

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
Facultad Regional Concepción del Uruguay
INGENIERÍA ELECTROMECAÁNICA

PROYECTO FINAL DE CARRERA

DETERMINACIÓN DE LA MEJOR TECNOLOGÍA DISPONIBLE PARA EL PROCESAMIENTO DE SUBPRODUCTOS (SANGRE, PLUMAS, VÍSCERAS) DE UNA PLANTA DE FAENA AVÍCOLA

Autores:

**STRACK, FRANCO AGUSTÍN
COBRE FRANCO GIOVANNI
BRUN, ALAN JESÚS**

Tutor:

Ing. WOEFFRAY, ELBIO

Dirección de Proyectos:

**Ing. Puente, Gustavo
Ing. De Carli, Aníbal**

AÑO 2020



**UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL CONCEPCIÓN DEL URUGUAY**

PROYECTO FINAL DE CARRERA

*DETERMINACIÓN DE LA MEJOR TECNOLOGÍA
DISPONIBLE PARA EL PROCESAMIENTO DE
SUBPRODUCTOS (SANGRE, PLUMAS Y VÍSCERAS)
DE UNA PLANTA DE FAENA AVÍCOLA*

AUTORES:

Brun, Alan Jesús
Cobre, Franco Giovanni
Strack, Franco Agustín

PFC-2006A

TUTOR:

Ing. Woeffray, Elbio

DIRECCIÓN DE PROYECTO:

Ing. Puente, Gustavo
Ing. De Carli, Aníbal

Resumen Ejecutivo

El presente proyecto consiste en un riguroso estudio sobre las distintas tecnologías que se encuentran disponibles en el mercado para el procesamiento de subproductos provenientes de la faena avícola, con el fin de generar un documento técnico-económico que sirva como respaldo para tomar decisiones sobre futuras inversiones.

El estudio comenzó con un reconocimiento y análisis de los equipos que componen las distintas líneas de proceso. Luego, a partir de las distribuciones de plantas y equipos propuestos por las diferentes marcas fabricantes, analizando sus ventajas y desventajas, se generó un criterio general que sirvió para establecer como base de estudio la conformación de dichas líneas de proceso.

Con el objetivo de realizar un análisis de interés para las plantas avícolas radicadas en Argentina, se tomó la producción de una planta de faena tipo. Con este caudal de materia prima, se dimensionaron los componentes y espacios físicos para, posteriormente, determinar los consumos energéticos necesarios.

En función de los resultados obtenidos mediante el análisis económico y, teniendo en cuenta la complejidad técnica de los nuevos procesos propuestos por los fabricantes, se determinó que el proceso de “vía seca” o también denominado de “alta temperatura” es el más apropiado para el procesamiento de vísceras. El cambio a estos nuevos procesos solo se justificaría en caso de que el precio de los combustibles (Gas Natural) aumente de manera significativa con respecto al período actual (año 2020) o bien, por el reemplazo de combustible por GLP (Gas Licuado de Petróleo).

Abstract

This project consists in a rigorous study of the different technologies that are available in the market for the processing of by-products from poultry slaughter, in order to generate a technical-economic document that serves as support to make decisions about future investments.

The study began with a recognition and analysis of the equipments that make up the different process lines. Then, based on the plant and equipment distributions proposed by the different manufacturer brands, analyzing their advantages and disadvantages, a general criterion was generated that served to establish as a study basis the conformation of said process lines.

In order to carry out an analysis of interest for poultry plants located in Argentina, the production of a typical slaughter plant was taken. With this flow of raw material, the components and physical spaces were dimensioned to subsequently determine the necessary energy consumption.

Based on the results obtained through the economic analysis and knowing the technical complexity of the new processes proposed by the manufacturers, the "high temperature" process was found to be the most appropriate for entrails processing. The change to these new processes would only be justified in the event that the price of fuels (Natural Gas) increases significantly compared to the current period (year 2020) or, by the replacement of fuel by LPG (Liquefied Petroleum Gas).

Agradecimientos

En primer lugar, queremos agradecer a nuestras familias y amigos, especialmente a nuestros padres, quienes desde un inicio apostaron por nosotros y se convirtieron en los pilares fundamentales a lo largo de toda nuestra carrera.

Queremos agradecer a nuestra casa de estudio, nuestra querida UTN, por brindarnos todos los recursos y herramientas necesarias.

