



DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA
QUÍMICA, BIOTECNOLOGÍA
Y MATERIALES

FACULTAD DE CIENCIAS
FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
UNIVERSIDAD DE CHILE

Entrega Parcial N°3

Producción de Cerveza Artesanal

IQ5701-Taller de Diseño de Procesos

Grupo 10

Integrantes: Claudio Corvalán, Francisco González, Luciano Reyes, Javiera Rojas.

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

Profesores: Elisa Díaz, Javiera Riffo, Álvaro Olivera.

Fecha de entrega: 13 de Diciembre, 2018.

Resumen

El principal objetivo del proyecto es el diseño conceptual del proceso productivo de cerveza artesanal, junto con la realización de una evaluación económica, social y ambiental. Particularmente en esta entrega se adjuntan los resultados de balance de masa global y el dimensionamiento de 8 equipos utilizados en la línea productiva junto al diagrama de flujos del proceso.

A partir del balance de masa realizado, se estimó que para satisfacer el caso base (28.000 litros mensuales), se deben tratar aproximadamente 12.700 [kg] de materia orgánica y 29.200 [l] de agua, obteniendo un margen de seguridad del 9%. El balance de masa global posee un error de 0,047%.

Se obtiene un sobre-dimensionamiento de éstos. Los volúmenes calculados para cada equipo son acordes a las necesidades de la planta y condiciones de operación del proceso. También se presenta un diagrama de flujos del proceso dónde se consideran todas las etapas del proceso productivo de cerveza.

Al realizar un análisis detallado del proceso fue posible observar y comprender de manera completa la producción de la cerveza, por lo que en un futuro se pueden realizar distintos estudios para encontrar cervezas con mayor o menor grado alcohólico, de distinta consistencia o amargor o inclusive optimizar los tiempos de fermentación.

Como posibles proyecciones del proyecto se considera la implementación de un biodigestor para tratar los residuos frutales generados y la disminución de mermas.

1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. CONTEXTO	1
1.2. OBJETIVOS	1
1.3. CASO BASE	1
1.4. LÍMITE DE BATERÍA	1
1.5. PRESENTACIÓN DE LA ORGANIZACIÓN	2
2. DESARROLLO	2
2.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	2
2.2. BALANCE DE MASA GLOBAL	3
2.3. DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS	4
3. CONCLUSIONES	5
4. DIAGRAMA DE FLUJO	5
5. REFERENCIAS	6
6. ANEXOS	10
6.1. CASO BASE	10
6.2. DISTRIBUCIÓN PRODUCCIÓN Y PLANIFICACIÓN	12
6.2.1. ENCUESTA DE PREFERENCIA	12
6.2.2. PLANIFICACIÓN EMPRESA	13
6.3. CLORACIÓN	14
6.3.1. BALANCE DE MASA	15
6.3.2. CANALETA DE PARSHALL	15
6.3.3. FLOCULADOR DE FLUJO FORZADO	16
6.4. SEDIMENTADOR Y FILTRO DE LECHO MIXTO	17
6.4.1. BALANCE DE MASA	18
6.4.2. DIMENSIONAMIENTO SEDIMENTADOR ALTA TASA	19
6.4.3. DIMENSIONAMIENTO FILTRO LECHO MIXTO	22
6.5. REACTOR MACERACIÓN	24
6.5.1. BALANCE DE MASA	25
6.5.2. MODELACIÓN EN MATLAB	30
6.5.3. DIMENSIONAMIENTO REACTOR MACERACIÓN	36
6.6. FILTRO PRENSA	36
6.6.1. BALANCE DE MASA	37
6.6.2. DIMENSIONAMIENTO FILTRO PRENSA	39
6.7. INTERCAMBIADOR DE CALOR	40
6.7.1. BALANCE DE MASA	41
6.7.2. DIMENSIONAMIENTO INTERCAMBIADOR DE CALOR	42
6.8. FERMENTADOR	44
6.8.1. BALANCE DE MASA Y DIMENSIONAMIENTO	45
6.8.2. MODELACIÓN EN MATLAB.	48
6.8.3. DIMENSIONAMIENTO	52
6.9. CALDERA	52
6.9.1. BALANCE DE ENERGÍA	53

6.9.2. BALANCE DE MASA	56
6.9.3. DIMENSIONAMIENTO	57
6.10. SECADOR ROTATORIO	61
6.10.1. DIMENSIONAMIENTO	61
6.10.2. BALANCE DE MASA	64
6.11. MADURACIÓN	65
6.11.1. BALANCE DE MASA	65
6.11.2. DIMENSIONAMIENTO	66
6.12. WHIRLPOOL	67
6.12.1. BALANCE DE MASA	67
6.12.2. DIMENSIONAMIENTO	68

1. Introducción

1.1.Contexto

La cerveza es un producto que ha evolucionado a lo largo de la historia, y se ha visto beneficiada por los avances en ciencia y tecnología. Esta se genera a partir de la fermentación alcohólica que realizan ciertas especies de levaduras, las que se desarrollan en el caldo de cultivo denominado mosto¹, donde metabolizan los azúcares simples, liberando desechos celulares como etanol y dióxido de carbono, obteniendo como producto una bebida gaseosa con grado alcohólico.^[1]

Hoy en día, existe gran variedad de cervezas, principalmente en el sector artesanal. Grandes industrias cerveceras acaparan la mayor parte de la oferta de cerveza en el país, las que ofrecen principalmente productos estandarizados, filtrados, de color claro, que altera las características artesanales del producto. Es por esto, que a diferencia de las cervezas industriales, las artesanales son producidas a una menor escala, manteniendo la calidad y consistencia del producto. ^[1]

En Chile existe una gran diversidad de marcas de cerveza artesanal, cuya industria cuenta con gran aceptación en la población ^[2], sin embargo, esto no quiere decir que no sea posible realizar mejoras en este producto, sobre todo si se busca llevar las marcas locales a la oferta internacional. Desde la ingeniería de procesos se puede aportar innovando el proceso productivo para conseguir productos novedosos y de gran calidad para introducir en el mercado.

1.2.Objetivos

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

Para esta entrega en particular, se proponen como objetivos específicos definir el balance de masa global para el proceso, dimensionar los equipos involucrados en las distintas operaciones unitarias y definir el proceso, junto a la realización de un diagrama de flujos.

1.3.Caso Base

En base a lo expuesto en el Anexo 6.1, se determinó producir 28.000 [l/mes] de cerveza artesanal al cabo de 5 años desde el ingreso al mercado. Esta producción estará dividida en tres tipos de cervezas: Golden Ale con sabor a uva, American Ambar Ale con sabor a papaya e Imperial Stout de 8 grados de alcohol. El porcentaje en el que distribuirán las cervezas se determinó en base a una encuesta que se encuentra en Anexo 6.2.1, donde la producción mensual de la planta de cerveza Golden Ale e Imperial Stout será de un 30% cada una y Ambar Ale 40%.

El producto será distribuido en barriles de 20 [l] a pubs y bares que comercializan cerveza de barril a las comunas de Las Condes, La Reina, Providencia, Lo Barnechea, Vitacura, Ñuñoa y Santiago Centro, también presentado en el Anexo 6.1.

1.4.Límite de batería

Al proceso ingresan las siguientes materias primas: malta molida, lúpulo, levaduras, agua, frutas, floculantes, coagulantes, cloro y aditivos destinados a mejorar la etapa de fermentación.

La malta utilizada proviene de la empresa Maltexco en estado seco y los lúpulos provienen de la empresa GEOCORP, ambas empresas están ubicadas en Santiago y cuentan con servicio de distribución. La fruta se conseguirá de productores del Valle del Elqui donde la uva y papaya son características de la zona y se congelarán para tener un stock permanente. Las pulpas serán enviadas a la planta por los mismos proveedores.

El agua será directamente extraída desde pozos en la comuna de Quilicura. La levadura vendrá en cultivo líquido y se obtendrá de Patagonian Yeast ubicada en Temuco con el fin de promover el mercado chileno. Se utilizará una empresa de distribución externa para el traslado de la levadura.

A partir de éstas materias primas se produce la cerveza artesanal que será almacenada en barriles de 20 [l]. Los barriles serán distribuidos a los clientes mediante una empresa de transporte externa que será costado por la empresa.

1.5. Presentación de la organización

Organización: Cerveza Artesanal Chile se plantea como una empresa dedicada a la producción de cerveza artesanal con sabores frutales tales como papaya y uva. La empresa contará con una capacidad productiva de 28.000[l/mes], además de una planta con áreas asociadas a la innovación y control de calidad de la cerveza.

Misión: Producir cerveza artesanal con innovadores sabores frutales. Se propone una opción innovadora capaz de mantener los estándares de calidad de la cerveza artesanal. Bajo los pilares de excelencia, respeto, integridad y responsabilidad se espera reducir los residuos generados en la industria cervecera.

Visión: Ser un referente de la producción sustentable de cervezas artesanales a partir de la gestión y tratamiento de residuos sólidos, e innovación en sabores de cerveza en Chile..

2. Desarrollo

2.1. Descripción del proceso

Para la producción de cerveza artesanal, se propone un proceso que opera de forma batch. Este proceso, consta de distintas etapas las cuales son: tratamiento de agua, producción de cerveza y tratamiento de salidas secundarias.^{[1][35]}

En primer lugar, el agua debe pasar por un tratamiento de remoción de arsénico para ser utilizada en el proceso. La etapa de tratamiento de agua comienza con un proceso de cloración para oxidar el arsénico. Luego, se añaden coagulantes y floculantes en una canaleta Parshall, y para finalizar el tratamiento de agua, ésta se ingresa a un sedimentador y a un filtro de lecho mixto compuesto de arena, arcilla y antracita. Una vez que el agua se encuentra purificada, es almacenada en un tanque de almacenamiento.

Para comenzar la producción de cerveza, se añade agua y malta molida a un reactor batch, donde ocurre la operación unitaria de maceración. En esta etapa se hidroliza el almidón presente en la malta para alcanzar una mayor concentración de azúcares simples y generar el mosto. Luego, el mosto debe ser separado de las sustancias no disueltas para ser cocido mientras se añade el lúpulo. La cocción del mosto, ocurre en el mismo reactor del macerado, el cual es calentado por una caldera para llegar a la temperatura deseada.

Antes de ser fermentado, el mosto debe ser enfriado hasta la temperatura de fermentación. Esto ocurre gracias a dos intercambiadores de placas. Luego, en el fermentador,

se añade un cultivo líquido de levadura *Saccharomyces cerevisiae* para convertir los azúcares fermentables en etanol, hasta alcanzar las concentraciones de alcohol requeridas para cada cerveza.

Tras fermentar el mosto, se genera el producto deseado. La cerveza es almacenada en un tanque de almacenamiento donde ocurre la maduración para cada línea de cerveza. Durante la maduración, se añade la pulpa de fruta a las cervezas Ambar Ale y Golden Ale.

A partir del proceso de producción de cerveza, se obtienen ciertas salidas secundarias, tales como: orujo, residuos de levadura y residuos de fruta.

Los residuos de levadura, son secados en un secador rotatorio para poder comercializarla. El orujo, es utilizado para alimentar la caldera y así abastecer del poder calorífico necesario en la operación unitaria de cocción del mosto.

2.2. Balance de masa global

Se realiza un balance de masa global, en cada uno de los equipos, con la finalidad de determinar la cantidad de materia prima necesaria para cumplir con el caso base (mensual) y los desechos generados a lo largo del proceso productivo. Este análisis, se realizó contabilizando la producción total de cerveza, como se puede observar en la Tabla 1. El detalle de los resultados que se observan, se encuentra en los Anexos 6.3 a 6.12.

Tabla 1: Balance de masa global.

Sustancia	Entrada [kg/mes]	Salida [kg/mes]
Agua	29.149	5.701
Malta	7.628	--
Lúpulo	1.047	--
Levadura	91	378
Aditivos	132	--
Fruta	3.899	3.899
Aire	9.137.599	9.136.011
Cerveza	--	31.795
Mosto	--	622
Orujo	--	2.988
CO2	--	2.119
Error%	0,0477	

A partir de los datos presentados, se observa que para producir 31.795 [kg] de cerveza mensual, (equivalente a 30.872 [l]) se necesitan 12.665 [kg] de materia orgánica que se obtiene a partir de los proveedores, junto con una cantidad de 29.149 [kg] de agua, que se extrae desde el pozo de la planta.

De esta forma, se genera como subproducto una cantidad de levadura de 378 [kg/mes] que se venderán como alimento suplementario para animales^[44] y una cantidad de residuos orgánicos (orujo) de 2.998 [kg], los cuales serán donados a METROGAS (empresa productora de biogás).

Además, con respecto al producto de interés, se generan 2.571 [l] por sobre el caso base, es decir, se cuenta con un margen de seguridad del 9% mensual. Esta cantidad se produce con el objetivo de satisfacer siempre la demanda, incluso en periodos en que esta varíe, en caso contrario, el producto es almacenado como inventario.

Se obtiene un error de 0,047% en el balance de masa global, generándose aproximadamente 3.956 [kg], lo cual no es posible debido al principio de conservación de masa.

2.3.Dimensionamiento de equipos

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

Tabla 2: Dimensionamiento de equipos.

Sedimentador		
Número de placas	4	-
Volumen	85	[l]
Filtro lecho mixto		
Número de filtros	2	-
Volumen de un lecho	70	[l]
Reactor Batch: Maceración		
Tiempo de residencia	50	[min]
Volumen	17	[m ³]
Filtro prensa		
Número de placas	4	-
Área de cada placa	4	[m ²]
Área total de filtrado	13,84	[m ²]
Intercambiador de calor 1		
Número de platos	17	-
Área	8,06	[m ²]
Intercambiador de calor 2		
Número de platos	34	-
Área	9,9	[m ²]
Reactor Batch: Fermentador		
Tiempo máx. residencia	15	Días
Volumen	15	[m ³]
Caldera		
Altura	7	[m]
Diámetro	1	[m]
Secador rotatorio		
Altura	1	[m]
Diámetro	4,487	[m]

Con respecto a los resultados obtenidos del dimensionamiento de equipos, es importante mencionar que los supuestos considerados pueden afectar los valores obtenidos. En primer lugar, los cálculos fueron realizados utilizando datos bibliográficos que no necesariamente coinciden con las condiciones de operación establecidas en el proceso. En particular, los parámetros enzimáticos considerados en la maceración y fermentación se obtuvieron a 50°C, y en el proceso de producción de cerveza se utilizan otras temperaturas (Anexos 6.5 y 6.8). Ambos reactores batch se dimensionan a partir del mayor volumen requerido de mosto y cerveza, que corresponde a los volúmenes necesarios para la producción de la cerveza Ambar Ale. Esto otorga un margen de seguridad tanto en los reactores, como el

los demás equipos dimensionados, para la producción de las otras dos líneas (Imperial Stout y Golden Ale).

Por otro lado, es posible encontrar en el mercado los distintos equipos dimensionados. Además, la planta productora de cerveza no requerirá un espacio de gran magnitud ya que los equipos dimensionados no ocupan un volumen superior a 60 [m³].

3. Conclusiones

Los resultados presentados en este informe se centran en la realización del balance de masa global, el dimensionamiento de equipos y el diagrama de flujos necesarios para la producción de tres tipos de cerveza artesanal. Con respecto al balance de masa global del proceso, se considera la producción necesaria de cerveza para satisfacer el caso base. Se estima que es necesario utilizar cerca de 30.000 [kg/mes] de agua, 7.600 [kg/mes] de malta y 1000 [kg/mes] de lúpulo para producir mensualmente 32.000 litros de cerveza aproximadamente.

Respecto al error del 0,0477% obtenido en el balance de masa global, si bien, esta cantidad es despreciable con respecto al flujo de alimentación total, resulta de suma importancia realizar un análisis detallado en cada equipo, en donde sea posible inferir a que compuesto específico se atribuye este error, ya que afectará en distinto grado dependiendo de a que corresponda esta masa (aire, levadura, aditivos, entre otros) al proceso global.

Los errores tanto en el balance de masa global como en el dimensionamiento de equipos, pueden estar relacionados a la toma de supuestos durante los cálculos realizados, o debido a datos bibliográficos considerados en condiciones de operación distintas a las trabajadas.

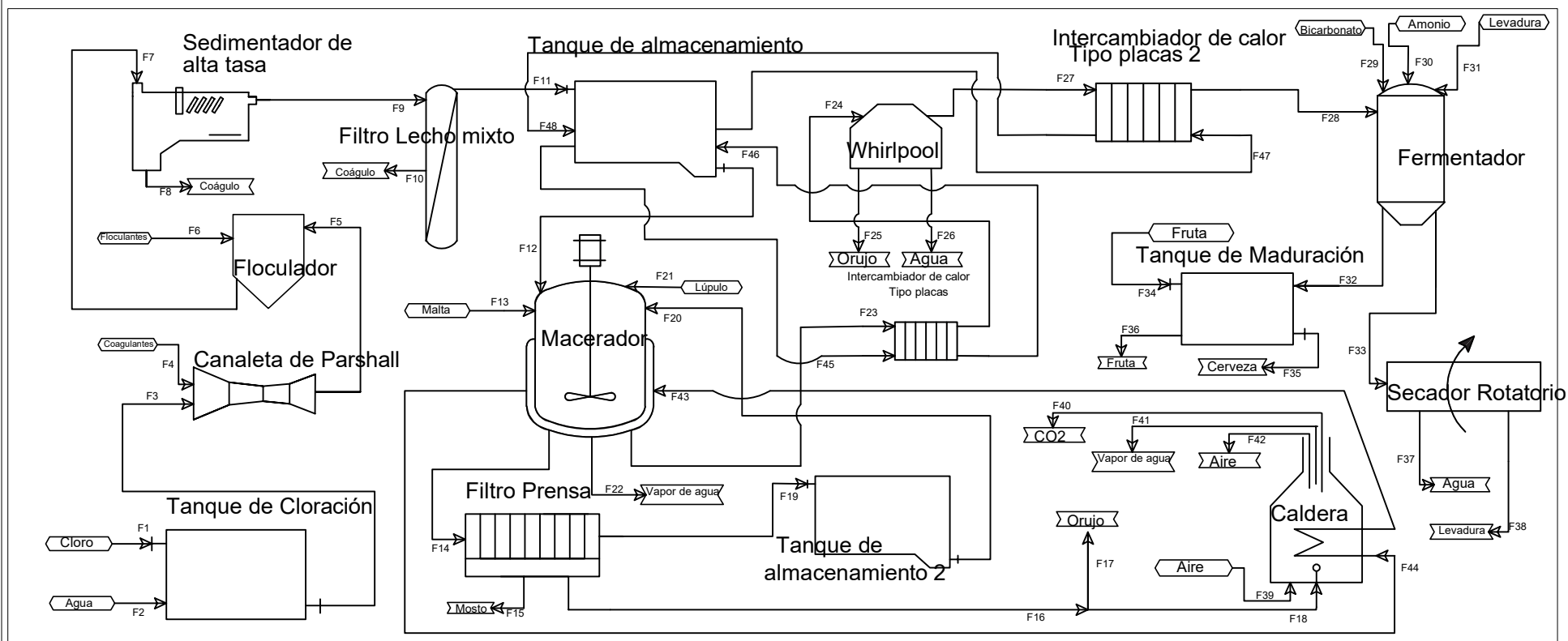
La caracterización de la malta es de gran importancia para alcanzar las propiedades requeridas en el producto final, es en base a esta que se calcula la cantidad necesaria y los tiempos de operación de los distintos equipos, para alcanzar el producto deseado.

Al realizar un análisis detallado del proceso fue posible observar y comprender de manera completa la producción de la cerveza, por lo que en un futuro se pueden realizar distintos estudios para encontrar cervezas con mayor o menor grado alcohólico, de distinta consistencia o amargor o inclusive optimizar los tiempos de fermentación.

Por otro lado, es posible ver que existe una merma de mosto de 622 [kg/mes], cantidad no despreciable. Este líquido fermentativo se pierde en los procesos de filtración, por lo que se propone para un futuro investigar sobre otros equipos de filtrado de manera tal de reducir las pérdidas, ya que, de esta manera se obtendrá un proceso más óptimo, evitando gastos adicionales en el tratamiento de residuos a futuros.

Finalmente, como proyección del presente proyecto, se puede considerar dimensionar un biodigestor para generar biogás a partir de los residuos orgánicos, especialmente a partir de los residuos frutales. A futuro se puede considerar un margen de seguridad para el dimensionamiento de todos los equipos.

4. Diagrama de flujo



5. Referencias

Contexto:

[1] Rubén Sancho Saurina. Diseño de una micro-planta de fabricación de cerveza y estudio de técnicas y procesos de producción. Memoria para optar al grado de Ingeniería Química. Barcelona, España. Universitat Politècnica de Catalunya, Departamento de Ingeniería Química. 2015.

