentador Acético</b>	253,2
<b>Microfiltro</b>	30,4
<b>Llenadora de botellas</b>	0,98
<b>Bombas</b>	0,53
<b>TOTAL</b>	474,5

Tabla 27: Consumos eléctricos mensuales en kWh por equipo.

Por lo tanto, se obtuvo un consumo energético mensual de 474,5 (kWh), y considerando la producción mensual de 2.000 (L), se concluye que se

consumen aproximadamente 0,24 (kWh) por litro de vinagre de manzana producido.