También a nuestro tutor, el Ingeniero Elbio Woeffray, por brindarnos sus conocimientos y acompañarnos en las distintas etapas del proyecto para cumplir con los objetivos propuestos.

Por último, queremos agradecer a los siguientes especialistas, que brindaron asesoramiento e información esencial. Al Ing. Matías Martín (Docente de la casa de estudios), Ing. Guillermo Reynoso (Docente de la casa de estudios), Ing. Díaz Abal Alberto (Docente de la casa de estudios), Cdr. Gustavo Solanas (Docente de la casa de estudios), Ing. Hugo Pérez (Docente de la casa de estudios), Ing. Diego Artigau (AVIANTEC S.R.L.), Ing. Cristhian Pitura (TECPROFEED), Ing. Agustín Rivero (FOODTEX), Ing. Nicolás Porelio (ITEC), a los directores de proyecto Ing. Gustavo Puente e Ing. Aníbal De Carli y a todos los que de una u otra forma colaboraron con la realización de este proyecto

Introducción

En los últimos años, el consumo de carne aviar en Argentina tuvo un aumento considerable. Su bajo precio relativo, la tendencia hacia el consumo de carnes magras y la mejora de la eficiencia en la cadena productiva son algunos de los factores influyentes. En el año 2019, el consumo promedio anual llegó a los 46,6 kilogramos por habitante, mientras que para el corriente año se espera un consumo promedio de 47 kilogramos.

Este crecimiento trae consigo grandes ventajas económicas y productivas como también una considerable generación de restos orgánicos (sangre, vísceras y plumas). Actualmente, en el país pocas empresas avícolas cuentan con plantas de procesamiento de subproductos. La mayoría de estos son desechados (se acumulan o incineran) ocasionando perjuicios al ambiente, o bien generan un gasto extra ya que deben ser transportados diariamente fuera de sus plantas de faena.

La producción de harinas de plumas, de vísceras, de sangre y de aceite o grasa de pollo se presenta como una opción viable para agregar valor y solucionar tales inconvenientes. Estos subproductos se utilizan, principalmente, como materia prima en la industria de la alimentación animal, lo cual asegura la existencia de un mercado para su comercialización.

El proceso de transformación de subproductos, conocido en el ámbito como *Rendering* (Renderizado), es un proceso que mediante métodos continuos o por batch permite obtener harinas y aceites. Dependiendo el tamaño de las plantas, se vuelve conveniente el uso de un método u otro. Estos procesos, a su vez, pueden tener enfoques diferentes en función de la calidad de producto final deseado. Esto significa una modificación del proceso de transformación e inclusive la incorporación de nuevas tecnologías.

Situación problemática

Desde hace tiempo, los fabricantes de equipos por excelencia, ofrecen nuevos procesos tecnológicos que aseguran un ahorro energético cercano al 40% en las líneas de procesamiento de vísceras. Dicha premisa convierte en necesario un estudio riguroso de los procesos para desarrollar un documento técnico-económico que permita decidir sobre futuras inversiones.

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL CONCEPCIÓN DEL URUGUAY

INGENIERÍA BÁSICA

PFC-2006A

BRUN, ALAN JESÚS
COBRE, FRANCO GIOVANNI
STRACK, FRANCO AGUSTÍN

Contenido

Resumen Ejecutivo	1
Agradecimientos	2
Introducción.....	4
Situación problemática	5
1 Marco teórico.....	9
1.1 Normativas de aplicación.....	9
1.2 Productos y Subproductos	9
1.2.1 Productos	9
1.2.2 Subproductos	9
1.3 Harinas de subproductos para la alimentación animal	10
1.3.1 Harina de vísceras	10
1.3.2 Harina de plumas	10
1.3.3 Harina de sangre.....	10
1.3.4 Aceite de vísceras	10
1.4 Tipos de procesos para obtener harina de vísceras	11
1.5 Criterios para el diseño de la planta	11
1.5.1 Zona sucia.....	11
1.5.2 Zona de proceso	11
1.5.3 Zona limpia.....	11
1.5.4 Consideraciones.....	12
1.6 Línea de proceso seco de vísceras	13
1.6.1 Diagrama de bloques	13
1.6.2 Diagrama de proceso simplificado	13
1.6.3 Proceso	13
1.7 Línea del proceso húmedo de vísceras.....	15
1.7.1 Diagrama de bloques	15
1.7.2 Diagrama de proceso simplificado	16
1.7.3 Proceso	16
1.8 Línea del proceso mixto de vísceras	19
1.8.1 Diagrama de bloques	19
1.8.2 Diagrama de proceso simplificado	19
1.8.3 Proceso	20
1.9 Línea del proceso de plumas	22
1.9.1 Diagrama de bloques	22
1.9.2 Diagrama de proceso simplificado	22
1.9.3 Proceso	22
1.10 Línea del proceso de sangre	24
1.10.1 Diagrama de bloques	24
1.10.2 Diagrama de proceso simplificado	24