[2] Guillermo Bascur Palacios. Plan de negocios de una cervecería artesanal en la región metropolitana. Memoria para optar al título de Ingeniero Civil Industrial. Santiago de Chile. Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas. 2013.

Caso Base:

[3] FERNÁNDEZ Retamales, Pablo Ignacio. Plan de negocios para la expansión de una fábrica de cerveza artesanal. Memoria (Título de Ingeniero Civil Industrial). Santiago, Chile. Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, 2015. pág 26 a 28.

[4] ACECHI. El consumo de la cerveza sube como espuma. [en línea] <<http://www.acechi.cl/home/el-consumo-de-cerveza-sube-como-la-espuma/>> [consulta: 15 Octubre 2018].

[5] Consumo de cerveza artesanal crece 15% en Chile, acoplándose a tendencia mundial. 2017. El mercurio, Economía y negocios, por Catalina Iturriaga, Santiago, Chile, 31 de Julio.

[6] Crece consumo de cerveza artesanal en Chile. María Alejandra López. [en línea] <<https://www.america-retail.com/estudios-consumidores/estudios-crece-consumo-de-cerveza-artesanal-en-chile/>> [consulta: 5 de Octubre de 2018].

[7] Censo comuna por comuna. Instituto Nacional de estadísticas. [en línea] <<https://www.emol.com/noticias/Economia/2017/12/22/888510/El-nuevo-mapa-de-la-poblacion-en-Chile-Revisa-los-datos-del-Censo-comuna-por-comuna.html>> [consulta: 5 de Octubre de 2018].

Cloración:

[8] El Surtidor S.A. México. [en línea] <<https://www.surtidor.com/tanque-estacionario-tatsa-horizontal-180-litros-blanco-16029913040.html>> [Fecha de consulta: 3 Noviembre 2018].

Sedimentador y Filtro lecho mixto:

[9] Jairo Alberto Romero Rojas. Potabilización del agua. Tercera edición. Bogotá. Escuela de Colombiana de ingeniería. 2009. P143-145.

[10] Herrera Delgado, Juan Sebastián. Melo Parra, Anderson. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA PILOTO PARA EL TRATAMIENTO DE AGUA POTABLE EN EL LABORATORIO DE

LA UNIVERSIDAD CATOLICA DE COLOMBIA. Trabajo de grado para optar al título de ING civil. Bogotá. Universidad de La Salle, facultad de ingeniería, 2016. P54-55.

[11] Ortiz. MF. Rincón, A. Herrera, OF. Esquema para el dimensionamiento de unidades de sedimentación de alta tasa de flujo ascendente. Manizales, Colombia. Universidad Católica de manizales, facultad de ingeniería y arquitectura. 2014 P31-33.

[12] Chavarro Rodríguez, Daniel Alfonso. DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA POTABLE DE 2 LTS/S PARA UNA POBLACION DE 750 HABITANTES. Bogotá, Universidad Militar Nueva Granda, Especialización en planeación y manejo integral de los recursos naturales. 2014. P9-11.

[13] “DIAGNÓSTICO DE CALIDAD DE AGUAS SUBTERRÁNEAS EN LA REGIÓN METROPOLITANA- COMPLEMENTARIO DIAGNÓSTICO PLAN MAESTRO DE RECURSOS HÍDRICOS REGIÓN METROPOLITANA DE SANTIAGO”. Santiago. 2016 [en línea]. P107-P110

[14] Fernández Acuña, Sebastian Ignacio, TRATAMIENTO Y DISPOSICIÓN DE AGUAS RESIDUALES DE PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA POTABLE EN CHILE. Trabajo para optar al título de Ingeniero civil . Santiago. Universidad de Chile, FCFM. 2015. P21 y P30.

[15] Propiedades del agua a distintas temperatura. <<http://fluidos.eia.edu.co/fluidos/propiedades/viscosidad/unidadesvis.html>> [En línea] [fecha de consulta: 12 de noviembre].

[16] Ángel Delgadillo, Jeimmy Catalina. Morales Carreño, Yurany Lisseth. PROPUESTA PARA EL DISEÑO PRELIMINAR DE UN SISTEMA DE POTABILIZACIÓN DE AGUA SUBTERRÁNEA EN UNA INSTITUCIÓN EDUCATIVA UBICADA EN EL MUNICIPIO DE CHIMICHAGUA CESAR. Programa de ingeniería ambiental y sanitaria. Bogotá. Universidad de La Salle, facultad ingeniería. 2016. P81-89.

[17] Herrera Delgado, Juan Sebastián. Melo Parra, Anderson. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA PILOTO PARA EL TRATAMIENTO DE AGUA POTABLE EN EL LABORATORIO DE LA UNIVERSIDAD CATOLICA DE COLOMBIA. Trabajo de grado para optar al título de ING civil. Bogotá. Universidad Católica de Colombia, facultad de ingeniería, 2016. P57-58.

Reactor Maceración:

[1] Rubén Sancho Saurina. Diseño de una micro-planta de fabricación de cerveza y estudio de técnicas y procesos de producción. Memoria para optar al grado de Ingeniería Química. Barcelona, España. Universitat Politècnica de Catalunya, Departamento de Ingeniería Química. 2015.

[18] G.P.Fox. Chemical Composition in Barley Grains and Malt Quality. University of Queensland, Australia, 2010.

[19] Dennis E. Briggs, Chris A. Boulton, Peter A. Brookes and Roger Stevens. Brewing Science and practice. 1era edición. Florida, USA, 2000.

[20] A model for the prediction of fermentable sugar concentrations during mashing. Tatu Koljonen, Jari J. Jamalainen, Katharina Sjöholm, Kristi Pietilä. Journal of food engineering. 1994.

[21] L. Améstica, "REACTORES AGITADOS: DIMENSION DE REACTOR, TIPOS DE AGITADORES," 2018.

Filtro prensa:

[22] Kilma, M. S.; Arnold, Barbara J.; Munjack, J.; Barry, B. (2013). Application of a Pilot-Scale Plate Filter Press in Dewatering Coal Slurries. Society for Mining, Metallurgy and Exploration (SME). pp. 42–50.

[23] SHANGHAI DAZHANG. Filtro multicapa acero inoxidable. [en Línea]<https://www.dzfilter.com/product/Stainless_steel_multilayer_filter-es.html?gclid=CjwKCAiAt4rfBRBKEiwAC678KTKIhkjNv0Iw8ug_Knn_yFzyjRVd5xFC8o17B0lnRB5nyPq_diNL6BoCfuUQAvD_BwE#S2>[consulta: 19 de Noviembre].

[24] C.J.Geankoplis. 1998. Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias. Tercera Edición. México. Continental, S.A. DE C.V. 893-900.

[25] KOLAWOLE, AGBETOYE, OGUNLOWO, SAMUEL.2012. Determination of Juice Removal Difficulty from Mash Cake in Cassava Mash Dewatering Operation.Nigeria. Leonardo Electronic Journal of Practices and Technologies. Pag 188

Intercambiador de calor:

[26] BREWTOAD. Home Brews For Fall. [en línea]<<https://www.brewtoad.com/>>[consulta: 19 de Noviembre 2018].

[27] Propiedades del agua a distintas temperatura. <<http://fluidos.eia.edu.co/fluidos/propiedades/viscosidad/unidadesvis.html>> [En línea] [consulta 12 de noviembre].

[28] Alfalabal. Intercambiadores de calor de placas y bastidor con juntas. [en línea].<<https://www.alfalaval.es/productos-y-soluciones/heat-transfer/intercambiadores-de-calor-de-placas/intercambiadores-de-calor-de-placas-y-bastidor-con-juntas/>> [consulta: 15 de Noviembre].

[29] M.J. González, "Proyectos de fin de carrera de Ingeniería Química. Universidad de Cádiz"[en Línea].<<https://rodin.uca.es/xmlui/bitstream/handle/10498/6446/33262846.pdf?sequence=1>> [consulta: 8 de Noviembre 2018].

[30] Rubén Sancho Saurina. 2015. Diseño de una Micro-Planta de fabricación de cerveza y estudio de técnicas y procesos de producción. Ingeniería Química. Barcelona. Universitat Politècnica de Catalunya. Pag 72.

Reactor fermentación:

[31] National Institute of Standards and Technology. 2018. Libro del Web de Química. [en Línea]<<https://webbook.nist.gov/chemistry/>> [consulta: 10 de Noviembre 2018]

[32] Gee, D. A., & Ramirez, W. F. (1994). A flavour model for beer fermentation. Journal of the Institute of Brewing, 100(5), 321-329

[33] BREWTOAD. Home Brews For Fall. [en línea]<<https://www.brewtoad.com/>>[consulta: 19 de Noviembre 2018]

[34] Rittmann, B. E., & McCarty, P. L. (2012). Environmental biotechnology: principles and applications. Tata McGraw-Hill Education.

[35] Dennis E. Briggs, Chris A. Boulton, Peter A. Brookes, Roger Stevens. Brewing Science and practice. Cambridge England. Woodhead Publishing Limited. 2004. pag 44, 477

[36] McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit operations of chemical engineering* (Vol. 1130). New York: McGraw-hill.

Caldera:

[37] BREWTOAD. Home Brews For Fall. [en línea]<<https://www.brewtoad.com/>>[consulta: 19 de Noviembre 2018].

[38] GERARDO ARIAS. 1991. Calidad industrial de la cebada cervecera. Montevideo, Uruguay. INIA. Pag 28.

[39] Perry, J. H. (1950). Chemical engineers' handbook.

[40] (2018). [en línea], <<http://catalog.conveyorspneumatic.com/Asset/FLS%20Specific%20Heat%20Capacities%20of%20Gases.pdf>>

[41] (2018). [en línea], Correlaciones para la convección forzada <<https://lopezva.files.wordpress.com/2011/10/correlaciones-para-la-conveccion-forzada.pdf>>

[42] Dunbar, R.C. Deriving the Maxwell Distribution J. Chem. Ed. 1982, 59, 22-23.

[43] Introduction to Biomass Combustion - eXtension. (2018). Retrieved from <https://articles.extension.org/pages/31758/introduction-to-biomass-combustion>.

Secador rotatorio:

[44] Páramo, L., Picado, A., Bojorge, R., & Martínez, J. (2002). DISEÑO DE UN SISTEMA SEPARADOR SECADOR PARA LA RECUPERACIÓN DE CERVEZA RESIDUAL Y SECADO DE LA LEVADURA CON FINES A SU UTILIZACIÓN COMO ALIMENTO ANIMAL.

[45] McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit operations of chemical engineering* (Vol. 1130). New York: McGraw-hill.

[46] Battley, E. H., Putnam, R. L., & Boerio-Goates, J. (1997). Heat capacity measurements from 10 to 300 K and derived thermodynamic functions of lyophilized cells of *Saccharomyces cerevisiae* including the absolute entropy and the entropy of formation at 298.15 K. *Thermochimica acta*, 298(1-2), 37-46.

Maduración:

[47]: profile, V. (2018). Papaya Citra Pale Ale Tasting | The Mad Fermentationist - Homebrewing Blog. En línea: <<https://www.themadfermentationist.com/2010/05/papaya-citra.html>>

6. Anexos

6.1.Caso Base

El proyecto que se desea llevar a cabo corresponde a la elaboración de una cerveza artesanal Premium la cual será distribuida en barriles de 20 [l] a locales comerciales como pubs, bares y restaurantes. A continuación, se justifica la demanda exacta a cubrir.

Primero que todo, se busca elaborar una cerveza Premium que garantice calidad y una grata experiencia a los consumidores. De esta manera, el público objetivo al que apunta la empresa corresponde a hombres y mujeres entre 18 y 45 años, es decir, adultos, jóvenes, trabajadores, ejecutivos, en su mayoría con poder adquisitivo. Este público, dispuesto a experimentar productos nuevos, corresponden a consumidores innovadores y siguen las tendencias mundiales. Así, las comunas en las cuales se realizará la venta de la cerveza Premium corresponden a: Quilicura (debido a la localización de la planta), Las Condes, La Reina, Providencia, Lo Barnechea, Vitacura, Ñuñoa y Santiago Centro [7]. En este sector existe la mayor cantidad de locales que comercializan cerveza artesanal. Sin embargo, como se desea vender la cerveza en formato barril, se propiciará el producto en pubs, bares y restaurantes o fuentes de soda, ya que en ellos, se vende cerveza en formatos de shop o pitcher. Este formato, es elegido debido a que existe una menor competencia de comercialización, ya que los locales pueden llegar a vender entre 40 y 50 marcas de cerveza artesanal formato barril mientras que en botella pueden llegar a vender 300 marcas de cervezas [3].

Se tiene que el consumo de cerveza per cápita en Chile se ubica en 46 litros para el 2016 [4] con un crecimiento entre el 3% y 4% anual [5], proyectando para el 2020 un consumo de 54,5 litros per cápita. Además, se estima que, dentro de todo el mercado de la cerveza, el 15% equivale a cerveza artesanal, la cual ha tenido un explosivo crecimiento durante los años y se proyecta que se estabilizará quedando en un 15% anual [6]

Por otro lado, la demanda se estima utilizando un método cuantitativo buscando ser una marca bien posicionada. Para estar en esta categoría la marca debe lograr vender entre 7 y 30 barriles entre 10 y 15 locales considerando barriles de 50 litros. Modificando estos datos a litros significa que se deben comercializar entre 3500 [l/mes] y 22500 [l/mes]. Con el fin de estar en este rango de posicionamiento y analizando el crecimiento del mercado nacional, se toma un

promedio del rango anterior y se espera entrar al mercado el año 2020 con una producción de 14.000 [l/mes]. Esta producción se determina considerando abarcar el 46% del gap de lo generado por el mercado de cerveza artesanal en las comunas objetivo en ese año, cabe destacar que el escenario que busca abarcar es casi el 50% de la demanda esperada, esto hace que sea un supuesto fuerte el considerar que el crecimiento de otras marcas no interferirá en la entrada de la marca al mercado, luego de eso se toman valores de crecimiento relativamente pequeños de acuerdo con el aumento del 15% anual de producción de cerveza artesanal propia. Para este cálculo se considera la población de las comunas que es 1.544.063 [Habitantes] ^[7], consumo per cápita proyectada al año 2020, crecimiento anual y la participación de la cerveza, la cual se considera estable alrededor de los años al igual a los habitantes de las comunas.

$$Gap = [Habitantes] \cdot Consumo \text{ per cápita} \cdot Participación \text{ cerveza artesanal en el mercado} \cdot Crecimiento \text{ anual del mercado} \quad (1)$$

$$Gap = 1544063 [Hab] \cdot 52,44 \left[l \cdot \frac{año}{Hab} \right] \cdot 0,15 \cdot 0,03 = 364428,5 \left[\frac{l}{año} \right] \quad (2)$$

$$Gap \text{ a abarcar} = \frac{14000 \left[\frac{l}{mes} \right]}{364428,5101 \left[\frac{l}{año} \right] \cdot \frac{1 [año]}{12 [meses]}} = 0,46 \% \quad (3)$$

Esto es utilizando la proyección de consumo per cápita para el año 2020, considerando un aumento del 3% anual desde los 46 [L/año] del año 2016.

Comenzando con una producción inicial de 14.000 [l/mes], se puede proyectar el aumento de la oferta considerando que el mercado de cervezas artesanales está en un crecimiento exponencial y se espera que en unos años se estabilice en un 15% de crecimiento anual, por lo cual se considera la cota inferior que es el 15% ^[6]. Por lo cual al décimo año de funcionamiento de la empresa se tendrá una producción de 56.690 [l/mes]. Con estos antecedentes se planifica una reinversión a los 5 años de iniciado el negocio.

Se define una producción de 28.000 [l/mes] como caso base que es la producción a los 5 años del ingreso al negocio. Luego de los 5 años se planifica expandir la planta duplicando los equipos ya dimensionados, para alcanzar una capacidad productiva de 56.000 [l/mes] en un tiempo de 10 años.

A modo de distribuir la producción de los sabores, se realizó una encuesta con un universo de 105 personas para analizar las preferencias de los consumidores de los distintos tipos de cerveza. La encuesta determinó que la cerveza Ambar Ale será la de mayor producción con un 40% del total mensual y la cerveza Golden Ale y Imperial Stout se dividirán en 30% cada una. Esta encuesta se encuentra en el Anexo 6.2.1.

Además, se genera una planificación que considerando los tiempos de fermentación y la producción mensual que se requiere, solo se necesite dos fermentadores, esta se encuentra en el Anexo 6.2.2, contiene varios meses de producción y se ve como se cumplen todos los requerimientos.

6.2.Distribución producción y planificación

6.2.1. Encuesta de preferencia

Se realiza una encuesta con el fin de distribuir la producción de sabores en la planta, ésta posee tres preguntas y se obtuvieron 93 respuestas.

El primero filtro fue si la persona consume cerveza, en la cual 86 personas respondieron Sí y 7 No.

¿Usted consume cerveza?

93 respuestas

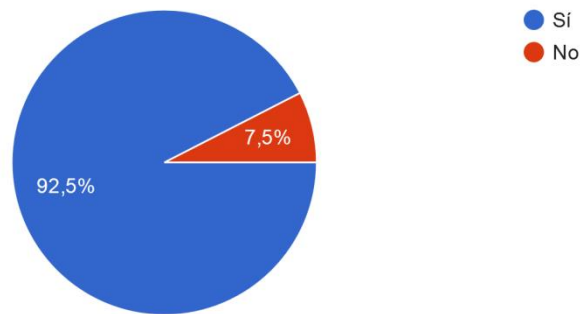


Figura 1: Resultados pregunta 1 del cuestionario

Se tomó solo a la gente que respondió de forma afirmativa a la pregunta anterior. La segunda pregunta realizada fue ¿tiene entre 18 y 45 años? Donde 75 personas respondieron que sí y 11 negativamente.

¿Tiene entre 18 y 45 años?

86 respuestas

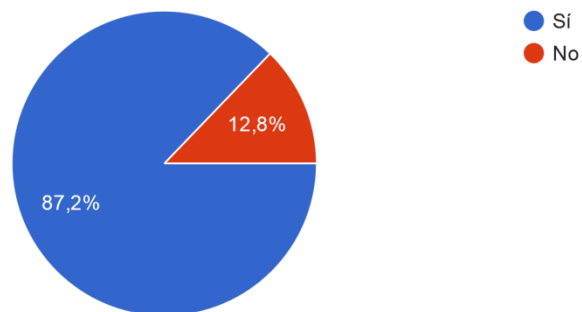


Figura 2: Resultados pregunta 2 del cuestionario

Finalmente, con el último filtro se pasa a la preferencia por sabor de cerveza considerando a la gente de la edad objetivo. El resultado se puede apreciar en el siguiente gráfico.

De estas tres opciones, ¿cuál preferiría?

75 respuestas

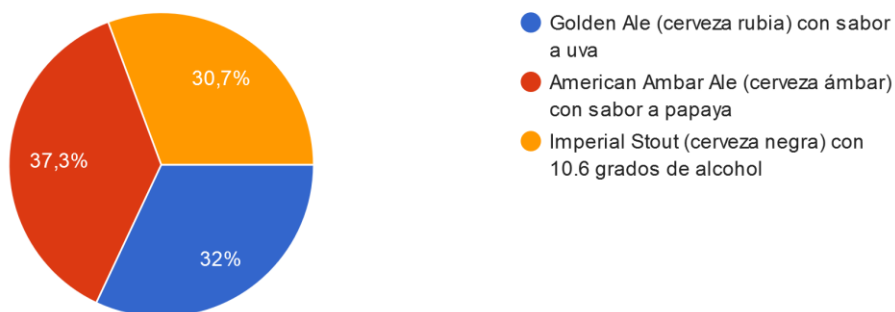


Figura 3: Resultados pregunta 3 cuestionario.

Por lo tanto se determina que la producción será 40% destinada a la cerveza American Ambar Ale y las otras dos tendrán un 30% de la producción.

6.2.2. Planificación empresa

Se determina una planificación capaz de cumplir con la producción mensual de cada estilo de cerveza, para comprender de mejor manera la planificación se adjunta una leyenda del tiempo que le toma a cada cerveza completar su proceso productivo, cada celda es un día en la planificación, todas tienen una fermentación primaria de 7 días, donde el color es más intenso, y luego viene su maduración, donde se aprecia que la cerveza Stout es la que posee un mayor tiempo de maduración.

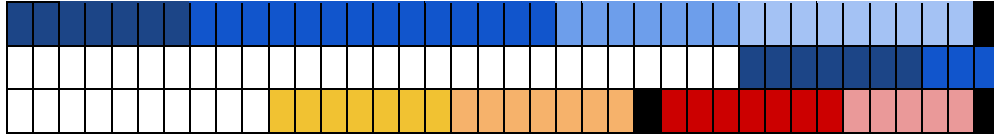
Tabla 3: Leyenda planificación empresa

	Fermentación	Maduración																											
Stout																													
American Ale																													
Golden Ale																													
Lavado equipos																													

Como se puede ver en la tabla 2 a la empresa le cuesta un poco más de un mes comenzar a comercializar el producto.

Tabla 4: Planificación, primer mes de producción.

Semana0	Semana 1	Semana 2	Semana 3	Semana 4
---------	----------	----------	----------	----------



Como se puede ver a la cuarta semana ya todos los procesos estar terminados y están listos para ser despachados.

Tabla 5: Planificación, segundo mes de producción.

Semana 5	Semana 6	Semana 7	Semana 8
Yellow	Orange	Red	Pink
Blue	Blue	Blue	Blue
White	White	White	White

Nuevamente los tres estilos están listos antes del final del mes.

6.3. Cloración

El proceso comienza con la extracción del agua de pozo. Para que el agua pueda ser utilizada en el proceso de fabricación de cerveza esta debe pasar por un tratamiento para remover el arsénico presente en los pozos de Quilicura. Este proceso consiste en una cloración del agua, con el propósito de oxidar el arsénico de su estado de oxidación III a V, luego se pasa a una coagulación en una canaleta Parshall, y luego se procede a una floculación. Estas tres etapas consisten en un pretratamiento del agua para la remoción de arsénico ^[13].

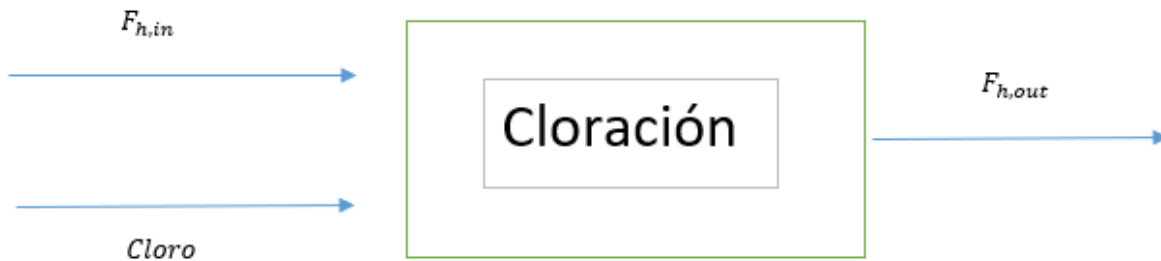


Figura 4: Diagrama Proceso de Cloración

La cloración consiste en que al agua se agregue una pequeña dosis de cloro durante 30 minutos, por lo que es un proceso batch, y ya que el proceso de tratamiento de agua es continuo se determina que tienen que ser tres tanques de cloración que se carguen y descarguen con un caudal de 0,1 [l/s]. Con estos tres cada uno estaría en una fase diferente que dura 30 minutos, uno se estaría cargando otro descargando y el final estaría en proceso de cloración ^[14].

6.3.1. Balance de masa

Para la cloración se necesita saber cuánto volumen tendrá cada tanque, luego de obtener esto, se necesita encontrar la cantidad de cloro que se tiene que agregar la que se espera sea muy pequeña.

6.3.1.1. Datos a utilizar

Para realizar el balance de masa del equipo se cuenta con el requerimiento de agua del proceso de producción de la cerveza Ambar y su respectiva composición inicial de arsénico.

Tabla 6: Caracterización tanque de cloración.

Volumen	Magnitud (l/batch)	Concentración cloro [mg/l]
V	180	0,55

Como la salida de la cloración es a otro equipo de pretratamiento sin ninguna salida, el flujo siendo el mismo solo que una concentración de 0,55 [mg/l] de cloro.

Por catálogo se obtiene un tanque de cloración con las siguientes características [8].

Tabla 7: Dimensiones tanque de cloración

Dimensiones del equipo	Símbolo	Magnitud	Unidades
Diámetro	d	0,48	[m]
Altura	a	0,53	[m]
Largo	l	1,05	[m]
Capacidad	C	180	[l]

6.3.2. Canaleta de Parshall

En la canaleta de Parshall se produce coagulación, donde el arsénico presente comienza a aglomerarse para luego ser removido. Este equipo fue obtenido por catálogo para un caudal de 0,1 [l/s] [CP]. La cantidad de coagulante que se ingresa es calculado en el tratamiento de agua posterior, esto para alcanzar los requerimientos necesarios para el agua.



Figura 5: Diagrama de canaleta de Parshall

Las medidas obtenidas se presentan en la siguiente Tabla 8 [12]:

Tabla 8: Dimensionamiento de Canaleta de Parshall

Dimensiones del equipo	Símbolo	Magnitud	Unidades
Ancho garganta de la canaleta	W	2,5	[cm]
Longitud inclinada canal en reducción antes de garganta	A	36,3	[cm]
Localización del piezómetro en la pared de la canaleta para medir caudal	2A/3	24,2	[cm]
Longitud canal en reducción antes de garganta,	B	35,6	[cm]
Ancho de canal después de la canaleta	C	9,3	[cm]
Ancho de canal antes de la canaleta	D	16,8	[cm]
Profundidad pared lateral de canaleta	E	22,9	[cm]
Longitud estándar de garganta canaleta	F	7,6	[cm]
Longitud de canal en la ampliación después de la garganta de la canaleta	G	20,3	[cm]
Diferencia de altura del canal aguas arriba y aguas abajo de la canaleta	K	1,9	[cm]
Altura estándar de la rampa de canaleta	N	2,9	[cm]
Longitud de la transición de la entrada	M	30,5	[cm]
Ancho de la entrada de la transición	P	50	[cm]
Ancho de la canaleta	Bc	9,3	[cm]
Longitud del resalto	Lj	47,7	[cm]
Ancho del vertedero	b	9,3	[cm]
Altura de la rampa	hr	2,9	[cm]
Angulo de inclinación de la rampa	Alfa	20	Grados
Longitud de la rampa	Lr	7,6	[cm]

6.3.3. Floculador de flujo forzado

En este equipo ocurre la floculación, donde los coágulos formados anteriormente, se juntan para facilitar la remoción en el tratamiento del agua. También para el dimensionamiento por catálogo se considera un flujo de 0,1 [l/s]. Un supuesto utilizado en este pretratamiento es que el floculante que ingresa es igual al coagulante que se agrega.

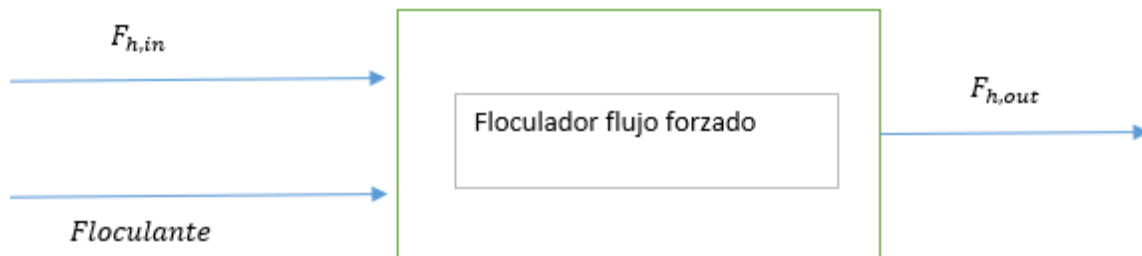


Figura 6: Diagrama floculador flujo forzado

Las medidas obtenidas se presentan en la siguiente Tabla 9 [12]:

Tabla 9: Dimensionamiento floculador flujo forzado

Dimensiones del Equipo	Símbolo	Magnitud	Unidades
Altura Floculador	Au	1,41	[m]
Ancho de cada compartimiento	Ac	0,167	[m]
Longitud de cada compartimiento	Lc	0,275	[m]
Numero de compartimientos	Nc	14	--
Ancho total	At	2,338	[m]
Longitud total	Lt	0,825	[m]

6.4.Sedimentador y Filtro de lecho mixto

Luego del pre-tratamiento mencionado, el agua ingresa a un sedimentador de alta tasa donde sedimenta el arsénico, para finalmente ingresar al filtro de lecho mixto.

La planta de tratamiento de agua no funciona de manera continua debido a la necesidad de la limpieza del filtro de lecho mixto. A continuación, se plantea el diagrama de los equipos:

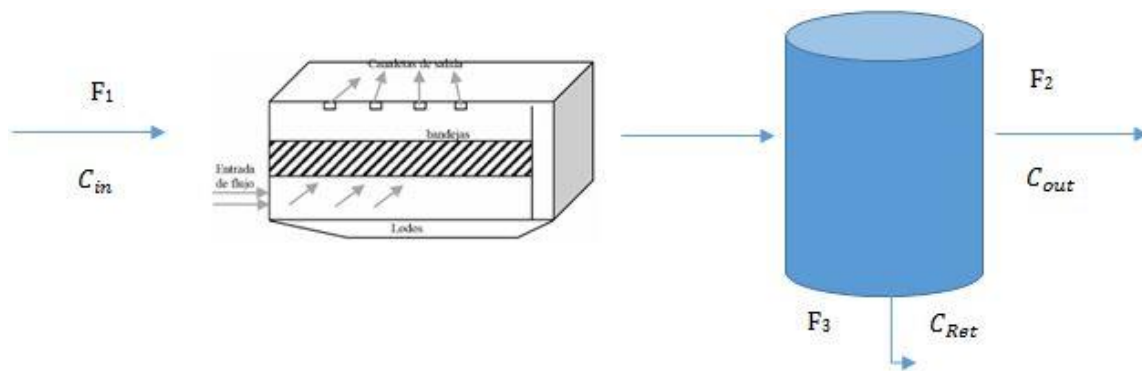


Figura 7: Diagrama del tratamiento de agua

El balance de masa para ambos equipos es el mismo por lo cual se utilizan los mismos datos, supuestos y ecuaciones.

6.4.1. Balance de Masa

El tratamiento del agua funciona de forma continua, por periodos de 12 horas antes de realizar un lavado a los equipos. Como ejemplo de cálculo, se realizará el balance de masa para la producción de cerveza Ambar Ale, debido a que es la de mayor volumen de producción, siendo el cálculo análogo para Imperial Stout y Golden Ale.

6.4.1.1. Datos a utilizar

Para realizar el balance de masa del equipo se cuenta con el requerimiento de agua del proceso de producción de la cerveza Ambar Ale y su respectiva composición inicial de arsénico.

Tabla 10: Caracterización flujo de entrada tratamiento de agua^[13]

Flujo	Magnitud (l/batch)	C_{in} (mg/l)
F_{out}	17529	0,013

6.4.1.2. Ecuaciones y supuestos

Los supuestos a considerar son:

- 1) Las dimensiones de las placas a utilizar y su inclinación se obtiene de bibliografía ^{[9][10][11][12]}.
- 2) Se toma una base de área útil del Sedimentador para este caudal, esto debe ser verificado para saber si las placas son compatibles ^{[9][10][11][12]}.
- 3) Se trabaja en régimen laminar.
- 4) La efectividad de remoción es de 90%. ^[10]
- 5) El agua que queda retenida en los equipos es el 3%.^[11]
- 6) El agua ingresa a la planta con una concentración de 0,013 [mg/l] ^[13]

Como se considera una pérdida de 3% de agua en el tratamiento, este es el flujo que se queda con el arsénico removido, se necesita calcular el total de agua que debe ingresar a la planta para la producción de este tipo de cerveza y utilizando una remoción del 90% se debe calcular las concentraciones en la salida de la planta y en el agua retenida por el proceso.

$$F_{in} = F_{out} + F_{ret} \quad (4)$$

$$F_{in} * C_{in} = F_{ret} * C_{ret} + F_{out} * C_{out} \quad (5)$$

6.4.1.3. Resultados y Discusiones

Primero se obtiene la cantidad de flujo que ingresa a la planta:

$$F_{in} * 0,97 = F_{out} \quad (6)$$

$$F_{in} = \frac{17529 [l]}{0,97} = 18054,87 [l] \quad (7)$$

Así, realizando el balance global se obtiene el flujo de retenido:

$$F_{ret} = F_{in} - F_{out} = 18054,87[l] - 17529[l] = 525,87[l] \quad (8)$$

Una vez determinado los 3 flujos, se obtiene la cantidad total de arsénico que ingresa en el flujo de entrada:

$$Arsenico [mg] = F_{in} * C_{in} = 18054,87[l] * 0,013 \left[\frac{mg}{l} \right] = 243,71 [mg] \quad (9)$$

Luego, se procede a calcular la concentración de arsénico que poseerá el flujo de agua retenido considerando una remoción de 90%:

$$C_{ret} = \frac{243,71 [mg] * 0,9}{528,87 [l]} = 0,4017 \left[\frac{mg}{l} \right] \quad (10)$$

$$C_{out} = \frac{243,71 [mg] * 0,1}{18054,87 [l]} = 0,0013 \left[\frac{mg}{l} \right] \quad (11)$$

Quedando definidas todas las salidas y entradas al equipo. Obteniendo un error del 0%. En la tabla resumen se puede ver todos los valores obtenidos.

En la siguiente tabla se muestran los valores de los distintos flujos con sus concentraciones.

Tabla 11: Resumen flujos y concentraciones filtro prensa para cerveza Ambar Ale.

Flujos	Magnitud (l/batch)	Concentraciones	Magnitud (mg/l)
F_{in}	18054,87	C_{in}	0,013
F_{ret}	528,87	C_{ret}	0,4017
F_{out}	0,0068	C_{out}	0,0013

Por último, se considera que el agua que pase por este tratamiento será puesto en un tanque de almacenamiento.

6.4.2. Dimensionamiento sedimentador alta tasa

Para el dimensionamiento tanto del sedimentador como el filtro el caudal a trabajar será 0,1 [l/s] aun cuando la capacidad del pozo es de 2 [l/s], ya que con turnos de 12 horas de funcionamiento se puede recolectar más de 4 [m³], lo que es más que suficiente para el proceso y se puede tener una holgura con los turnos y los días de operación de la planta de tratamiento de agua.

6.4.2.1. Datos a utilizar

En la tabla x se adjuntan los datos necesarios para poder dimensionar el equipo, estos obtenidos de manera bibliográfica^{[14][9][10][11][12]}.

Tabla 12: Datos bibliográficos para diseño sedimentador

Dimensión	Símbolo	Magnitud	Unidad
Ancha placa	Ap	0,3	[m]
Largo placa	Lp	1,2	[m]
Espesor	ε	0,003	[m]
Separación entre placas	dp	0,06	[m]
Ángulos placa	θ_p	1,04	radianes
Área útil Sedimentador	Au	0,07	[m ²]
Viscosidad cinemática [15]	v	$1,15 \cdot 10^{-6}$	[m ² /s]

6.4.2.2. Ecuaciones y supuestos

Para el sedimentador de alta tasa se necesita calcular el número de placas que este necesita, esto se obtiene con la siguiente ecuación:

$$N^{\circ} \text{ de placas} = \frac{L_s * \text{sen}\theta_p + dp}{dp + \varepsilon} \quad (12)$$

Con L_s como largo del sedimentador.

Para poder dimensionar el equipo se utilizó el siguiente supuesto:

- 1) Se utilizaron las dimensiones expuestas en la Tabla 12.
- 2) Se trabaja en régimen laminar.
- 3) Considerando que el número de placas serán capaces de ingresar considerando el área útil del sedimentador.
- 4) Se utiliza la relación que el largo del sedimentador es la mitad del ancho.

6.4.2.3. Resultados y Discusiones

El caudal con el que trabajara la planta es de 0,1 [l/s] esto se necesita en caudal en metros cúbicos por día de tratamiento:

$$\text{Caudal} \left[\frac{m^3}{\text{día}} \right] = 0,1 \left[\frac{l}{s} \right] * \frac{1m^3}{1000L} * \frac{3600seg}{1 \text{ hr}} * \frac{24hr}{\text{día}} = 8,64 \left[\frac{m^3}{\text{día}} \right] \quad (13)$$

Lo primero que hay que calcular es la velocidad inicial del Sedimentador ^{[4][5][6]}:

$$V_o = \frac{Q}{Au * \text{sen}\theta} \quad (14)$$

$$V_0 = \frac{8,64 \left[\frac{m^3}{día} \right]}{0,07[m^2] * \text{sen}(1,04)} = 142,522 \left[\frac{m}{día} \right] = 0,00164 \left[\frac{m}{s} \right] \quad (15)$$

Con esto se puede verificar que se trabaja en flujo laminar calculando el número de Reynolds:

$$Re = \frac{V_o * d}{\nu} = \frac{0,00164 \left[\frac{m}{s} \right] * 0,06 [m]}{1,15 * 10^{-6} \left[\frac{m^2}{s} \right]} = 85,5 \quad (16)$$

Lo cual al ser menor que 500 confirma que es un flujo laminar.

Para calcular el número de placas se necesita el largo del sedimentador, que mediante la relación que plantea Jairo Romero [5]:

$$2 * L_s = A_s \quad (17)$$

Con A_s como ancho del sedimentador.

Como se utilizó el supuesto que el área útil del sedimentador es $0,07 [m^2]$ utilizando la relación anterior el largo del sedimentador es:

$$2 * L_s^2 = 0,07 [m^2] \quad (18)$$

$$L_s = 0,187 [m] \quad (19)$$

Por otro lado, el ancho del Sedimentador es:

$$A_s = L_s * 2 = 0,374 [m] \quad (20)$$

Se confirma que el ancho del Sedimentador es mayor al ancho de las placas por lo que valida el supuesto.

Luego, se calcula el número de placas que poseerá el Sedimentador mediante el uso de la ecuación (12):

$$N^{\circ} \text{ de placas} = \frac{0,187 [m] * \text{sen}(1,04) + 0,06[m]}{0,06 [m] + 0,003[m]} = 3,52$$

Lo cual al redondearlo al natural mayor se utilizan 4 placas.

El volumen del Sedimentador ahora que lo supuestos están validados es:

$$V = A_u * L_p = 0,07[m^2] * 1,2[m] = 0,084[m^3] \quad (21)$$

Tabla 13: Dimensionamiento sedimentador

Dimensión	Magnitud	Unidad
-----------	----------	--------

Número de placas	4	-
Largo sedimentador	0,187	[m]
Ancho sedimentador	0,374	[m]
Altura sedimentador	1,2	[m]
Volumen de un lecho	0,084	[m ³]

Se puede apreciar que los resultados obtenidos se acercan a la realidad, ya que se pueden encontrar sedimentadores del tamaño obtenido. Por otro lado, se dio un tiempo de funcionamiento que puede ser ajustable dependiendo de las necesidades de la empresa.

6.4.3. Dimensionamiento Filtro lecho mixto

Al igual que el sedimentador se asume un flujo de 0,1 [l/s], además que este equipo es el que limita las horas del proceso, no se puede utilizar por más de 12 horas o su efectividad de no será garantizada [9].

6.4.3.1. Datos a utilizar

En la Tabla 14 se adjuntan los datos necesarios para poder dimensionar el equipo, estos obtenidos de manera bibliográfica [14].

Tabla 14: Datos bibliográficos para filtro lecho mixto

Dimensión	Símbolo	Magnitud [m]
Fondo falso	FF	0,15
Antracita	An	0,4
Arena media	Am	0,2
Granito	G	0,1
Soporte grava gruesa	GG	0,15
Soporte grava fina	GF	0,15
Borde libre	BB	0,1

6.4.3.2. Ecuaciones y supuestos

Los supuestos tomados durante el dimensionamiento son:

- 1) La distribución y tamaño de los lechos se obtiene de bibliografía [9].
- 2) Un mínimo de 2 filtros para el proceso considerando el retrolavado [13].
- 3) Los lechos se expande 50% en el proceso de retrolavado [16].
- 4) Se establece tasa de filtración que es necesaria para el proceso que se encuentre en el rango aceptable según bibliografía [9] [16] [17].

Para el dimensionamiento del equipo se utilizaron las siguientes ecuaciones de diseño [17]:

$$\text{Numero de filtros} = 0,044 * \text{caudal diario}^{0,5} \quad (22)$$

Para calcular el número de filtros y, por otro lado:

$$\text{Area total de filtro} = \frac{\text{caudal diario}}{\text{Tasa de filtración}} \quad (23)$$

6.4.3.3. Resultados y Discusiones.

El caudal con el que trabajara la planta es de 0,1 [l/s] esto se necesita en caudal en metros cúbicos por día de tratamiento:

$$\text{Caudal} \left[\frac{m^3}{\text{día}} \right] = 0,1 \left[\frac{L}{s} \right] * \frac{1m^3}{1000L} * \frac{3600seg}{1 hr} * \frac{24hr}{\text{día}} = 8,64 \left[\frac{m^3}{\text{día}} \right] \quad (24)$$

De las dimensiones obtenidas mediante bibliografía la antracita, arena media y granito son el lecho mixto que es expandible.