1.10.3	Proceso	24
1.11	Línea tratamiento de vahos	25
1.11.1	Diagrama de bloques	26
1.11.2	Diagrama de proceso	27
1.11.3	Proceso	27

1 Marco teórico

1.1 Normativas de aplicación

Este tipo de industria se encuentra supervisada por SENASA (Servicio Nacional de Sanidad y Calidad Agroalimentaria). Es un organismo del estado encargado principalmente de la fiscalización y certificación de los productos y subproductos de origen animal y vegetal.

En el decreto N°4.238/68 se encuentra reglamentada la inspección de Productos, Subproductos y Derivados de Origen Animal. Específicamente, en el capítulo N°XXIV (24) 'Establecimientos elaboradores de subproductos incomedibles o depósito de los mismos', se detallan las consideraciones sobre subproductos de origen animal.

A su vez, en la provincia de Entre Ríos, se encuentra la Ley N° 6.260, la cual establece los criterios e índices fundamentales sobre las cuestiones ambientales para las distintas industrias.

1.2 Productos y Subproductos

Los productos y subproductos cárneos de origen aviar son los que se obtienen al finalizar la industrialización.

1.2.1 Productos

Dentro del procesamiento general de una planta de faena, los productos son considerados como la elaboración principal y de mayor rédito económico.

Los productos cárneos son:

- Aves enteras evisceradas, envasadas, refrigeradas o congeladas, con o sin menudos, que se pueden tomar directamente de la góndola del supermercado.
- Presas, envasadas, refrigeradas o congeladas.
- Menudos de aves, formados por hígado, corazón y estómago muscular desprovisto de mucosa.
- Chacinados, como, por ejemplo, hamburguesas, matambre de pollo, milanesas de pollo, pre-fritos, etc.
- Conservas como el paté de foie, pavita en escabeche, caldos de ave, etc.
- Carne mecánicamente separada, definida según el Decreto 4.238/68 (SENASA) como: "el producto resultante de la separación y remoción por medios mecánicos del músculo esquelético y otros tejidos adheridos a las carcasas y partes de carcasas de aves".

1.2.2 Subproductos

Los subproductos, en cambio, son elaboraciones posteriores que según el grado de procesamiento se clasifican en:

Preparó: Brun, Alan Jesús – Cobre, Franco Giovanni – Strack, Franco Agustín	Revisó: GP-31-10-20	Aprobó: GP-06-11-20	Página 9 de 383
---	---------------------	---------------------	-----------------

- Elaborados: harina de vísceras, harina de plumas, harina de sangre, aceite de vísceras, etc.
- Sin elaborar: plumas, cáscaras, etc.

También pueden clasificarse con respecto al consumo humano en:

- Comestibles para la especie humana: grasa, albúmina de sangre, hígado, corazón.
- Incomestibles para la especie humana: sebo, cuero, alimento para consumo de los animales, huesos.

Se entiende por establecimientos elaboradores de subproductos incomestibles, a los establecimientos o secciones de establecimientos donde se elaboran sebos, cueros, astas, pezuñas, sangre, gelatina, guanos, bilis, huesos, carnes, colas, cerdas y otros subproductos de origen animal no destinados a la alimentación humana. (SENASA, 2020).

1.3 Harinas de subproductos para la alimentación animal

1.3.1 Harina de vísceras

Se entiende por harina de carne o harina de vísceras, el subproducto convenientemente desgrasado ya sea por procesos químicos o físicos, obtenido a partir de carnes u órganos ineptos para el consumo humano, desecado y finalmente triturado. (SENASA, 2020).

1.3.2 Harina de plumas

La harina de plumas es el producto que resulta del tratamiento térmico bajo presión de plumas limpias y no descompuestas de aves comerciales sacrificadas en plantas de faena. (American Feed Control Official, AFCO)

1.3.3 Harina de sangre

Se entiende por harina de sangre, al subproducto obtenido por la deshidratación de la sangre de los animales cualquiera sea su especie, sometido o no a un posterior prensado o centrifugado y siempre triturado. Debe contener un mínimo de ochenta (80) por ciento de proteína y no más del diez (10) por ciento de humedad. (SENASA, 2020).