La tasa de filtración también se obtiene por dato bibliográfico ^{[9] [16] [17]}, donde con una tasa de $\text{Tasa de filtración} = 100 \left[\frac{m^3}{m^2 * \text{día}} \right]$, se puede cumplir con el requerimiento de la planta y se ajusta a las medidas de los lechos elegidas.

Cálculo número de filtros:

$$N = 0,044 * 8,64^{0,5} = 0,129 \quad (25)$$

Pero como se tiene que considerar el retrolavado el mínimo de filtros que se utiliza son 2 ^[17].

El área total de filtrado es:

$$A_{ft} = \frac{8,64 \left[\frac{m^3}{\text{día}} \right]}{100 \left[\frac{m^3}{m^2 * \text{día}} \right]} = 0,0864[m^2] \quad (26)$$

Al ser dos filtros el área por cada uno es:

$$A_{cf} = \frac{0,0864[m^2]}{2} = 0,0432[m^2] \quad (27)$$

El diámetro de cada filtro será:

$$D = 2 * \left(\frac{0,0432}{\pi} \right)^{0,5} = 0,234 [m] \quad (28)$$

Se tiene que la altura de cada filtro, como ya se tienen las dimensiones del lecho, falta calcular su expansión, la cual es solo para los lechos y no los soportes como es la grava. Estos en el retrolavado se expanden hasta un 50% por lo que para el dimensionamiento se debe considerar esta expansión:

$$\text{Expansión lecho} = A_n + A_m + G \quad (29)$$

$$E_{lecho} = (0,4 + 0,2 + 0,1) * 0,5 = 0,35$$

La altura total del filtro será la suma de toda la Tabla 14 más la zona de expansión de retrolavado, donde se considera tanto el lecho, como los soportes, fondo falso y borde libre:

$$\text{Altura filtro} = 0,15 + 0,4 + 0,2 + 0,1 + 0,15 + 0,15 + 0,1 + 0,35 = 1,6 \text{ [m]} \quad (30)$$

Finalmente, el volumen de cada filtro será:

$$\text{Volumen por filtro} = 0,0432 \text{ [m}^2\text{]} * 1,6 \text{ [m]} = 0,0691 \text{ [m}^3\text{]} \text{ o } 69,1 \text{ [L]} \quad (31)$$

En resumen:

Tabla 15: Resumen de las dimensiones del filtro lecho mixto

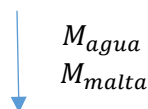
Dimensión	Magnitud
Numero de filtros	2
Diámetro por filtro	0,234 [m]
Altura lecho	1,6 [m]
Volumen de un lecho	0,0691 [m ³]= 69 [L]

Las dimensiones realistas, aunque se pueden considerar pequeño el diámetro de cada filtro, esto se debe a que el cálculo para determinar cuántos se necesitan fue bajo, esto porque el caudal es pequeño y además se impone un mínimo de 2 filtros debido al retrolavado, lo que disminuye aún más el diámetro.

6.5.Reactor Maceración

La malta corresponde a los granos de cereal previamente tratado a altas temperaturas. Esta se compone aproximadamente de un 60% de almidón ^[18], correspondiente a azúcar que no puede ser metabolizado por las levaduras, y 40% sólidos residuales (cáscaras y envolturas). Para poder obtener un caldo rico en azúcares fermentables, es necesario someterla a un proceso de maceración. En esta etapa se busca hidrolizar el almidón en azúcares más simples como glucosa, maltosa y maltotriosa y dextrinas. Esta reacción, ocurre gracias a las enzimas alfa y beta amilasas presentes en la malta, que son activadas a altas temperaturas (62-64°C y 70-72°C alfa y beta amilasa respectivamente) ^[19].

Es por esto, que el macerado se realiza en un reactor Batch, donde se ingresa malta y agua, sometiendo la solución a distintos perfiles de temperatura por un determinado tiempo.



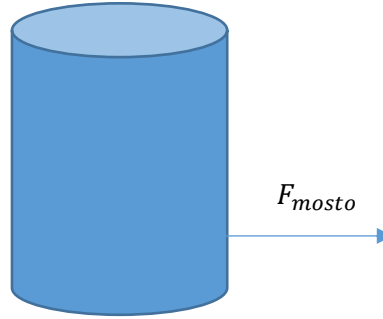
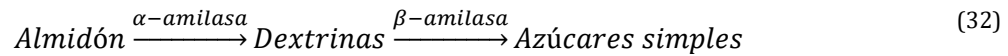


Figura 8: Diagrama Maceración

De esta manera, dado que no existen entradas ni salidas de materia, sólo consumo de sustrato y generación de producto, los flujos de entrada y salida señalados en la Figura 1 corresponden a las cargas iniciales al reactor, y mosto (caldo fermentativo) respectivamente.

La reacción global de este equipo es:



6.5.1. Balance de Masa

Para realizar el balance de masa y dimensionamiento del equipo, es necesario definir las cinéticas que ocurren dentro del reactor y los tiempos de operación necesarios para obtener los productos deseados.

A continuación, se especifican los datos bibliográficos utilizados, perfiles de temperatura, principales supuestos y ecuaciones y modelación realizada en Matlab.

6.5.1.1. Datos a utilizar

Para definir las cinéticas se utilizan los siguientes datos bibliográficos:

Tabla 16: Datos bibliográficos [20]

Datos bibliográficos	Símbolo	Magnitud	Unidades
Densidad agua	ρ_{agua}	1000	[kg/m ³]
Coefficiente disolución α-amilasa	H_{α}	0,0000972	[l/g*min]
Coefficiente de disolución de β-amilasa	H_{β}	0,0000757	[l/g*min]
Constante de Michaelis	k_m	2,8	[g/l]
Factor de frecuencia de denaturación α-amilasa	ko_{α}	3,86E+34	[1/min]
Factor de frecuencia de denaturación β-amilasa	ko_{β}	9,46E+67	[1/min]
Factor proporcional de volumen desplazado	rm	0,656	[l/kg]
Factor de frecuencia para conversión de almidón en dextrina por α-amilasa	Ao_{dex}	37700000000	[l/g*min]

Factor de frecuencia para conversión de almidón en maltotriosa por α-amilasa	Ao_mal	642000000 0	[l/g*min]
Factor de frecuencia para conversión de almidón en maltotriosa por β-amilasa	Bo_dex	1,09E+41	[l/g*min]
Factor de frecuencia para conversión de almidón en maltosa por β-amilasa	Bo_malt	1,05E+42	[l/g*min]
Factor de frecuencia para conversión de almidón en glucosa por β-amilasa	Bo_glu	1,62E+40	[l/g*min]
Energía de activación para denaturación α-amilasa	Ed_ α	237700	[J/mol]
Energía de activación para denaturación β-amilasa	Ed_ β	443900	[J/mol]
Energía de activación para activación de α-amilasa	E_ α	103000	[J/mol]
Energía de activación para activación de β-amilasa	E_ β	293000	[J/mol]
Constante ideal de gases	R	8,314	[J/mol*K]
Temperatura mas evalada en que no se gelatiniza el almidón	Tu	315,4	[K]
Temperatura mas baja en la que el almidón se gelatiniza	Tg	336,5	[K]
Máxima concentración de α amilasa en la fase líquida	Ao	55000	[U/l]
Máxima concentración de β amilasa en la fase líquida	Bo	120000	[U/l]

Además, debido a que en la maceración consiste en una hidrólisis enzimática en donde la actividad de las enzimas es fuertemente dependiente de la temperatura, el macerado se somete a tres perfiles de temperatura distintos. El primero ocurre a 50°C para metabolizar proteínas presentes en la solución, el segundo a 60°C para favorecer la actividad enzimática de las proteínas y finalmente a 72°C para facilitar la filtración del mosto [1].

A continuación, se especifican los perfiles de temperatura utilizados para cada tipo de cerveza.

Tabla 17: Perfiles de temperatura.

Tiempo [min]	Imperial Stout [K]	Ambar Ale [K]	Golden Ale [K]
1	323	323	323
2	323	323	323
3	323	323	323
4	323	323	323
5	323	323	323
6	323	323	323
7	323	323	323
8	323	323	323

9	323	323	323
10	323	323	323
11	323	323	323
12	323	323	323
13	323	323	323
14	323	323	323
15	323	323	323
16	323	323	323
17	323	323	323
18	323	323	323
19	323	323	323
20	323	323	323
21	333	333	333
22	333	333	333
23	333	333	333
24	333	333	333
25	333	333	333
26	333	333	333
27	333	333	333
28	333	333	333
29	333	333	333
30	333	333	333
31	333	333	333
32	333	333	333
33	333	333	333
34	333	333	333
35	333	333	333
36	333	333	333
37	333	333	333
38	333	333	333
39	333	333	333
40	333	333	333
41	333	333	333
42	333	333	333
43	333	333	333
44	333	333	333
45	345	345	345
46	345	345	345
47	345	345	345
48	345	345	345
49	345	345	345
50	345	345	345
51	345	345	345
52	345	345	345
53	345	345	345
54	345	345	345
55	345	345	345
56	345	345	345

57	345	345	345
58	345	345	345
59	345	345	345
60	345	345	345

6.5.1.2. Ecuaciones y Supuestos

Para dimensionar el reactor es necesario conocer la cinética de la transformación del almidón a dextrinas y azúcares simples. Para esto se utilizó un modelo que predice las concentraciones de azúcares fermentables durante el proceso de macerado en función de la actividad enzimática y el tiempo [20].

Primero, para definir dichas reacciones se utilizó la ecuación de Arrhenius para determinar la actividad enzimática a temperaturas específicas y las constantes cinéticas [20].

$$A_i(T) = A_{oi} * \exp\left(-\frac{E_\alpha}{RT}\right) \quad (33)$$

$$B_i(T) = B_{oi} * \exp\left(-\frac{E_\beta}{RT}\right) \quad (34)$$

$$k_i = k_{oi} * \exp\left(-\frac{E_{di}}{RT}\right) \quad (35)$$

$$u(T) = \begin{cases} x_1(t=0); T < T_u \\ \left(\frac{T}{T_u - T_g} + \frac{T_g}{T_g - T_u}\right) * x_1(t=0); T_u \leq T \leq T_g \\ 0; T > T_g \end{cases} \quad (36)$$

Luego, la variación de la concentración de enzimas en ambas fases (líquida y sólida) se muestra en las siguientes ecuaciones:

$$\frac{d\alpha o}{dt} = -H_\alpha * \frac{M}{V_g} * (\alpha o - \alpha) \quad (37)$$

$$\frac{d\alpha}{dt} = H_\alpha * \frac{M}{V} * (\alpha o - \alpha) - k_\alpha(T) * \alpha \quad (38)$$

$$\frac{d\beta o}{dt} = -H_\beta * \frac{M}{V_g} * (\beta o - \beta) \quad (39)$$

$$\frac{d\beta}{dt} = H_\beta * \frac{M}{V_g} * (\beta o - \beta) - k_\beta(T) * \beta \quad (40)$$

Donde:

$\alpha(t), \beta(t)$: Actividad de α -amilasa y β -amilasa en el mosto.

$\alpha_o(t), \beta_o(t)$: Actividad de α -amilasa y β -amilasa en malta mojada.

H_α, H_β : Coeficientes de disolución de α -amilasa y β [l/g/min].

M : Masa inicial de malta [g].

V_g : Volumen malta mojada [l].

V : Volumen del mosto [l].

$u(T)$: gelatificado del almidón [g/l].

Durante el proceso de maceración las enzimas presentes en el grano se disuelven lentamente, y el rango de disolución depende linealmente de la diferencia entre las concentraciones enzimáticas en el grano y en la fase líquida (mosto). El coeficiente de disolución H está dividido por el volumen de la malta mojada y por el volumen del mosto para satisfacer las condiciones del balance de masa. La masa inicial de la malta participa en el efecto de malta a agua en la disolución enzimática.

- 1) Las enzimas se denaturan sólo en la fase líquida.
- 2) La denaturación de las enzimas es proporcional a la concentración de las enzimas activas en el mosto.

Las ecuaciones del balance de masa de la hidrólisis enzimática de almidón, se muestran a continuación:

$$\frac{dx_1}{dt} = -\alpha * [x_1 - u(T)] * [0,964 * A_{mal(T)} + A_{dex(T)}] \quad (41)$$

$$\frac{dx_2}{dt} = \alpha * [x_1 - u(T)] * A_{dex(T)} - \beta * x_2 * [0,9 * B_{glu}(T) + 0,947 * \frac{B_{mal}(T)}{Km + x_2} + B_{dex}(T)] \quad (42)$$

$$\frac{dx_3}{dt} = B_{glu}(T) * x_2 * \beta \quad (43)$$

$$\frac{dx_4}{dt} = \frac{B_{mal}(T) * \beta * x_2}{(Km + x_2)} \quad (44)$$

$$\frac{dx_5}{dt} = A_{mal}(T) * \alpha * [x_1 - u(T)] \quad (45)$$

$$\frac{dx_6}{dt} = B_{dex} * \beta * x_2 \quad (46)$$

Donde:

x_1 : Concentración de almidón en la mezcla [g/l].

x_2 : Concentración de dextrinas en la mezcla [g/l].

x_3 : Concentración de glucosa en la mezcla [g/l].

x_4 : Concentración de maltosa en la mezcla [g/l].

x_5 : Concentración de maltotriosa en la mezcla [g/l].

x_6 : Concentración de dextrinas límite en la mezcla [g/l].

Los principales supuestos para realizar la simulación del macerado fueron los siguientes:

- 1) La concentración de azúcares fermentables y dextrina inicial en el mosto es de 0 [g/l].
- 2) No existen tiempos de transición entre las distintas temperaturas utilizadas.
- 3) El 60% de la malta corresponde a almidón.

Finalmente, para realizar la modelación es necesario definir las condiciones iniciales para cada tipo de cerveza.

Tabla 18: Parámetros iniciales para cada tipo de cerveza

			Stout	Ambar	Golden
Parámetros iniciales	Símbolo	Unidades	Magnitud		
Volumen de agua entrada	Vagua	[L]	8500	11300	8500
Masa de malta	M	[kg]	3200	2628	1800
Masa de almidón	Ma	[kg]	1920	1576	1080
Volumen desplazado de agua	Vg	[L]	2099	1723	1180
Concentración inicial de almidón	x1(0)	[g/L]	181	121	111
Concentración inicial actividad enzimática α -amilasa malta húmeda	$\alpha o(0)$	[U/L]	277703	415505	450918
Concentración inicial actividad enzimática β -amilasa malta húmeda	$\beta o(0)$	[U/L]	605899	906557	983821

Las condiciones iniciales de volumen de agua y masa de malta fueron calculadas de manera iterativa, de manera tal de cumplir con el caso base y las condiciones finales del producto. Por otro lado, el volumen desplazado por la malta fue calculada con la siguiente ecuación ^[20]:

$$V_g = r_m * M \quad (47)$$

En base a esto, fue posible determinar la densidad de salida del mosto para cada cerveza.

$$\rho = \frac{M_a + M_{agua}}{V + V_g} \quad (48)$$

6.5.2. Modelación en MatLab

Una vez definidas las ecuaciones diferenciales, junto con las condiciones iniciales, se modeló en Matlab cada cinética, para determinar las concentraciones finales de cada azúcar en el mosto y el tiempo de maceración en cada tipo de cerveza^[20].

Además, para realizar la simulación, se programaron tres funciones; *Maceracion*, donde se define sistema de EDOs, *Temperatura*, función que entrega la temperatura en que se encuentra el macerado en cada instante de tiempo y *Main_maceracion*, para realizar la integración en ode23s.

A continuación, se muestra el código en el cual se simula la maceración para la cerveza Ambar Ale, en los otros casos resulta de manera análoga.

Planteamiento de EDOs:

```
function dx= Maceracion(t,x,T)
%Vector de ceros.
dx = zeros(10,1);
```

```

%Concentración inicial de almidón.
x1=181.146;
%Condiciones iniciales
M=3200000;
Vg=0.656*M/1000;
V=8500;
%%Factores de frecuencia
B0_g1=1.62*10^40;
B0_mal=1.05*10^42;
B0_dex=1.09*10^41;
A0_dex=3.77*10^10;
A0_mal=6.42*10^9;
%Energías de activación
E_da=2.377*10^5;
E_db=4.439*10^5;
E_a=1.03*10^5;
E_b=2.93*10^5;
%Constantes cinéticas
km=2.8;
k0_a=3.86*10^34;
k0_b=9.46*10^67;
%Constantes de disolución de enzimas
H_a=9.72*10^-5;
H_b=7.57*10^-5;
%Constante ideal de los gases
R=8.314;
%Temperaturas críticas actividad enzimática
Tg=336.5;
Tu=315.4;
if T>Tg
    u=0;
elseif T<Tu
    u=1;
else
    u=(T/(Tu-Tg))+(Tg/(Tg-Tu));
end

%Constantes en función de la temperatura del macerado.
A_dex=A0_dex*exp(-E_a/(R*T));
A_mal=A0_mal*exp(-E_a/(R*T));
B_g1=B0_g1*exp(-E_b/(R*T));
B_mal=B0_mal*exp(-E_b/(R*T));
B_dex=B0_dex*exp(-E_b/(R*T));
k_a=k0_a*exp(-E_da/(R*T));
k_b=k0_b*exp(-E_db/(R*T));

%Constantes
C_1=-H_a*M/Vg;
C_2=H_a*M/V;
C_3=-H_b*M/Vg;
C_4=H_b*M/V;
C_5=A_mal*0.964+A_dex;
C_6=0.947*B_mal;

% Sistema de EDOS
dx(1)=C_1*(x(1)-x(2));
dx(2)=C_2*(x(1)-x(2))-k_a*x(2);

```

```

dx(3)=C_3*(x(3)-x(4));
dx(4)=C_4*(x(3)-x(4))-k_b*x(4);
dx(5)=-x(2)*(x(5)-u*x1)*C_5;
dx(6)=x(2)*(x(5)-u*x1)*A_dex-x(4)*x(6)*(0.9*B_gl+(C_6/(km+x(6)))+B_dex);
dx(7)=B_gl*x(4)*x(6);
dx(8)=B_mal*x(4)*x(6)/(km+x(6));
dx(9)=A_mal*x(2)*(x(5)-u*x1);
dx(10)=B_dex*x(4)*x(6);

```

Temperaturas en el tiempo:

`function` T=Temperatura(t)
 %Temperaturas en función del tiempo utilizadas en la maceración. En este ejemplo se utiliza la tercera columna de la Tabla 2.

```

Datos = load('Temperaturas.txt');
tiempo=round(t);
T=Datos(tiempo,4);
end

```

Main del código:

```

%Main

%A continuación se muestra el código para la simulación de la maceración
%correspondiente a la cerveza Ambar Ale.

%Se cargan los datos
D=load('Temperaturas.txt');
t=D(:,1);

%Concentraciones iniciales
y0=[277703 3.97*10^5 605899 1.21*10^6 181.146 0 0 0 0 0];

%Intervalo de Integración
tspan = t;

% Simulacion con la adivinanza inicial
optionsode = odeset('RelTol',1e-4,'AbsTol',1e-4);
[t_Kc0,x_Kc0] = ode23s(@(t,x) Maceracion(t,x,T(t)),tspan,y0,optionsode);

%%
%Gráfico de la actividad enzimática de alfa amilasa y beta amilasa en
%función del tiempo
subplot(1,2,1);
hold on
plot(t_Kc0,x_Kc0(:,1))
plot(t_Kc0,x_Kc0(:,3))
legend('alfa amilasa','beta amilasa')
xlabel('tiempo (min)')
ylabel('Actividad [U/L]')
subplot(1,2,2);
hold on

%Gráfico de concentraciones de azúcares en función del tiempo
plot(t_Kc0,x_Kc0(:,5))
plot(t_Kc0,x_Kc0(:,7))

```

```

plot(t_Kc0,x_Kc0(:,8))
plot(t_Kc0,x_Kc0(:,9))
plot(t_Kc0,x_Kc0(:,10)+x_Kc0(:,6))
legend('almidon','glucosa','maltosa','maltotriosa','dextrina')
xlabel('tiempo (min)')
ylabel('Concentración [g/L]')
hold off

%Concentraciones de salida
[x_Kc0(end,5) x_Kc0(end,7) x_Kc0(end,8) x_Kc0(end,9)
x_Kc0(end,10)+x_Kc0(end,6)]
return

```

Obteniendo los siguientes perfiles de concentración en función del tiempo, junto con la actividad enzimática.