1.3.4 Aceite de vísceras

Se entiende por aceite, el glicérido¹ que permanece líquido a veinte (20) grados centígrados. (SENASA, 2020).

¹ Éster formado por la combinación de glicerina con ácidos grasos.



Fig. 1. Ilustración de los distintos tipos de harinas y aceite. Fuente: Elaboración propia con imágenes de "Las Camelias".

1.4 Tipos de procesos para obtener harina de vísceras

Actualmente, existen distintos tipos de procesos para obtener harina de vísceras. Estos difieren en la forma de cocer las vísceras, obteniendo en algunos procesos una mejor calidad de harina con menor consumo de vapor, y en otros, una harina con mejor palatabilidad.

Los procesos se denominan "proceso seco" y "proceso húmedo", de los cuales la denominación viene del estado en que se encuentra la víscera a la hora de prensar. A su vez, surgió en los últimos años un proceso que mezcla a ambos, denominado "proceso mixto". Estos dos últimos aseguran un consumo de vapor menor, pero tienen como gran desventaja, el alto costo de inversión y el nivel operativo de la planta con respecto al proceso seco.

En este proyecto se analizan y proyectan tres plantas con los distintos tipos de proceso para finalmente compararlos desde el punto de vista económico y técnico.

1.5 Criterios para el diseño de la planta

Para el diseño de la planta se tiene en cuenta el aspecto normativo y la posibilidad de realizar mantenimiento en los equipos. Para cada máquina se tuvo en cuenta su tamaño, peso y disposición con el fin de lograr una correcta manipulación e instalación. Para mayor control y visibilidad de proceso, se ubica estratégicamente una oficina de personal técnico.

Como se indica en el decreto N°4.238/68, la planta debe estar dividida físicamente en los siguientes sectores para evitar contaminación cruzada de productos.

1.5.1 Zona sucia

Este sector está ubicado en la planta de subproductos, y comprende la zona de recepción de la materia prima cruda. Esta zona debe estar a una temperatura no muy elevada para evitar el desarrollo microbiano y posterior putrefacción.

1.5.2 Zona de proceso

En ella se ubican todos los equipos que transforman la materia prima en harina y aceite.

1.5.3 Zona limpia

Esta zona está dispuesta para el envasado y posterior almacenamiento. Debe estar diseñada contemplando un mínimo de 2 o 3 días de producción y para la carga de camiones.

1.5.4 Consideraciones

Para el proceso de rendering se deben tener en cuenta también las zonas de caldera y tratamiento de efluentes (como son, por poner un ejemplo, los vahos). Es por ello que se debe disponer una zona de caldera lo más cercana posible a los grandes consumos con el fin de evitar pérdidas de energía y ahorrar en costos de cañerías. En cuanto al tratamiento de vahos, se dispone fuera de la nave industrial ya que no es necesario tenerla bajo techo.

En este proyecto se presentan 3 distribuciones (layouts) de planta, ya que se analizan diferentes diagramas de procesos para la transformación de vísceras en harina y aceite. Los distintos procesos se denominan proceso seco o de alta temperatura, proceso húmedo o de baja temperatura y proceso mixto. Para los subproductos sangre y plumas solo se dispone de un tipo de proceso, el proceso seco (alta temperatura) o también denominado convencional.

Sabiendo que la obra civil es uno de los mayores costos en este tipo de industrias, se tratan de aminorar espacios, teniendo en cuenta el movimiento entre equipos tanto de personas como equipamiento de montaje (sistemas de grúa y/o poleas) y las necesidades para el correcto desempeño de los equipos.