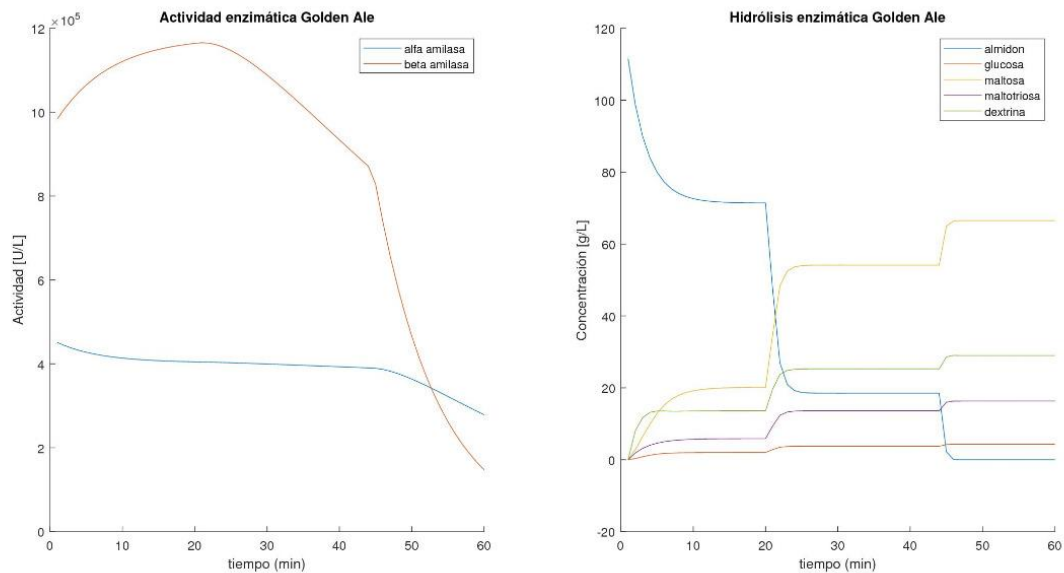


Gráfico 1: Actividad enzimática e hidrolisis enzimática en función del tiempo para Golden Ale.

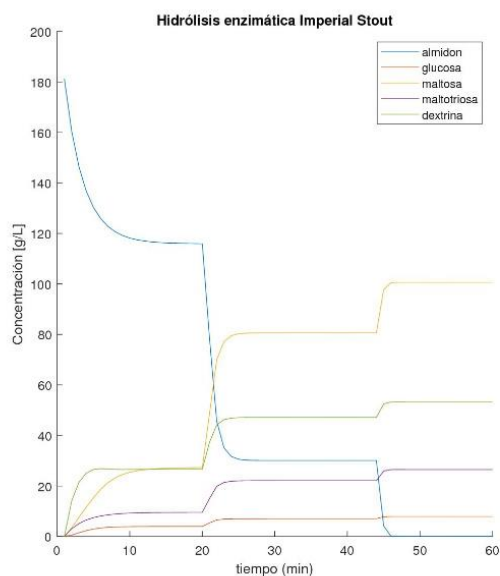
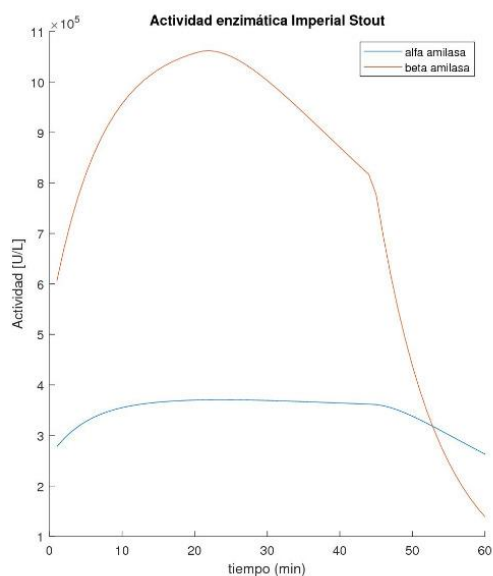


Gráfico 2: Actividad enzimática e hidrólisis enzimática en función del tiempo para Imperial Stout.

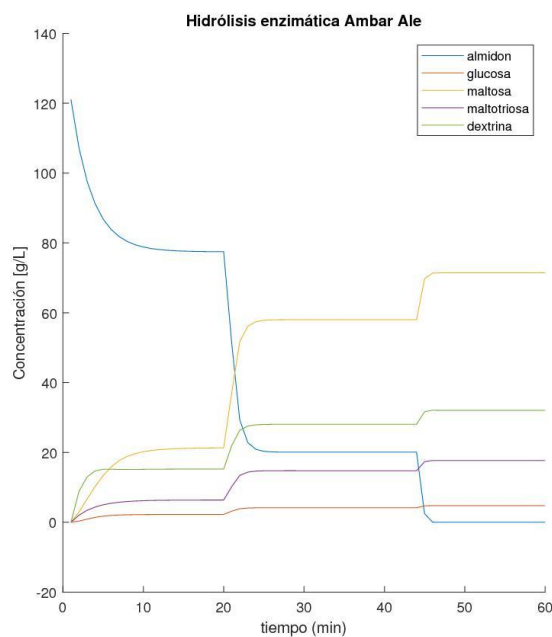
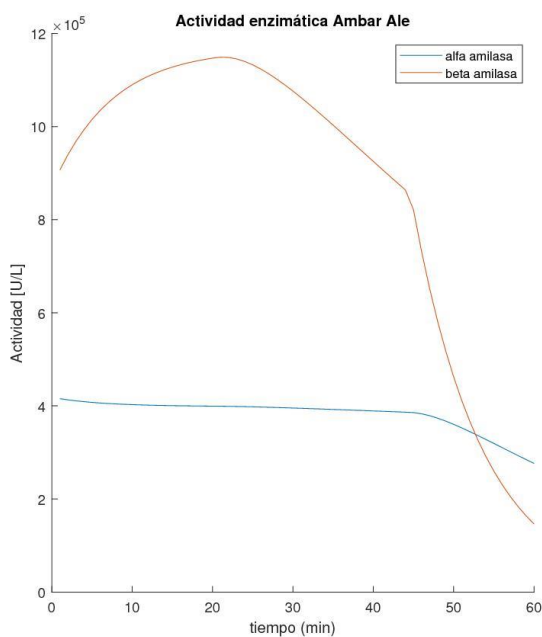


Gráfico 3: Actividad enzimática e hidrólisis enzimática en función del tiempo para Ambar Ale.

De los gráficos indicados anteriormente, se obtiene el tiempo de maceración y las concentraciones de salida de cada azúcar en el mosto para cada tipo de cerveza, como se puede observar en la siguiente tabla:

Tabla 19: Parámetros de salida del macerado.

Parámetros obtenidos mediante el modelo	Símbolo	Ambar Ale	Imperial Stout	Golden Ale	Unidades
Concentración salida almidón	x1(tf)	0,000	0,000	0,000	[g/l]
Concentración de salida glucosa	x3(tf)	4,764	7,908	4,306	[g/l]
Concentración de salida maltosa	x4(tf)	71,438	100,612	66,509	[g/l]
Concentración de salida maltotriosa	x5(tf)	17,710	26,498	16,319	[g/l]
Concentración de salida dextrina + dextrina limite	x2(tf)	27,157	46,129	24,428	[g/l]
Densidad del Mosto	pa	1,069	1,104	1,064	[g/l]
Tiempo de maceración	t	50	50	50	[min]
Volumen Mosto	V	13023	10599	9680	[l]

Donde el volumen de mosto corresponde a la suma del volumen de agua con el volumen desplazado por la malta.

6.5.2.1. Memoria de cálculo balance de Masa cerveza Ambar Ale

El balance de masa global, se realiza considerando la cantidad de agua y malta añadida, con la masa de mosto que sale del equipo el cual es calculado con el volumen de Mosto multiplicado por su densidad.

$$M_{mosto} = \rho * V_{mosto} \quad (49)$$

De esta manera, se obtiene la siguiente tabla:

Tabla 20: Balance de masa Global.

	Masa entrada [kg]	Masa salida [kg]
Agua	11300	0
Malta	2628,000	0
Mosto	0	13.928
	Error%	0,000

Finalmente se realiza un balance de masa por especie, en donde se considera el sólido inerte, correspondiente al 40% del almidón, y los azúcares fermentables y no fermentables (dextrinas) al final de la maceración. En la Tabla 21 se muestra el balance de masa detalladamente.

Tabla 21: Balance de masa reactor maceración.

Componentes	Masa entrada [kg]	Masa salida [kg]
-------------	-------------------	------------------

Sólidos inertes	1.051,200	1.051,2
almidón	1.576,8	0
Azúcares fermentables	0	1.223,112
Azúcares no fermentables	0	353,692
	Error%	0,000

6.5.3. Dimensionamiento reactor maceración

6.5.3.1. Ecuaciones y supuestos

El dimensionamiento del reactor se realiza considerando el mayor volumen de mosto a producir. De acuerdo a la Tabla 20, se requiere un volumen de 13.928 [l] de mosto.

La relación entre el volumen del líquido dentro del reactor y el volumen del reactor es la siguiente ^[21]:

$$V_L = 0,8 * V_T \quad (50)$$

Donde:

V_L : Volumen líquido [l]

V_T : Volumen reactor [l]

6.5.3.2. Resultados y discusiones

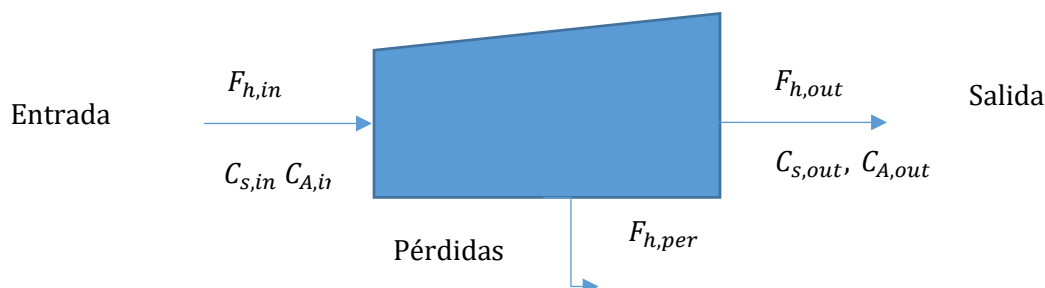
El volumen del reactor se muestra a continuación:

$$V = 18.000 [l]$$

6.6.Filtro prensa

Una vez terminada la etapa de maceración, se obtienen una solución compuesta por sustancias disueltas (azúcares fermentables) y no disueltas (sólidos no fermentables). La solución acuosa se denomina mosto, mientras que las no disueltas bagazo, el cual está compuesto principalmente por cáscaras y sustancias que no entraron en solución durante la maceración. Para la producción de cerveza solo se utiliza el mosto, el cual debe ser recuperado de forma total de la maceración, por lo cual el bagazo debe ser retirado.

Para lograr esta separación sólido-fluido, se dimensionará un filtro prensa, el cuál operará a presión constante. A continuación, se plantea el diagrama del equipo:



$$C_{s,per}, C_{A,per}$$

Figura 9: Diagrama del filtro prensa

Donde ingresa la solución de mosto, y es extraído el bagazo por la parte inferior del diagrama.

Los supuestos a considerar son:

- 1) Los sólidos extraídos poseen un 15% de humedad en peso (mosto) [22].

6.6.1. Balance de Masa

El filtro opera de forma Batch, por lotes de mosto que se elaboran para cada tipo de cerveza. Como ejemplo de cálculo, se realizará el balance de masa para la producción de cerveza Ambar Ale, debido a que es la de mayor volumen de producción, siendo el cálculo análogo para Imperial Stout y Golden Ale.

6.6.1.1. Datos a utilizar

Para realizar el balance de masa del equipo se cuenta con el flujo de entrada y su respectiva composición, y la concentración de azúcares solubles en el flujo de pérdida:

Tabla 22: Caracterización flujo de entrada

Flujo	Magnitud (L/s)	$C_{s,in}$	$C_{s,out}$
$F_{h,in}$	0,879	69,264	170

6.6.1.2. Ecuaciones y supuestos

En un filtro prensa no existe acumulación ni consumo, solo se consideran entradas y salidas. Es por esto, que para determinar los flujos de salida y pérdida con sus respectivas concentraciones se realizará un balance de masa global y por especies, es decir:

$$F_{h,in} = F_{h,per} + F_{h,out} \quad (51)$$

$$F_{h,in} * C_{s,in} = F_{h,per} * C_{s,per} + F_{h,out} * C_{s,out} \quad (52)$$

$$F_{h,in} * C_{A,in} = F_{h,per} * C_{A,per} + F_{h,out} * C_{A,out} \quad (53)$$

Luego, para lograr caracterizar los flujos de salida del equipo, se tomaron los siguientes supuestos:

- 1) Los azúcares solubles no son separados por el filtro ($C_{A,per} = C_{A,out} = C_{A,in} = 160$).
- 2) Posee una retención del 99% de los sólidos no fermentables.

6.6.1.3. Resultados y Discusiones

Utilizando el supuesto que el mosto removido equivale al 15% en peso de los sólidos no fermentables retirados, es posible calcular su valor como se muestra a continuación:

$$F_{h,in} = 0.99 * C_{s,in} * f_{h,in} * 0.15 * \frac{1}{\rho_s} \quad (54)$$

$$F_{h,per} = 69.264 \left[\frac{g}{s} \right] * 0.15 * 0.99 * 0.879 \left[\frac{L}{s} \right] \frac{1[L]}{1.055 \left[\frac{g}{ml} \right] * 1000[ml]} = 0.00857 \left[\frac{L}{s} \right] \quad (55)$$

Así, realizando el balance global se obtiene el flujo de salida:

$$F_{h,out} = F_{h,in} - F_{h,per} = 0.879[L] - 0.00857[L] = 0.87[L] \quad (56)$$

Una vez determinado los 3 flujos, se obtiene la concentración de azúcares en el flujo de salida realizando un balance por especie:

$$C_{a,salida} = \frac{F_{alimentado} * C_{a,alimentado}}{F_{salida}} = \frac{0.879[L/s] * 145 \left[\frac{g}{L} \right]}{0.87 \left[\frac{L}{s} \right]} = 146.5 \left[\frac{g}{L} \right] \quad (57)$$

Luego, con los datos obtenidos, es posible determinar la concentración de sólidos no fermentables presentes en el flujo de pérdida mediante la siguiente expresión:

$$C_{a,removido} = 0.99 * F_{alimentado} * \frac{C_s}{F_{agua removida}} \quad (58)$$

$$C_{a,removido} = 0.99 * 0.879 \left[\frac{L}{s} \right] * \frac{69.264 \left[\frac{g}{L} \right]}{0.00857 \left[\frac{L}{s} \right]} = 7033.16 \left[\frac{g}{L} \right] \quad (59)$$

Finalmente, para determinar la concentración de sólidos que sigue aún presente en el flujo de salida se realiza un balance de masa por especie de este residuo.

$$C_{s,out} = \frac{F_{h,in} * C_{s,in} - F_{h,per} * C_{h,per}}{F_{h,out}} \quad (60)$$

$$C_{s,out} = \frac{0.879[L/s] * 145 \left[\frac{g}{L} \right] - 0.00857 \left[\frac{L}{s} \right] * 7033.16 \left[\frac{g}{L} \right]}{0.87 \left[\frac{L}{s} \right]} = 0.699 \left[\frac{g}{L} \right] \quad (61)$$

Quedando definidas todas las salidas y entradas al equipo. obteniendo un error del 0%. En la tabla resumen se puede ver todos los valores obtenidos.

En la Tabla 23 se muestran los valores de los distintos flujos con sus concentraciones.

Tabla 23: Resumen flujos y concentraciones filtro prensa para cerveza Ambar Ale

Símbolo	Magnitud (L/s)	$C_{s,in}$	$C_{A,out}$
Fh,in	0,8790	69,264	160
Fh,out	0,8722	0,698	160
Fh,per	0,0068	8851,186	160

Por último, se considera que el mosto perdido se recuperará y será incorporado al tanque de almacenamiento.

6.6.2. Dimensionamiento filtro prensa

Para el dimensionamiento del filtro prensa, se evaluó el mayor volumen a tratar, para obtener así la mayor área transversal a necesitar, en este caso, correspondiente a la cerveza Ambar Ale.

6.6.2.1. Datos a utilizar

En la tabla a continuación, se adjuntan los datos necesarios para poder dimensionar el equipo.

Tabla 24: Propiedades y datos operacionales para el dimensionamiento del filtro prensa.

Propiedades	Símbolo	Magnitud	Unidad
Densidad del filtrado Stout	$\rho_{h,s}$	1106	[kg/m ³]
Densidad del filtrado Ámbar	$\rho_{h,a}$	1055	[kg/m ³]
Densidad del filtrado Golden	$\rho_{h,g}$	1063	[kg/m ³]
Viscosidad del filtrado	μ	0,00153	[kg/ms]
Resistencia específica de la torta	α	5E+11	[m/kg]
Resistencia del medio	R_m	1,386E+11	[1/m]
Masa de sólidos por volumen de filtrado Ambar Ale	C	69,26406926	[kg/m ³]
Volumen de filtrado cerveza Ambar Ale	V	12,658	[m ³]
Tiempo de operación	t	14400	[s]
Caída de presión filtro	ΔP	303975	[Pa]

6.6.2.2. Ecuaciones y supuestos

El filtro prensa a utilizar será operado a presión constante de 3 atm (por catálogo) ^[23], cuya ecuación característica es la siguiente ^[24]:

$$\frac{t}{V} = \frac{\alpha * \mu * C}{\Delta P * 2 * A^2} * V + \frac{\mu * R_m}{\Delta P * A} \quad (62)$$

Para poder dimensionar el equipo se utilizó el siguiente supuesto:

- La resistencia de membrana y resistividad (α) se asemeja a la de un filtro prensa en donde se trata pulpa de fruta ^[25].

6.6.2.3. Resultados y Discusiones

Para dimensionar el área del equipo, se multiplica la ecuación 62 por A^2 , obteniendo una ecuación cuadrática, la cual es resuelta mediante wolframalpha.

$$\frac{t}{V} * A^2 - \frac{\mu * R_m}{\Delta P} * A - \frac{\alpha * \mu * C}{\Delta P * 2} = 0 \quad (63)$$

$$\frac{14400}{10,6} * A^2 - \frac{0,00153 * 1,386 * 10^{11}}{303975} * A - \frac{0,00153 * 150,58 * 5 * 10^{11}}{2 * 303975} = 0 \quad (64)$$

$$1358,49 * A^2 - 697,616 * A - 189478 = 0 \quad (65)$$

El área de filtrado es 13,84 [m^2].

Una vez obtenida el área total, se obtiene por catálogo el área de cada placa (4 [m^2],) y se determina el número de placas a requerir.

$$N = \frac{\text{Área total}}{\text{Área por placa}} = \frac{13,84 [m^2]}{4 [m^2]} = 3,46 \approx 4 \quad (66)$$

Con esto se determinan 7 placas para el filtro con el fin de cumplir con el requerimiento.

Tabla 25: Dimensiones filtro prensa

Dimensiones	Magnitud	Unidades
Área de cada placa	4	[m^2]
Área total de filtrado	13,84	[m^2]
Número de placas	4	

Se puede apreciar que los resultados obtenidos se acercan a la realidad, es posible encontrar filtros con las características requeridas donde se aplicó una sobreestimación al dimensionar el equipo para el tratamiento del mayor volumen. Además, cabe mencionar que se consideró de manera operacional el tiempo de filtrado.

6.7. Intercambiador de calor

Una vez terminada la etapa de cocción, se necesita disminuir la temperatura antes de ingresar al whirlpool, y si bien existen dos intercambiadores solo se mostrarán los cálculos realizados para uno de ellos ya que son análogos. Se presenta el diagrama del equipo:



Figura 10: Diagrama Intercambiador de calor.



6.7.1. Balance de Masa

En este equipo no existe transferencia de masa ni separación por lo que los flujos se mantienen constantes, pero se tiene que calcular el flujo de agua necesario para obtener los resultados deseados.

6.7.1.1. Datos a utilizar

Para encontrar el flujo másico se necesita realizar un balance de energía, se necesitan los siguientes datos:

Tabla 26: Propiedades y datos operacionales para balance de masa intercambiador de calor.

Parámetros operacionales	Símbolo	Magnitud	Unidad
Flujo de mosto	M_{mosto}	0,005	$\left[\frac{m^3}{s}\right]$
Temperatura de entrada mosto	$T_{in,h}$	100	[°C]
Temperatura de salida mosto	$T_{out,h}$	85	[°C]
Temperatura entrada de agua	$T_{in,c}$	20	[°C]
Temperatura de salida del agua	$T_{out,c}$	50	[°C]
Capacidad calorífica del agua	Cp	4182	[J/kg°C]

6.7.1.2. Ecuaciones y supuestos

En el intercambiador no existe acumulación ni consumo, el flujo mosto se mantiene constante. Se tienen todas las temperaturas que el sistema requiere para cumplir con el proceso.

Los supuestos utilizados para el balance de masa son:

- 1) No se considera pérdida de calor hacia el sistema.
- 2) El agua que ingresa está a 20°C.
- 3) El poder calorífico (cp) del mosto es igual al poder calorífico del agua debido a que su composición es de 80% agua, y si bien genera un error este es despreciable en el dimensionamiento del equipo.