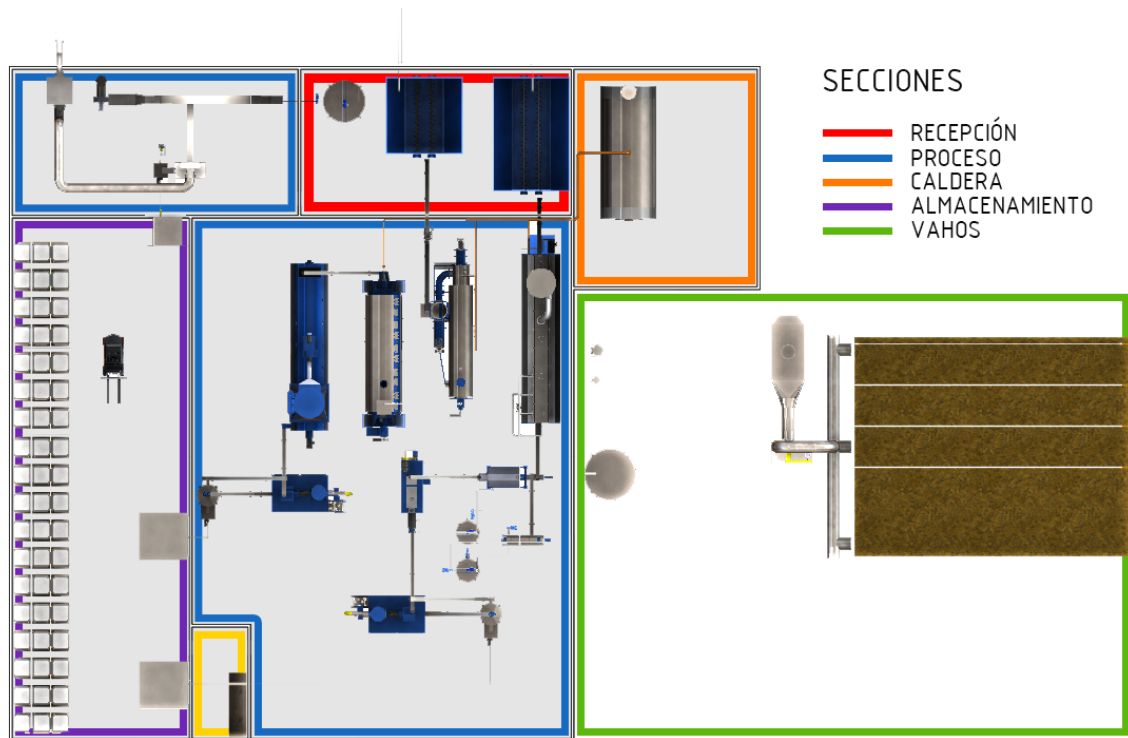


Fig. 2. Vista superior de las secciones de la planta de procesamiento de subproductos. Fuente: Elaboración propia.