Al no existir pérdida de calor al sistema se establece la siguiente ecuación:

$$Q_{h_2O} = Q_{mosto} \quad (67)$$

La ecuación 67 puede escribirse de la siguiente forma:

$$M_{h_2O} * cp_{h_2O} * \Delta T_{h_2O} = M_{mosto} * cp_{h_2O} * \Delta T_{mosto} \quad (68)$$

Donde M es un flujo másico.

6.7.1.3. Resultados y Discusiones

A partir de la tabla anterior, se obtienen todos los datos para despejar el flujo másico del agua necesaria, el flujo del mosto se fijó para cumplir con los requerimientos de la planta.

$$M_{h_2o} = (0,005 * \frac{(100 - 85)}{(50 - 20)}) = 0,0025 \left[\frac{m^3}{s} \right]$$

Con este flujo del agua se tienen todos los flujos que participan intercambiador.

6.7.2. Dimensionamiento Intercambiador de calor

Para el dimensionamiento del intercambiador de calor se mantienen los mismos supuestos anteriores, pero ahora se busca determinar las dimensiones que poseerá el intercambiador.

6.7.2.1. Datos a utilizar

Para dimensionar el intercambiador de calor se tienen los siguientes datos, que fueron fijados para cumplir con los requerimientos de flujo másico y temperatura que se necesita para que el mosto llegue a 85°C al equipo siguiente:

Tabla 27: : propiedades y datos operacionales para el dimensionamiento del intercambiador de calor

Parámetros operacionales	Símbolo	Magnitud	Unidad
Flujo de mosto	M_{mosto}	0,005	$\left[\frac{m^3}{s} \right]$
Temperatura de entrada mosto	$T_{in,h}$	100	[°C]
Temperatura de salida mosto	$T_{out,h}$	85	[°C]
Temperatura entrada de agua	$T_{in,c}$	20	[°C]
Temperatura de salida del agua	$T_{out,c}$	50	[°C]
Capacidad calorífica del agua	Cp	4182	[J/kg°C]
Densidad mosto	ph	1106	[Kg/m ³]
Densidad agua	pc	998,2	[Kg/m ³]
Viscosidad mosto	μh	0,00153	[Kg/ms]
Conductividad térmica del mosto	kh	0,6	[W/m°C]
Viscosidad del agua	μc	0,001	[Kg/ms]
Espesor	ε	0,0005	[m]
Área superficial de las placas	a	0,48	[m ²]

6.7.2.2. Ecuaciones y supuestos

La ecuación de diseño que se utiliza es la siguiente:

$$Q = M * cp * \Delta T = A_o * U * \Delta T_L \quad (69)$$

Donde el lado derecho A_o es el área del intercambiador, U es el coeficiente de transferencia global y ΔT_L la diferencia térmica logarítmica.

6.7.2.3. Resultados y Discusiones

Para dimensionar el área del equipo, se necesitan calcular el coeficiente de transferencia global y la diferencia térmica logarítmica, partiendo por la primera de estas:

Se calcula la diferencia térmica logarítmica con la siguiente fórmula:

$$\Delta T_L = \frac{\Delta T_h - \Delta T_c}{\ln\left(\frac{\Delta T_h}{\Delta T_c}\right)} = \frac{(T_{in,h} - T_{out,c})}{(T_{out,h} - T_{in,c})} \quad (70)$$

Con esto reemplazando con los valores expuestos en la tabla 27:

$$\Delta T_L = 57,17 \text{ [K]}$$

Se continúa calculando el coeficiente de transferencia global esta se define como

$$U = \frac{1}{R} = \frac{1}{\frac{1}{h_{ext}} + \frac{1}{h_{int}} + \frac{\varepsilon}{k * l_c}} \quad (71)$$

Para calcular los coeficientes de transferencia convectiva se tienen dos ecuaciones que dependen si se trabaja en régimen laminar o turbulento estas son:

$$\begin{aligned} h &= 0,742 * cp * Re^{-0,62} * Pr^{-0,667} \text{ para } Re < 400 \\ h &= 0.2536 \frac{k}{l_c} * Re^{0,65} * Pr^{0,4} \text{ para } Re > 400 \end{aligned} \quad (72)$$

Para esto se debe calcular el número de Reynolds tanto para el mosto como para el agua:

$$Re_h = \frac{v * l_c * \rho_h}{\mu_h} \quad (73)$$

Para esto se necesita la velocidad de los flujos estos cálculos se harán solo para el mosto y son análogos para el agua, por catálogo se obtuvo que el ancho de las placas es de 0,41 [m] y la distancia entre placas 0,065 [m] y un largo característico (l_c) de 0,13 [m]:

$$v_h = \frac{M_{mosto}}{\text{ancho placa} * \text{distancia entre placas}} = \frac{0,005}{0,41 * 0,065} = 0,187 \left[\frac{m}{s} \right] \quad (74)$$

La velocidad del agua es 0,094 [m/s].

Calculando el Reynolds para el mosto este es:

$$Re_h = \frac{0,187 * 0,13 * 1106}{0,00153} = 17631,117$$

El del agua es 12148,873, por lo que ambos son regímenes turbulentos, esto será importante al momento de calcular el coeficiente de transferencia convectiva. Ahora se necesita el Número de Pr:

$$Pr_h = \frac{Cp_h * \mu_h}{k_h} = \frac{(4182 * 0,00153)}{0.6} = 10,66 \quad (75)$$

Para el agua $Pr=6,98$.

Como se trabaja en régimen turbulento se calcula los h:

$$h = 0.2536 \frac{k}{l_c} * Re_h^{0,65} * Pr_h^{0,4} = 1736,23 \text{ para mosto y } 1150,65 \text{ para el agua} \quad (76)$$

Con esto se calcula U:

$$U = \frac{1}{R} = \frac{1}{\frac{1}{h_{ext}} + \frac{1}{h_{int}} + \frac{\varepsilon}{k * l_c}} = 679,415 \quad (77)$$

Finalmente, se utiliza la ecuación 1 para conocer el área:

$$M_c * cp * \Delta T_c = A_o * U * \Delta T_L \quad (78)$$

$$A_o = \frac{0,0025 * 4182 * (50 - 20)}{679,415 * 57,17} = 8,06$$

Y se termina con el número de platos del intercambiador:

$$N = \frac{A_o}{a \text{ (área superficial por placa)}} = 16,7 \quad (79)$$

Por lo que se concluye que se tienen 17 platos.

6.8.Fermentador

La etapa más importante del proceso, donde se debe tener una mayor precaución con respecto a parámetros como pH y temperatura, corresponde a la fermentación. Es en esta operación donde el mosto es transformado en cerveza, debido a que los azúcares contenidos en el son fermentados por las enzimas de la levadura, a etanol y dióxido de carbono. Además, se forman subproductos que influyen de forma substancial sobre el sabor, olor y otras propiedades de valoración.

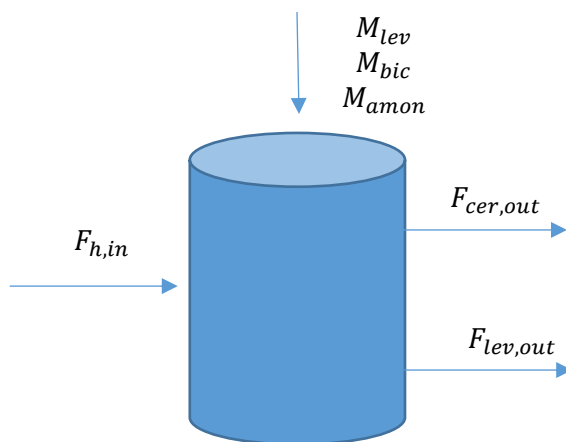


Figura 11: Diagrama Fermentador

Al fermentador ingresa el mosto proveniente de los intercambiadores de placas, y se añade además la levadura, bicarbonato y sulfuro de amonio para favorecer la reacción bioquímica, obteniendo como productos la cerveza y biomasa húmeda.

6.8.1. Balance de Masa y dimensionamiento

La fermentación ocurre dentro de un reactor Batch, por lo tanto, no existen entradas y salidas de materia, solo consumo de sustrato y generación de productos. En la figura 3 las entradas y salidas corresponden a los flujos iniciales (antes de iniciar la fermentación) y finales (una vez terminada la fermentación).

6.8.1.1. Datos a utilizar

Para realizar el balance de masa del equipo se cuenta con los siguientes datos ^{[31][32][33]}:

Tabla 28: Propiedades y constantes cinéticas.

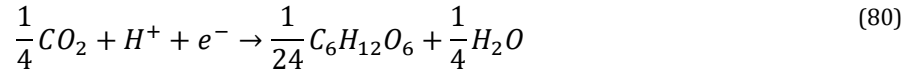
Datos bibliográficos	Símbolo	Magnitud	Unidades
Peso molecular etanol	Pp	[g/mol]	46,0684
Peso molecular agua	Pa	[g/mol]	18
Peso molecular CO2	Pco2	[g/mol]	44,01
Peso molecular Biomasa	Px	[g/mol]	25,35
Peso molecular Amonio	Pnh	[g/mol]	18,04
Peso molecular Ión carbonato	Phco	[g/mol]	61,01
Peso molecular glucosa	Pg	[g/mol]	180,1559
Peso molecular maltosa	Pm	[g/mol]	342,2965
Peso molecular maltotriosa	PN	[g/mol]	504,437
Tasa crecimiento específico máximo en glucosa	μ_g	[1/h]	0,1348
Tasa crecimiento específico máximo en maltosa	μ_m	[1/h]	0,2581
Tasa crecimiento específico máximo en maltotriosa	μ_n	[1/h]	0,9881
Constante de Michaelis en glucosa	Kg	[g/L]	0,134
Constante de Michaelis en maltosa	Km	[g/L]	14,023
Constante de Michaelis en maltotriosa	Kn	[g/L]	126
Constante de inhibición por glucosa	K'g	[g/L]	0,965
Constante de inhibición por maltosa	K'm	[g/L]	4,5
Constante de Michaelis inhibición por crecimiento	Kx	[g/L]^2	234,55

Densidad del mosto Imperial Stout	ρ	[g/ml]	1106
-----------------------------------	--------	--------	------

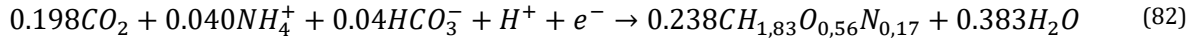
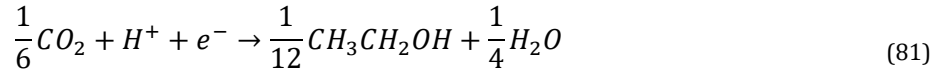
6.8.1.2. Supuestos y ecuaciones

Para el dimensionamiento del fermentador, primero es necesario conocer la cinética bioquímica que ocurre dentro de este. Para esto, se utilizó el método de Riettemann y McCarty, el cual indica que toda reacción bioquímica corresponde a una REDOX, en donde se genera biomasa [4].

Dicha cinética se obtiene a partir de un balance de materia el cual inicia con la semi reacción redox donora de electrones (SRRd), donde se oxida el sustrato utilizado (glucosa) como se aprecia en la ecuación x1.



Junto con esta, ocurre una semi reacción aceptora (sRRa) de electrones y una síntesis celular (Rc) donde se genera biomasa.



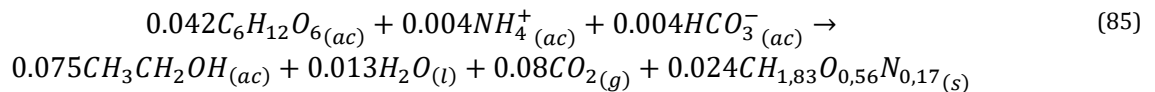
Donde $CH_{1,83}O_{0,56}N_{0,17}$ corresponde a la fórmula molecular de la levadura utilizada.

Así, utilizando estas tres ecuaciones, se obtiene la reacción global que ocurre dentro del fermentador:

$$R_{global} = f_e * SRR_a + f_s * SRR_c - SDR_D \quad (83)$$

Donde f_e corresponde a la fracción que es destinada a la producción de etanol y f_s a la de biomasa. Además, debido a que la levadura se encuentra en un medio anaeróbico, prioriza la producción de etanol y CO₂, ya que utiliza el sustrato como medio de energía para llevar a cabo la respiración celular, generando una menor cantidad de biomasa. Es así que se tomará como supuesto una repartición $f_e = 0.9$, con lo cual se obtuvo la siguiente cinética:

$$R_{global} = 0.9 * SRR_a + 0.1 * SRR_c - SDR_D \quad (84)$$



De esta manera, se obtiene el rendimiento o conversión por sustrato para etanol y biomasa a partir del sustrato.

$$Y_{Et/s} = \frac{0.075}{\frac{0.042}{0.042}} = 1.8$$

$$Y_{X/s} = \frac{0.042}{0.024} = 0.5$$

Por otro lado, el almidón suministrado por la malta presenta azúcares fermentables y no fermentables (Dextrinas). Los azúcares fermentables o simples corresponden a glucosa, maltosa (di polímero de la glucosa) y maltotriosa (tri polímero de la glucosa). Estos serán los sustratos consumidos por la levadura, los cuales presentan diferentes cinéticas de consumo, dado que primero degrada los azúcares más simples, y luego los de mayor peso. En base a esto, se plantean las siguientes ecuaciones diferenciales que modelan el consumo de sustrato y crecimiento de biomasa en función del tiempo, siguiendo cinéticas de Michaelis con factores de inhibición por sustrato para el consumo de nutrientes e inhibición por crecimiento para el aumento de biomasa [32].

Consumo de glucosa:

$$\frac{dG}{dt} = - \left(\frac{\mu_g * G}{k_g + G} \right) * X \quad (86)$$

Consumo de maltosa:

$$\frac{dM}{dt} = - \left(\frac{\mu_m * M}{k_m + M} \right) * \left(\frac{k'_g}{k'_g + G} \right) * X \quad (87)$$

Donde $\left(\frac{k'_g}{k'_g + G} \right)$ corresponde al factor de inhibición por sustrato que genera la glucosa frente a la maltosa.

Consumo de maltotriosa:

$$\frac{dN}{dt} = - \left(\frac{\mu_n * N}{k_n + N} \right) * \left(\frac{k'_g}{k'_g + G} \right) * \left(\frac{k'_m}{k'_m + M} \right) * X \quad (88)$$

Donde $\left(\frac{k'_g}{k'_g + G} \right)$, $\left(\frac{k'_m}{k'_m + M} \right)$ corresponden a factores de inhibición por sustrato que genera la glucosa y maltosa frente a la maltotriosa.

Crecimiento de biomasa:

$$\frac{dx}{dt} = \left(\left(\frac{\mu_g * G * Y_{x/g}}{k_g + G} \right) + \left(\frac{\mu_m * M * Y_{x/m}}{k_m + M} \right) * \left(\frac{k'_g}{k'_g + G} \right) + \left(\frac{\mu_n * N * Y_{x/n}}{k_n + N} \right) * \left(\frac{k'_g}{k'_g + G} \right) * \left(\frac{k'_m}{k'_m + M} \right) \right) * \left(\frac{k_x * X}{k_x + (x - x_o)^2} \right) \quad (89)$$

Donde $\left(\frac{k_x}{k_x + (x - x_o)^2} \right)$ corresponde al factor de inhibición por crecimiento.

6.8.2. Modelación en Matlab.

Una vez obtenida las cinéticas dentro del reactor, junto con la reacción global, se modeló en Matlab en base a las condiciones iniciales provenientes de los procesos previos (cocción e intercambiadores de calor) para determinar el tiempo total de fermentación. Cabe destacar que fue el único parámetro dimensionado para este equipo fue el tiempo de fermentación para cada tipo de cerveza, dado que el volumen se fijó en base a la cantidad de cerveza a producir.

Se utilizaron dos funciones, una para definir el sistema de EDOs en donde se encuentran las ecuaciones ya mencionadas y otra para realizar la integración ode45 con el fin obtener el tiempo de fermentación en cada cerveza dependiendo de las condiciones iniciales.

Planeamiento de EDOs:

```
function dx= cineticas(t,x);
%Vector de ceros.
dx = zeros(4,1);

%%Definición de parámetros cinéticos
%tasas de crecimiento
u_g=0.0198;
u_n=0.09881;
u_m=0.02581;
%constantes de Michaelis
k_g=0.134;
k_m=14.023;
k_n=126;
k_x=234.5;
% Constantes de inhibición
k_g2=0.965;
k_m2=4.5;
%Rendimientos de biomasa en función del sustrato.
Yxg=0.57;
Yxm=2*0.57;
Yxn=3*0.57;
%concentración inicial de biomasa.
x_0=3;

% Sistema de EDOS
dx(1)=((u_g*Yxg*x(2)/(k_g+x(2)))) +
(u_m*x(3)*Yxm*k_g2/((k_m+x(3))*(k_g2+x(2))))+(Yxn*u_n*x(4)*k_g2*k_m2/((k_
n+x(4))*(k_g2+x(2))*(k_m2+x(3)))*k_x*x(1)/(k_x+(x(1)-x_0)^2));
dx(2)=-u_g*x(2)*x(1)/(k_g+x(2));
dx(3)=(-u_m*x(3)*x(1)*k_g2/(((k_m+x(3))*(k_g2+x(2)))));
dx(4)=-u_n*x(4)*k_g2*k_m2*x(1)/((k_n+x(4))*(k_g2+x(2))*(k_m2+x(3)));

return
```

Main del código:

```
%Main

%Concentraciones iniciales de levadura, glucosa, maltosa y maltotriosa.
%En este ejemplo corresponden a las concentraciones iniciales para la
%producción de cerveza Ambar Ale
y0 = [3 3.59 98.74 28.7244];
```

```

%Intervalo de Integración
tspan = [0 250];

% Simulación con la adivinanza inicial
optionsode = odeset('RelTol',1e-8,'AbsTol',1e-8);
[t_Kc0,x_Kc0] = ode45(@(t,x) cineticas(t,x),tspan,y0,optionsode);

%%
%Gráficos obtenidos para el consumo de cada sustrato e incremento de
%biomasa
hold on
plot(t_Kc0,x_Kc0(:,1))
plot(t_Kc0,x_Kc0(:,2))
plot(t_Kc0,x_Kc0(:,3))
plot(t_Kc0,x_Kc0(:,4))

legend('Biomasa','Glucosa','Maltosa','Maltotriosa')
xlabel('tiempo (h)')
ylabel('Concentración [g/L]')

x_Kc0
return

```

Obteniendo el siguiente perfil de concentraciones:

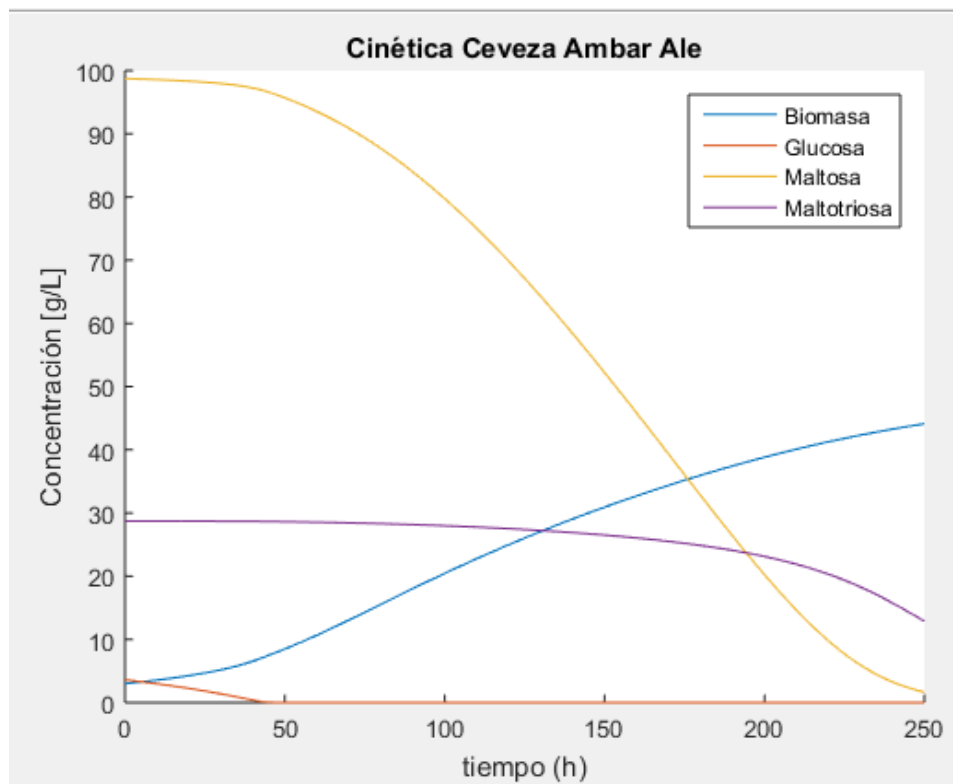


Gráfico 4: Perfil de concentraciones de sustrato e incremento de biomasa en función del tiempo.

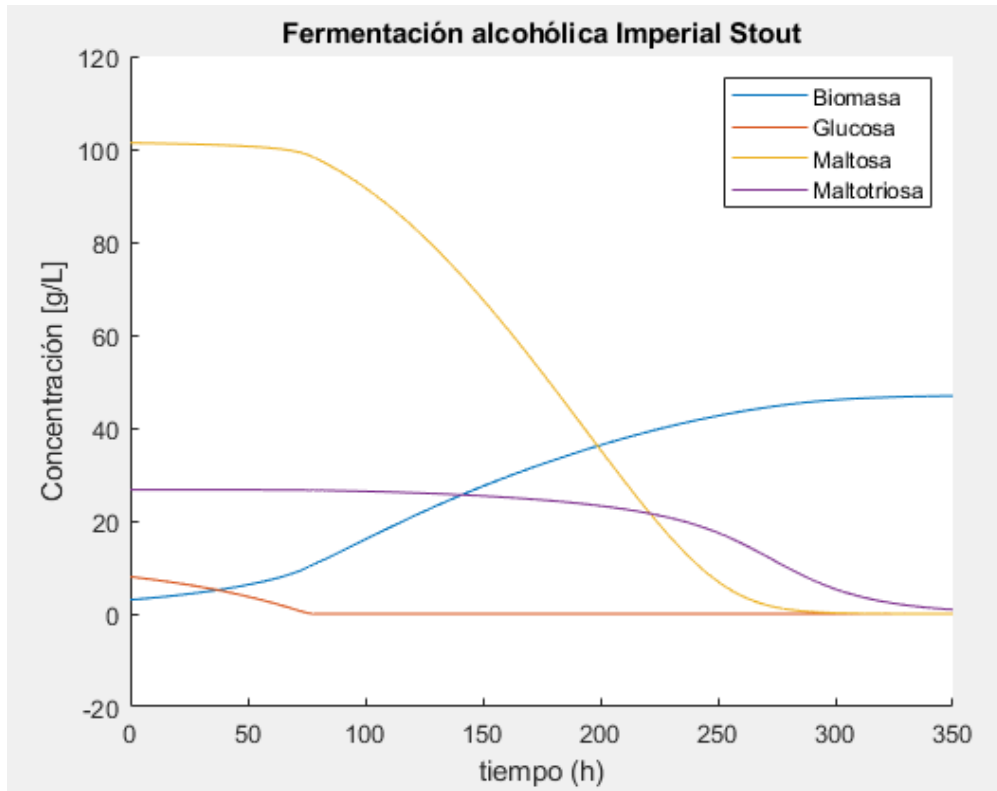


Gráfico 5: Perfil de concentraciones de sustrato e incremento de biomasa en función del tiempo.

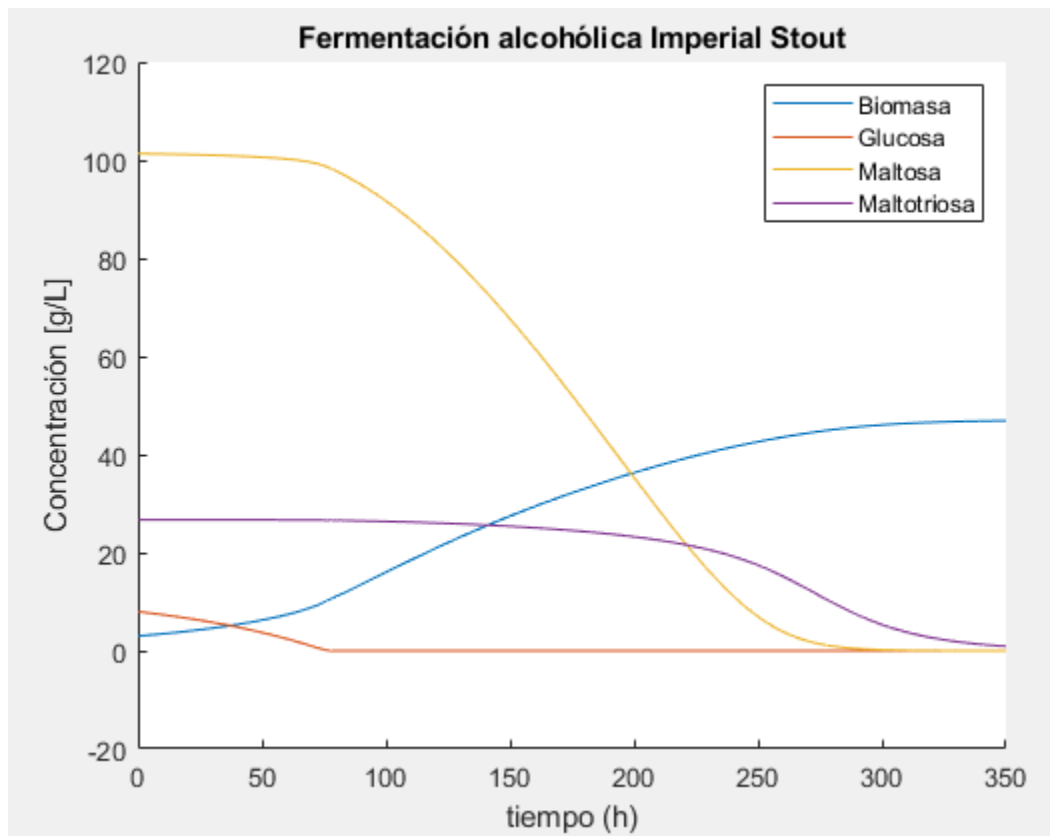


Gráfico 6: Perfil de concentraciones de sustrato e incremento de biomasa en función del tiempo.

6.8.2.1. Memoria de cálculo producción de cerveza Ambar Ale.

El volumen de Mosto que ingresa al fermentador corresponde a 11.281 [l] con una concentración de azúcares (fermentables y no fermentables) de 162,54 [g/l]. Se estimó que la cerveza Ambar Ale es de alta fermentabilidad, conteniendo la siguiente composición [35]:

Además, la inoculación inicial (concentración de levadura inicial) utilizada fue de 3 [g/l] de levadura *Saccharomyces cerevisiae* [35]. Una vez definidas las condiciones iniciales, se inició el modelamiento, obteniendo los resultados presentes en la tabla 31 y se calculan los moles que reaccionan de cada sustrato junto con los compuestos producidos.

Cálculo de moles de Glucosa:

$$\text{Moles glucosa} = \frac{([glucosa]_0 - [glucosa]_{final}) * V}{P_{molecular}} = \frac{3.59 \left[\frac{g}{l} \right] * 11281.13 [l]}{180.15 \left[\frac{g}{mol} \right]} = 270,5 [mol]$$

Cabe destacar, que para maltosa y maltotriosa, se calculó su masa y esta se dejó expresada en moles de glucosa, dada la cinética descrita anteriormente.

$$\text{Moles glucosa (maltosa)} = ([maltosa]_0 - [maltosa]_{final}) * V * \frac{P_g}{P_m} \quad (90)$$

$$(28.72 - 1.644) [g/L] * 11281.13 [L] * \frac{180.15}{342.29} = 6080 [mol \text{ glucosa}] \quad (91)$$

Obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 29: Balance de masa de sustratos

Sustratos consumidos	Masa [mol]	Masa [g]
Glucosa	224,83	40.505,6
Maltosa	3200,02	1.095.356,69
Maltotriosa	354,51	178.830,68
Amonio	746,87	13.473,57
Bicarbonato	746,87	45.566,68

Tabla 30: Balance de masa de productos.

Productos Generados	Masa [mol]	Masa [g]
Etanol	13135,55293	605.133,9
Agua	2335,203572	42.033,66
CO2	14052,95746	618.330,12
Biomasa	4170,012633	105.709,82

En la tabla 27, la concentración de levadura obtenida corresponde a levadura húmeda, la cual posee un 71,73% de humedad. (en la tabla 31 se muestra la masa seca de levadura producida) [36].

Finalmente se calculan los grados alcohólicos de la cerveza junto con la levadura húmeda producida y se realiza el balance de masa.

$$\text{Grados Alcohólicos} = \frac{\text{volumen etanol}}{1000[\text{ml}]} = \frac{605.133[\text{kg}]}{0.789 \left[\frac{\text{kg}}{\text{L}} \right] * 11281.13[\text{L}]} * 100 = 6.8^\circ \quad (92)$$

$$\text{Levadura húmeda} = Xf * V = 44.10 \left[\frac{\text{g}}{\text{L}} \right] * 11281.13[\text{L}] = 497573[\text{g}] \quad (93)$$

$$\begin{aligned} \text{Consumo} &= \text{generación} \\ \text{Moles glucosa} + \text{amonio} + \text{bicarbonato} &= \text{agua} + \text{CO}_2 + \text{Biomasa} + \text{etanol} \end{aligned} \quad (94)$$

$$1373733,242[\text{g}] = 1371207.519[\text{g}]$$

Obteniendo un error del 0.18%

6.8.3.Dimensionamiento

Se dimensiona el reactor a partir de la mayor producción de cerveza. La mayor producción corresponde a la cerveza Ambar Ale y según la tabla 31 el volumen del líquido en el reactor es el siguiente:

Tabla 31: Volumen de producción de cervezas.

Cervezas	Tiempo de fermentación [h]	Volumen Cerveza [l]	[glucosa] [g/l]	[Maltosa] [g/l]	[maltotriosa] [g/l]	[Biomasa] [g/l]
Ambar Ale	250	11.652	0	0,577	0,520	40
Imperial Stout	350	9.713	0	0,003	0,877	46
Golden Ale	236	9.506	0	0,849	5,723	37

$$V_L = 0,8 \cdot V_T = 11625 \quad (95)$$

Entonces el volumen del reactor de fermentación es: 15.000 [l].

6.9.Caldera

Para el proceso de maceración y cocción del mosto se necesita elevar la temperatura del reactor en el que se encuentran, estos dos procesos se llevan a cabo en el mismo reactor, por lo que se analizará cual periodo tiene una demanda energética mayor, luego se dimensionará en función de esta necesidad. Para esto se llevará a cabo un balance de energía en el reactor para saber cuánto calor se necesita generar en la caldera.

El proceso de producción de cerveza consta con 3 periodos de calentamiento, resumidos en la siguiente tabla:

Tabla 32: Resumen de temperaturas y tiempo a calentar el mosto.

Periodo de calentamiento	Temperatura Inicial mosto [°C]	Temperatura final mosto [°C]	Tiempo de calentamiento [s]
1	23	52	1800
2	52	78	1800
3 (cocción)	78	100	3600

6.9.1. Balance de Energía

6.9.1.1. Datos a utilizar

Los datos necesarios para el cálculo del balance de energía se muestran a continuación:

Tabla 33: Datos a utilizar en el balance de energía de la caldera

Propiedades	Símbolo	Magnitud	Unidades	Bibliografía
Densidad del mosto	ρ_h	1106	$\frac{kg}{m^3}$	[37]
Viscosidad del mosto	μ_h	0,00153	$\frac{kg}{ms}$	[38]
Conductividad térmica del mosto	k_h	0,6	$\frac{W}{m^{\circ}C}$	[38]
Capacidad calorífica del mosto	Cp_h	4,182	$\frac{J}{kg^{\circ}C}$	
Densidad del vapor	ρ_v	0,5542	$\frac{kg}{m^3}$	[39]
Viscosidad del vapor	μ_v	13,44	$\frac{kg}{m^3}$	[39]
Conductividad termica del vapor	k_v	0,0261	$\frac{W}{m^{\circ}C}$	[39]
Capacidad calorífica del vapor	Cp_v	1,93	$\frac{kJ}{kgK}$	[39]
Densidad del aire	ρ_{ai}	0,31485	$\frac{kg}{m^3}$	[40]
Viscosidad del aire	μ_{ai}	0,00004481	$\frac{kg}{m^3}$	[40]
Conductividad térmica del aire	k_{ai}	0,0603	$\frac{W}{m^{\circ}C}$	[40]

Capacidad calorífica del aire	$C_{p_{ai}}$	1,012	$\frac{kJ}{kgK}$	[40]
Peso Molecular aire	$P_{m_{ai}}$	0,028966	$\frac{kg}{mol}$	
Constante de los gases	R	8,314	$\frac{J}{mol * K}$	
Densidad Orujo	ρ_{oru}	850	$\frac{kg}{m^3}$	
Poder Calorífico Inferior Orujo	PCI_{oru}	15882,35294	$\frac{kJ}{kg}$	
Temperatura de entrada del vapor al reactor	$T_{v,in,mac}$	140	°C	[1]

6.9.1.2. Ecuaciones y supuestos

Para el Balance de energía realizado en el reactor y la caldera se utilizan los siguientes supuestos:

- 1) El camino adiabático del vapor, entre la caldera y el reactor tiene una eficiencia igual a 0,98.
- 2) La temperatura de entrada del vapor se mantiene constante para todos los periodos de calentamiento.
- 3) El vapor se mantiene a una temperatura tal que no existe un cambio de fase, por lo que no es necesario considerar el calor de vaporización.
- 4) Se utilizan algunas propiedades del agua para caracterizar el mosto.

Balance de energía Macerador/Cocción.

La ecuación para encontrar el flujo de calor necesario para calentar el mosto en el periodo i es la siguiente:

$$Q_{mac,i} = M_h * C_{p_h} * \frac{dT}{dt} \quad (96)$$

Donde:

- $Q_{mac,i}$: Flujo de calor necesario para el periodo i
- M_h : Masa de Mosto
- $\frac{dT}{dt}$: La temperatura a la que se debe elevar el mosto en el tiempo designado

A partir de esta ecuación y reemplazando con las distintas masas de mosto a producir se determina que el mayor flujo de calor corresponde al periodo 1 de la cerveza Ambar, luego, se utilizará este valor para dimensionar la caldera.

Luego, este calor es entregado por el vapor circulando por la chaqueta,

$$Q_{mac} = Q_{vap}$$

Del vapor se conoce la temperatura de entrada al macerador ^[1], conociendo esto y realizando un balance de energía para el vapor se determina la temperatura de salida del vapor luego de pasar por la chaqueta, utilizando la siguiente ecuación:

$$Q_{vap} = F_v C p_v (140 - T_{v,out}) \quad (97)$$

Donde:

- Q_{vap} : Calor que entrega el vapor
- F_v : Flujo de vapor
- $T_{v,out}$: Temperatura de vapor a la salida de la chaqueta

El valor de F_v viene dado a partir de la siguiente relación ^[1]:

$$F_v = \frac{M_h}{600} \left[\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right] \quad (98)$$

Luego podemos reemplazar este valor en la ecuación 97 para encontrar la temperatura de salida del vapor, $T_{v,out}$, y así seguir con el balance de energía de la caldera.

Balance de energía Caldera

Debido a que se define una eficiencia del camino adiabático, se debe calcular el valor de la temperatura de entrada del vapor a la caldera y la temperatura de salida de la caldera, ya que estos dos valores están determinados por requerimiento, así se definen las siguientes ecuaciones:

$$T_{v,out,cal} = \frac{140}{\delta} \quad (99)$$

$$T_{v,in,cal} = T_{v,out,mac} * \delta \quad (100)$$

Donde:

- $T_{v,out,cal}$: Corresponde a la temperatura que debe tener el vapor al salir de la caldera considerando la eficiencia adiabática.
- $T_{v,in,cal}$: Temperatura del vapor al entrar a la caldera
- $T_{v,out,mac}$: Temperatura del vapor al salir del macerado
- δ : Eficiencia adiabática, considerando que existen pérdidas de calor.

A partir de estas temperaturas se puede determinar el calor necesario que debe entregarle la caldera al vapor para volver a calentarlo.

$$Q_{cal} = F_v C p_v * (T_{v,out,cal} - T_{v,in,cal}) \quad (101)$$

Así se determina el calor máximo que debe entregar la caldera para cumplir los requerimientos energéticos.

6.9.1.3. Resultados y discusiones

Los principales resultados de este balance confirman lo que se espera por intuición, la mayor masa de mosto es la que necesitará un mayor flujo de calor para elevar la temperatura, además se verifica que el vapor no desciende su temperatura bajo los 100°C, cumpliendo con el supuesto de que este no cambia de estado gaseoso a líquido durante la transferencia de calor. Además, este calor puede estar subdimensionado, ya que se utilizó la capacidad calorífica del agua en vez de la del mosto, sin embargo este error no influye en gran medida en los cálculos

6.9.2. Balance de Masa

Para el balance de masa en la caldera es necesario determinar el flujo de biomasa que se necesitará para cumplir con esta demanda energética, considerando el flujo de aire que se tiene y los gases de salida provocados por la combustión.

6.9.2.1.

6.9.2.2. Datos a utilizar

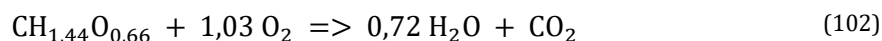
Tabla 34: Datos necesarios balance de masa biomasa en la caldera

Propiedades	Símbolo	Magnitud	Unidades	Bibliografía
Peso molecular N₂	PM_{N_2}	0,028	$\frac{kg}{mol}$	
Peso molecular O₂	PM_{O_2}	0,032	$\frac{kg}{mol}$	
Peso molecular H₂O	PM_{H_2O}	0,018	$\frac{kg}{mol}$	
Peso molecular CO₂	PM_{CO_2}	0,044	$\frac{kg}{mol}$	
Peso molecular Orujo (CH_{1,44}O_{0,66})	$PM_{CH_{1,44}O_{0,66}}$	0,024	$\frac{kg}{mol}$	[40]
Poder Calorífico Inferior Orujo	PCI_{oru}	15882,35	$\frac{kJ}{kg}$	

6.9.2.3. Ecuaciones y supuestos

Para el Balance de masa en la caldera se consideraron los siguientes supuestos:

- 1) La composición del aire es de un 21% de O₂ y 79% de N.
- 2) Existe combustión completa.
- 3) La fórmula de la combustión de la Biomasa es la siguiente:



- 4)
- 5) El orujo está compuesto por lo expresado en la fórmula anterior.
- 6) Se combustiona todo el orujo que entra a la caldera.
- 7) Se desprecia la masa de ceniza existentes.

Para determinar el flujo de Biomasa necesario para generar el calor de la caldera se utiliza la siguiente ecuación:

$$Q_{cal} = F_{Biomasa} * PCI_{oru} \quad (103)$$

Donde:

- Q_{cal} : Corresponde al calor que necesita la caldera
- PCI_{oru} : Poder calorífico Inferior del orujo
- $F_{Biomasa}$: Flujo másico de Biomasa [kg/s]

A partir de esto se determina el flujo de biomasa necesario para generar el calor en la caldera. Luego se plantea el balance de masa:

$$Salida = Entrada + Generación - Consumo \quad (104)$$

Para resolver esto se lleva a cabo un balance molar para la reacción de combustión de biomasa:
 $CH_{1,44}O_{0,66} + 1,03 O_2 \Rightarrow 0,72 H_2O + CO_2$

Para ello se debe encontrar los moles de biomasa que se alimentan y los moles de oxígeno alimentados en el aire.

$$mol CH_{1,44}O_{0,66} = F_{Biomasa} * \frac{t_{op}}{PM_{CH_{1,44}O_{0,66}}} \quad (105)$$

$$mol O_2 = V_{m,ai} * t_{op} * A_{trans} * \frac{\rho_{ai}}{PM_{O_2}} * 0,21 \quad (106)$$

Donde:

- $mol CH_{1,44}O_{0,66}$: Corresponde a los moles de orujo
- t_{op} : el tiempo de operación necesario.
- $V_{m,ai}$: equivale a la velocidad promedio del aire
- A_{trans} : Corresponde al área transversal de la caldera

Los valores de la velocidad promedio del aire y el área transversal de la caldera son calculados en el dimensionamiento de la caldera.

Luego para realizar el balance se considera que la ecuación de combustión de la biomasa ocurre estequiométricamente, por lo tanto los moles de CO₂ y H₂O generados se determinan a través de la ecuación 102.

6.9.2.4. Resultados y discusiones

Los resultados de este balance de masa están fuertemente condicionados a la veracidad de la ecuación 102, ya que se realiza en base a esta ecuación, sin embargo, un error asociado a esta ecuación significa que el balance está sobreestimado, ya que se está contemplando una combustión completa, si no fuera el caso, se generaría una menor cantidad de CO₂ además de la generación de otros gases.

6.9.3. Dimensionamiento

Para el dimensionamiento de la caldera se utilizarán los datos de la Tabla 34 en la sección del balance de energía, además se necesita el calor calculado a través de la ecuación 101.