1.6 Línea de proceso seco de vísceras

1.6.1 Diagrama de bloques

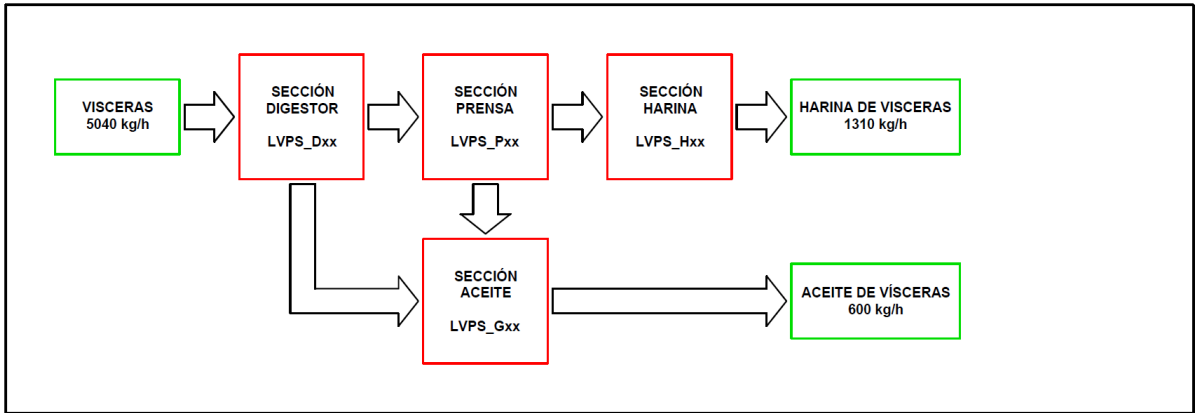


Fig. 3. Diagrama de bloques línea de proceso seco de vísceras. Fuente: Propia

1.6.2 Diagrama de proceso simplificado

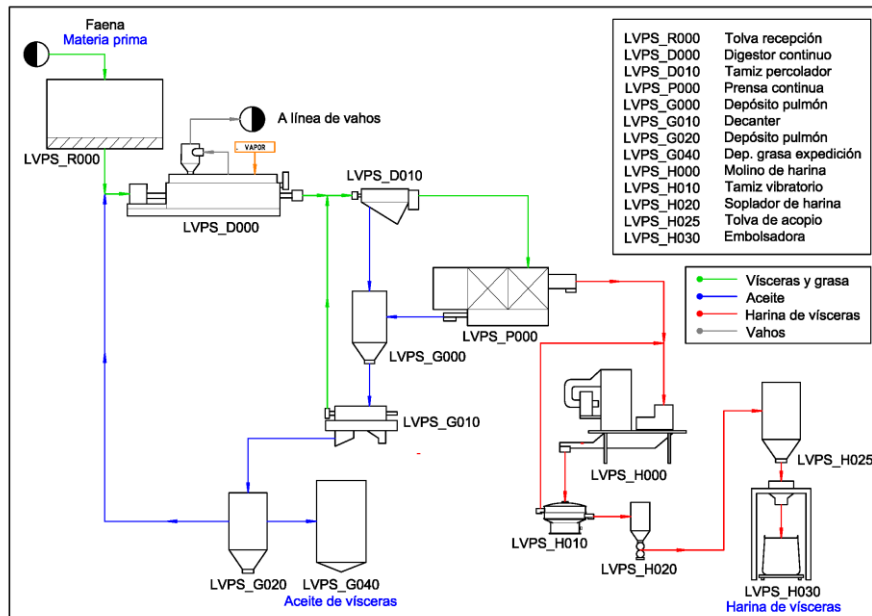


Fig. 4. Diagrama simplificado de proceso seco de vísceras. Fuente: Propia

1.6.3 Proceso

Este proceso es el más utilizado actualmente en las plantas de rendering debido a su fácil operación. Se cocinan las vísceras en el digestor y luego mediante una prensa y un decanter centrífugo se extrae el aceite contenido en estas.

1.6.3.1 **Recepción y almacenamiento**

El proceso de transformación a harina comienza en el depósito de la materia prima. Esta se transporta desde la planta de faena hasta la planta de rendering mediante transporte neumático, y queda almacenado en una tolva de recepción.

La tolva de recepción se dimensiona para una capacidad de almacenamiento de un turno de faena, de manera que, si surge algún inconveniente durante el proceso de transformación del subproducto, exista la posibilidad de solucionarlo mientras el proceso de faena sigue.

Esta tolva se encuentra en la “zona sucia” de la planta de subproducto. En el fondo de esta se coloca un drenaje para escurrir el agua proveniente faena.

1.6.3.2 **Digestor**

Mediante roscas transportadoras se lleva la materia prima al digestor. En este equipo se realiza la cocción de la víscera a presión atmosférica durante un tiempo de 2 a 2,5 horas. Las vísceras deben alcanzar una temperatura entre 100 y 110°C para garantizar la evaporización de la humedad hasta un porcentaje final que ronda entre un 5% y un 8%.

Al equipo también se le recircula un porcentaje de aceite para mejorar el sabor final de la harina, ya que la cocción con una cantidad considerable de aceite produce que estas se “friten” y tengan una mayor aceptación por parte de los compradores del producto final.

Es de vital importancia garantizar el porcentaje de humedad antes mencionado, ya que este es el único punto del proceso donde se la extrae. En el rendering de vísceras avícolas la humedad mínima permisible es del 5% ya que, con este valor, se garantiza que no se dañen las moléculas de proteína y no se pierda calidad nutricional. Además de significar un gasto energético mayor y pérdidas de peso en el producto final. A su vez, valores de humedad mayores al 8% no garantizan que las proteínas se conserven en buen estado, ya que con este porcentaje puede existir desarrollo microbiano.

1.6.3.3 **Prensa**

Previo a este equipo, el producto que sale del digestor es enviado a un percolador, en donde se realiza una primera separación “gruesa” del aceite y las vísceras cocidas. Este equipo es un tambor rotativo perforado que gira a baja velocidad y escurre el agua.

Los sólidos que salen del percolador ingresan a la prensa. Este punto es uno de los más críticos del proceso, debido a que debe producir una extracción adecuada de aceite para garantizar la calidad de la harina y, a su vez, la mayor producción de aceite posible, ya que es el producto con mayor valor en este mercado.