6.9.3.1. Ecuaciones y supuestos

Para el dimensionamiento de la caldera se utilizan los siguientes supuestos:

- 1) La temperatura dentro de la caldera es igual a la temperatura de la llama ^[41].
- 2) El área transversal de la caldera se determina por catálogo y se define como 0,7 [m²].
- 3) El aire dentro de la caldera se comporta como gas ideal.
- 4) La biomasa se quema justo antes de entrar a la caldera, por lo que dentro de esta solo hay flujo de aire caliente.
- 5) La temperatura de la llama dentro de la caldera es constante dentro de todo el equipo.
- 6) La velocidad promedio del aire es igual a la velocidad promedio de los gases según la distribución de Maxwell-Boltzman ^[42].
- 7) El material es muy buen conductor y el grosor de la caldera se desprecia, por lo que el efecto de transferencia conductiva se desprecia.

De manera de encontrar las dimensiones de la caldera se utilizarán las siguientes ecuaciones:

$$Q_{cal} = U * A_{trans} * (T_{llama} - T_{v,out,cal}) \quad (107)$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_{vap}} + \frac{1}{h_{air}} + \frac{lc}{k}} \quad (108)$$

Donde:

- A_{trans} : Corresponde al área de transferencia [m²]
- T_{llama} : La temperatura dentro de la caldera Poder calorífico Inferior del orujo
- U : Coeficiente global de transferencia
- h_{vap} : Coeficiente de transferencia convectiva del vapor
- h_{air} : Coeficiente de transferencia convectiva del aire
-

De la ecuación ecuación 107 se debe determinar el área transferencia para poder terminar el dimensionamiento, sin embargo para ello hay que encontrar el valor del coeficiente global de transferencia, para ello se utilizarán adimensionales.

$$Re = \frac{v_{prom} lc * \rho}{\mu} \quad (109)$$

$$Pr = Cp \frac{\mu}{k} \quad (110)$$

Donde:

- Re : Número de Reynolds
- Pr : Número de Prundt
- v_{prom} : Velocidad promedio del fluido [m/s]
- lc : Largo característico de la transferencia

Luego, es necesario encontrar la velocidad promedio de los fluidos y el largo característico de la transferencia, para ello se define un área transversal de la caldera a partir de un catálogo de los equipos, de esta manera se fija el área como 0,7 [m²] [43].

Debido a que la caldera tiene forma cilíndrica se puede determinar el diámetro ya que:

$$\pi \frac{D^2}{4} = A_{transversal} \quad (111)$$

Despejando el diámetro de esta ecuación encontramos el largo característico, ya que para esta transferencia $lc = D$.

Solo queda determinar las velocidades promedio de ambos fluidos para terminar de determinar los adimensionales. Luego para determinar la velocidad promedio del aire se utiliza la velocidad promedio de los gases según la distribución de Maxwell-Boltzman.

$$V_{m,ai} = \frac{\sqrt{3RT}}{Pm_{air}} \quad (112)$$

De esta manera se determina que la velocidad promedio del aire es :

$$V_{m,ai} = 961,21654 \left[\frac{m}{s} \right]$$

Para encontrar la velocidad promedio del vapor se utiliza el flujo volumétrico de este en el Área transversal de la caldera, para ello primero se calcula el flujo volumétrico, esta operación se resume en la siguiente ecuación.

$$V_{m,vap} = \frac{F_v}{\rho_v A_{transversal}} \quad (113)$$

Reemplazando estos valores para el aire y el vapor en las ecuaciones 109 y 110 se definen los valores de Re y Pr para el vapor y el aire, resumidos en la siguiente tabla:

Tabla 35: Resumen resultados Re y Pr para el aire y el vapor.

	Vapor	Aire
Re	3,242	6.376.084,564
Pr	993,839	0,00075

Se puede apreciar que el régimen del vapor es laminar, mientras que el aire dentro de la caldera tiene un flujo turbulento, debido a esto, se utilizarán distintas relaciones para definir el adimensional Nussel de cada fluido, el cual es necesario para determinar el coeficiente de transferencia convectiva ya que.

$$Nu = \frac{h lc}{k} \quad (114)$$

Donde h es el coeficiente de transferencia convectiva, l_c el largo característico y k la conductividad térmica del fluido.

Sin embargo se utilizan distintas correlaciones entre Re y Pr para determinar el Nu , ya que dependen de su régimen.

Para el vapor se tiene que para flujos desarrollados en un tubo circular con temperatura de pared constante [$Re < 2100$], Nusselt = 3,656 [referencia relaciones], esta es la correlación de Pohlhausen, es así como utilizando este valor en la ecuación 113 se tiene que:

$$Nu = \frac{h l_c}{k}$$

$$h_{vap} = Nu_{vap} \frac{k_{vap}}{l_c}$$

Por otro lado, para el aire se utiliza la correlación de Dittus-Boelter de flujo turbulento dentro de tuberías [42].

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^a \quad (115)$$

Donde $a=0.3$ ya que el aire se enfría

Una vez más se utiliza la 115 para determinar el coeficiente de transferencia convectiva del aire. A partir de estos dos se puede determinar el coeficiente de transferencia global utilizando la ecuación 107, una vez determinado esto podemos despejar el área de transferencia utilizando la 107 y la ecuación 106.

Debido a la forma de la caldera, se determina la altura de esta a partir de la siguiente ecuación:

$$\pi D L = A_{transferencia}$$

$$L = \frac{A_{transferencia}}{\pi D} \quad (116)$$

El cual, para la demanda energética de la cerveza ambar, correspondiente a la mayor demanda de calor,

$$L \approx 7 [m]$$

Luego las dimensiones del equipo serán:

Tabla 36: Resumen dimensiones finales de la caldera

Caldera	
Largo [m]	7
Radio [m]	0.5

6.9.3.2. Resultados y discusiones

Los resultados de este dimensionamiento reflejan una caldera con dimensiones similares a calderas encontradas por catálogo, sin embargo, es posible que este dimensionamiento esté sobreestimado, ya que se está despreciando el efecto de la transferencia de calor conductiva, además se debe verificar los coeficientes de transferencia convectiva calculados, ya que según

bibliografía estos debieron tener un valor más alto del determinado. Pese a esto último, las dimensiones de la caldera tienen similitud con otras utilizadas en la realidad.

6.10. Secador rotatorio

De manera de poder comercializar la levadura que fue utilizada en el proceso de la fermentación se implementa un secador rotatorio, buscando disminuir la humedad de esta hasta el punto de poder ser comercializada a la industria para ello, la levadura residual debe descender de un 71,76% de humedad hasta un 6% [44]. Es así como se dimensiona un secador rotatorio que pueda cumplir con este requerimiento.

6.10.1. Dimensionamiento

Para el dimensionamiento del secador rotatorio se trabajará con unidades de medición inglesas, de manera de facilitar los cálculos.

6.10.1.1. Datos a utilizar

Los datos a utilizar se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 37: Datos para el dimensionamiento del secador rotatorio.

Propiedades	Símbolo	Magnitud	Unidades	Bibliografía
Cp aire	$C_{p\text{air}}$	0,45	[Btu/ lb °F]	[45]
Cp agua	$C_{p\text{l}}$	1	[Btu/ lb °F]	[45]
Cp levadura	$C_{p\text{lev}}$	0,79	[Btu/ lb °F]	[46]
Humedad inicial sólido	X_{in}	0,7173	--	[44]
Humedad final sólido	X_{out}	0,06	--	[44]
Unidades de transferencia	N_t	2,5	--	
Temperatura entrada del sólido	$T_{\text{lev,in}}$	68	[°F]	
Humedad del aire inicial	$H_{\text{ai,in}}$	0,2	--	
Temperatura aire entrada	$T_{\text{ai,in}}$	140	[°F]	
calor latente	λ	1036	[Btu/lb]	[44]

6.10.1.2. Ecuaciones y supuestos

Los supuestos tomados para el dimensionamiento del secador rotatorio se muestran a continuación:

- 1) Se definió la temperatura de entrada del aire como 140°F ya que a mayor temperatura, la levadura muere.
- 2) La levadura entra al secador a temperatura ambiente
- 3) La temperatura de salida de la levadura es igual a la temperatura de salida del aire
- 4) La temperatura de bulbo húmedo es igual a la temperatura de vaporización $T_v = T_{wb}$ [46].
- 5) Se definió el número de unidades de transferencia igual a 2,5 unidades.

Los secadores rotatorios de contacto directo se diseñan con base en la transferencia de calor. Una ecuación empírica dimensional para la velocidad de transferencia de calor q_T en BTU/h es:[2]

$$q_T = 0.125 \pi D L G^{0.67} dT_{lm} \quad (117)$$

Donde:

- D = diámetro del secador [ft]
- L = largo del secador [ft]
- dT_{lm} = diferencia de temperaturas media logarítmica
- G = velocidad másica lb/ ft²h

Para poder utilizar esta ecuación se debe primero encontrar el valor de q_T , para ello se realizará un balance de energía entre el aire caliente entrando al secador y la levadura.

A partir de las unidades de transferencia y las temperaturas encontradas se puede determinar el valor de la temperatura final del aire, utilizando la siguiente ecuación [45].

$$N_T = Ln \left(\frac{T_{ai,in} - T_{wb}}{T_{ai,out} - T_{wb}} \right) \quad (118)$$

$$T_{ai,out} = \frac{T_{ai,in} - T_{wb}}{\exp(2,5)} + T_{wb}$$

$$T_{ai,out} = 101,44 \text{ } ^\circ F$$

Donde se utiliza el valor de $98^\circ F = T_{wb}$ a partir del uso de cartas sicométricas [45].

A partir de un balance de energía se determinará el valor de q_T este balance se expresa en la siguiente ecuación.

$$\frac{q_T}{m_{lev}} = C p_{lev}(T_{lev,out} - T_{lev,in}) + X_{in} C p_l(T_{wb} - T_{lev,in}) + \lambda (X_{in} - X_{out}) + X_{out} C p_l(T_{lev,out} - T_{wb}) + (X_{in} - X_{out}) C p_{air}(T_{ai,out} - T_{wb}) \quad (119)$$

Suponiendo que $T_{lev,out} = T_{air,out}$, ya que suponemos que llegan a un equilibrio termodinámico, se puede despejar el valor de q_T :

$$q_T = 2819,75 \frac{BTU}{h}$$

Para el valor de la velocidad másica G debemos conocer la velocidad del flujo de entrada del aire, para ello se realiza otro balance de energía, mostrado en la siguiente ecuación:

$$m_g(1 + H_{ai,in}) = \frac{q_T}{C_{sb}(T_{ai,in} - T_{ai,out})} \quad (120)$$

Donde:

- m_g corresponde a la velocidad del flujo de aire [lb/h] .

- C_{sb} corresponde al valor del calor específico del aire húmedo a las condiciones que se opera [45].

Resolviendo esta ecuación se encuentra que $m_g = 248,77 \left[\frac{lb}{h} \right]$.

Debido a que la velocidad másica G corresponde a la masa de aire que atraviesa el área transversal del secador, se busca por catálogo el valor del diámetro de un secador de la industria [referencia secador], es así como se supone un diámetro de 3,28 [ft], equivalentes a 1 [m], luego utilizando la siguiente ecuación se determina el valor de G .

$$G = \frac{m_g}{\frac{\pi D^2}{4}} \left[\frac{lb}{ft^2 h} \right] \quad (121)$$

$$G = 29,42 \left[\frac{lb}{ft^2 h} \right]$$

Calculando el valor de dT_{lm} se podrá resolver la 117, para ello se resuelva la siguiente ecuación:

$$dT_{lm} = \frac{[(T_{ai,in} - T_{wb}) - (T_{ai,out} - T_{wb})]}{\ln \left(\frac{T_{ai,in} - T_{wb}}{T_{ai,out} - T_{wb}} \right)} \quad (122)$$

$$dT_{lm} = \frac{[(140 - 98) - (101,44 - 98)]}{\ln \left(\frac{140 - 98}{101,44 - 98} \right)}$$

$$dT_{lm} = 15,43$$

Ahora se ha determinado todo lo necesario para resolver la ecuación 117.

$$q_T = 0.125 \pi D L G^{0.67} dT_{lm} \quad (123)$$

$$2819,75 = 0,125 * \pi * 3,28 * L * 29,48^{0.67} * 15,43$$

Despejando el valor de L :

$$L = 14,77 [ft]$$

De esta manera se dimensiona el secador, los resultados se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 38: Resumen dimensiones finales secador Rotatorio.

Dimensiones Finales	[ft]	[m]
Diámetro del secador	3,28	1
Largo del secador	14,722	4,48

6.10.1.3. Resultados y discusiones

El supuesto más fuertes en este dimensionamiento es el número de unidades de transferencia, ya que a partir de este se comienzan a definir los balances de energía, si bien es un valor que no se explica de donde aparece, los secadores rotatorios funcionan con valores entre 1,5 y 2,5 unidades de transferencia, el hecho de haber seleccionado el mayor valor dentro del rango implica que el secador puede estar subestimado, ya que se supone una transferencia mayor a la que podría haber, sin embargo no está alejado de la realidad pensar que se llega a estas unidades de transferencia, además, las dimensiones finales del secador tienen sentido y se asemejan a la realidad.

6.10.2. Balance de Masa

Para realizar el balance de masa del secador se debe calcular la cantidad de agua que pasa desde la levadura húmeda hacia el aire, luego se hará un balance de levadura húmeda y levadura seca y agua evaporada.

6.10.2.1. Datos a utilizar

Tabla 39: Datos a utilizar en balance de masa del secador rotatorio.

Humedad inicial sólido	X_{in}	0,71
Humedad final sólido	X_{out}	0,06
Levadura de Stout [kg]	Kg_{lev}	439

6.10.2.2. Ecuaciones y supuestos

- 1) Se alcanza a evaporar el agua calculada al aire
- 2) El aire no se satura de agua en ningún momento del secador, por lo que la levadura final tiene la humedad esperada.

Para el cálculo de este balance de masa se utilizaron las siguientes ecuaciones:

$$Kg_{lev} = Lev_{seca} + agua \quad (124)$$

Donde:

- Lev_{seca} = corresponde a la masa de levadura con humedad 0%, por lo que no contiene agua
- $agua$ = corresponde a la masa de agua que está en la levadura.

Para encontrar el valor de Lev seca y el agua se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$Lev_{seca} = (1 - X_{in}) * Kg_{lev} \quad (125)$$

$$agua = X_{in} * Kg_{lev} \quad (126)$$

Como la humedad final de la levadura corresponde al 6% se debe encontrar la masa final de levadura y a partir de esto determinar la cantidad de agua que debe haber en la levadura para que corresponda al 6%.

$$Lev_{final} = Lev_{seca} + agua_{restante} \quad (127)$$

$$Agua_{restante} = X_{out} * Lev_{final} \quad (128)$$

Por lo tanto, reemplazando la ecuación 126 en la ecuación 127 tenemos que:

$$Lev_{final} = \frac{Lev_{seca}}{1 - X_{out}} \quad (129)$$

Luego reemplazando este valor en la ecuación 128 se determina el valor del agua restante.

Así se determinan los valores para el balance de masa, resumidos para el caso de la cerveza Stout en la siguiente tabla:

Tabla 40: Resumen balance de masa en el secador rotatorio para cerveza Imperial Stout.

Cerveza	Entrada	Salida		Error %
	Levadura húmeda (71%)	Levadura seca (6%)	Agua	
Stout	439,10	132,05	307,04	0

6.10.2.3. Resultados y discusiones

A partir de este balance de masa podemos ver como la levadura disminuye su masa al reducir su humedad, además es importante destacar que en el dimensionamiento se calcula si efectivamente el aire alcanza su punto de saturación, lo cual no ocurre, por lo que el balance tiene sentido físico ya que toda el agua evaporada se irá al aire. Este balance tiene sentido mientras lo calculado en el dimensionamiento esté correcto.

6.11. Maduración

Luego de la fermentación, las cervezas Ale's pasan por una segunda fermentación, la cual se lleva a cabo en un tanque de maduración, es aquí donde se le agrega la fruta a los estilos Golden Ale y Ambar Ale.

6.11.1. Balance de Masa

Se mostrará el balance de masa de la cerveza Ambar ya que esta es la cerveza que más se produce, y más fruta utiliza en su maduración, además a la cerveza Stout no se le agrega fruta y para la Golden el cálculo es análogo a la Ámbar.

6.11.1.1. Datos a utilizar

Tabla 41: Datos a utilizar en la maduración

Parámetro	Valor	Símbolo y Unidad	Referencia
-----------	-------	------------------	------------

Volumen de cerveza	11600	V_{cer} [l]	-
Relación volumen/kilos de fruta	0,283	Ψ [-]	[47]
Masa de cerveza	12000	M_{cer} [kg]	-

6.11.1.2. Ecuaciones y supuestos

Para el cálculo del balance de masa se tomaron los siguientes supuestos:

- 1) La fruta introducida se encuentra saturada, por lo tanto al salir no absorbe agua de parte de la cerveza.
- 2) El intercambio entre la cerveza y la fruta mantiene la saturación de la fruta, por lo que solo se traspasa el sabor.

La ecuación utilizada para calcular la cantidad de fruta es la siguiente:

$$M_{fruta} = \Psi * V_{cer}$$

$$M_{fruta} = 0,283 * 11600$$

$$M_{fruta} \approx 3300$$

6.11.1.3. Resultados y discusiones

Los resultados del balance de masa se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 42: Resultados Balance de masa Maduración

Entrada [kg]		Salida [kg]	
Cerveza	Fruta	Cerveza	Fruta
12000	3300	12000	3300

A partir de la Tabla 42 vemos que no hay error, esto se debe a los supuestos tomados ya que los supuestos nos dicen que la misma masa de fruta y cerveza es la que saldrá, esto está alejado de la realidad y provoca un error, sobreestimando la cantidad de cerveza producida, ya que la fruta en realidad se mantiene con un porcentaje de la cerveza introducida, para un próximo análisis se debería determinar la humedad de la fruta antes y después de la maduración, de manera de calcular la cantidad de cerveza que se mantiene en la fruta.

6.11.2. Dimensionamiento

Este equipo es un tanque donde se almacenan la fruta y la cerveza juntas por un periodo determinado por la receta de cada fruta, estos tanques se estarán utilizando al mismo tiempo, es así como por catálogo se buscarán tanques capaces de cumplir con los litros de producción para cada cerveza.

6.12. Whirlpool

De manera de eliminar los sólidos que han quedado en el mosto después de la cocción, el fluido se bombea por un equipo centrifugador llamado Whirlpool, la fuerza centrífuga se genera debido a que el fluido entra tangencialmente y es bombeado por las tuberías^[1], por lo que no es necesario equiparlo con un agitador este equipo termina de separar los últimos residuos sólidos de manera de que el mosto entre al fermentador con la mejor calidad posible.

6.12.1. Balance de Masa

Para el balance se necesita saber la cantidad de sólidos restantes en el mosto, de manera de saber cuánto se separará.

6.12.1.1. Datos a utilizar

Los datos necesarios para realizar el balance de masa son: la cantidad de mosto entrando al Whirlpool y lo que se separará, particularmente se muestran para la cerveza Stout en la siguiente tabla:

Tabla 43: Datos a utilizar en el Whirlpool

Fluido entrante	Entradas [kg]
Sólidos inertes	12,8
Lúpulo	484,9888
Mosto	10467,21962

6.12.1.2. Ecuaciones y supuestos

- Se espera que el Whirlpool separe todos los sólidos, se supone una eficiencia del 100%
- La levadura separada se encuentra con una humedad del 71%. ^[44]

6.12.1.3. Resultados y discusiones

Los resultados del balance se muestran a continuación en la siguiente tabla:

Tabla 44: Resultados Balance de masa Whirlpool

	Entradas [kg]	Salidas [kg]	Pérdidas [kg]
Sólidos inertes	12,8	0	12,8
Lúpulo	484,9888	0	484,9888
Mosto	10467,21962	10392,5513	74,66832

A partir de la Tabla 44 se puede apreciar que no hay error en el cálculo del balance de masa. Este cálculo está sujeto fuertemente al hecho de que se espera que el Whirlpool tenga una eficiencia del 100%, sin embargo, este supuesto no es tan alejado de la realidad, ya que los sólidos restantes dentro del mosto se separarán por el efecto del vórtice, su densidad y tamaño favorecen el funcionamiento de este, por lo que se espera llegar a esta eficiencia.

6.12.2. Dimensionamiento

Este equipo se dimensiona por catálogo, por lo tanto, se buscará un Whirlpool capaz de cumplir con el requerimiento de la cerveza ámbar, ya que esta es la de mayor producción, es así como se elige un Whirlpool de 12000 [l], esto es considerando un factor de seguridad, ya que el volumen de mosto entrante al Whirlpool es bastante menor, además de que este es separado a medida de que pasa por la centrifuga.