1.6.3.4 **Decanter**

El decanter centrífugo separa los sólidos arrastrados en la salida de líquidos del percolador y la prensa, utilizando la fuerza centrífuga y aprovechando las diferencias de densidad entre el aceite y los sólidos. El aceite que se obtiene del decanter queda listo para expedición.

El equipo logra una separación por aumento de la fuerza de gravedad al girar el rotor a gran velocidad. Los sólidos se decantan sobre la carcasa y con un sinfín transportador que gira a

una mayor velocidad que esta, los retira hasta la salida. Los sólidos que se separan se recirculan a la prensa.

Antes de ingresar al decanter, se aumenta la temperatura del líquido, ya que esta disminuye la viscosidad del aceite, lo cual que aumenta el rendimiento del equipo. Esta temperatura de ingreso debe estar entre 85 y 95°C.

1.6.3.5 **Molienda**

Los sólidos obtenidos en la prensa se envían a la planta de molienda donde se reduce el tamaño para facilitar el envasado y posterior transporte. Estas plantas de molindas son molinos a martillos que incluyen sistemas de recuperación.

El objetivo de la molienda es producir un polvo homogéneo, con buen aspecto, de fácil transporte y que pueda incorporarse sin problemas al resto de los componentes de una ración.

Para asegurar un polvo de tamaño homogéneo se envía la harina a un tamiz vibratorio en donde, si existe material que no tiene el tamaño correcto, se lo recircula a la planta de molienda. El resto, se lo descarga en una tolva donde se lo envía mediante transporte neumático para evitar contaminación, a una tolva de acopio.

1.6.3.6 **Envasado y almacenamiento**

En la boca de descarga de la tolva de acopio se coloca una embolsadora de Big Bags de 1500 kg. Estas bolsas se rotulan y se almacenan en un espacio libre de contaminación y acondicionado para tal fin.

1.7 Línea del proceso húmedo de vísceras

1.7.1 Diagrama de bloques

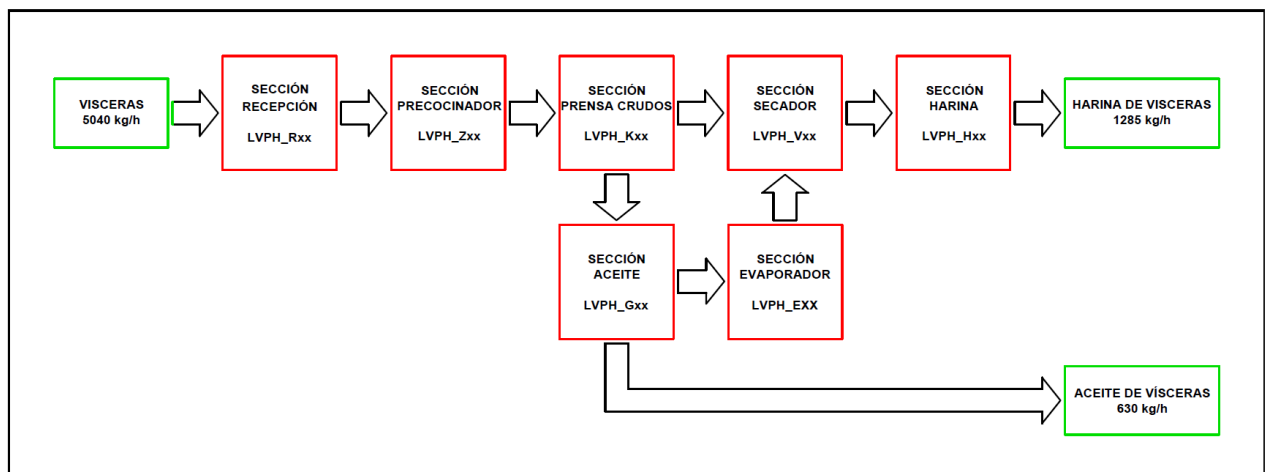


Fig. 5. Diagrama de bloques línea de proceso húmedo de vísceras. Fuente: Propia.

1.7.2 Diagrama de proceso simplificado

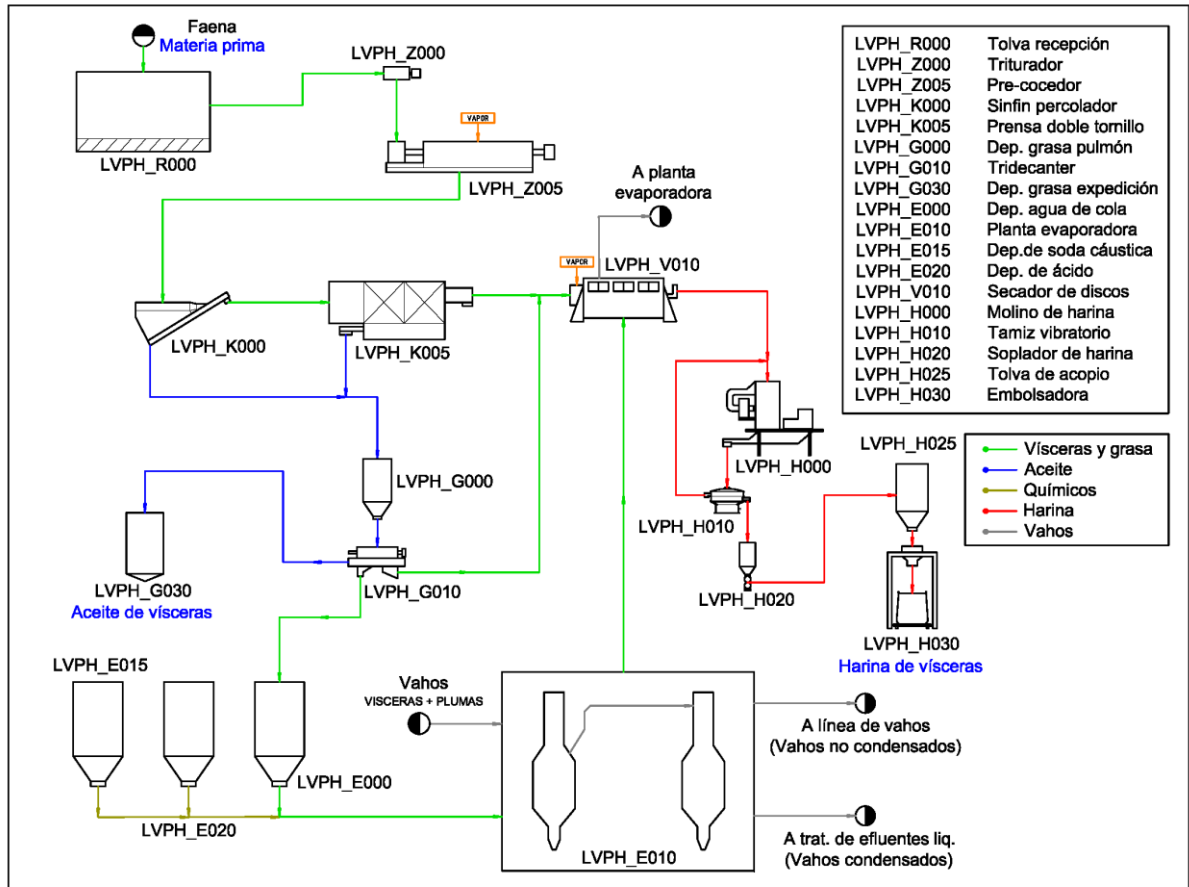


Fig. 6. Diagrama simplificado de proceso húmedo de vísceras. Fuente: Propia

1.7.3 Proceso

La principal diferencia de este proceso con respecto al de “vía seca”, es el prensado de la materia prima húmeda. En este proceso, se realiza de forma mecánica una extracción previa de humedad. Dicha extracción permite un ahorro de vapor durante el proceso que ronda cerca del 40% con respecto al proceso convencional.

1.7.3.1 Recepción y almacenamiento

El inicio del proceso no cambia con respecto al proceso convencional. Tanto el modo de recepción como el criterio de dimensionamiento siguen siendo iguales.

1.7.3.2 Cocción

Desde la tolva de recepción se envía mediante roscas transportadoras la materia prima al cocedor, pasando previamente por un detector de metales y un triturador, el cual tiene como objetivo reducir el tamaño de las vísceras para mejorar la eficiencia del cocedor.

En el cocedor, la materia prima es sometida a una temperatura de entre 90 y 100°C por un tiempo de 15 a 20 minutos con el objetivo de esterilizar, coagular proteínas y liberar los lípidos retenidos en la materia prima.

Este calor aplicado detiene la actividad microbiana responsable de la degradación de las vísceras, logrando así la esterilización. Una buena cocción en este equipo asegura que se mantengan las condiciones sanitarias en el resto de la línea de producción. Asimismo, el calor provoca la ruptura de la membrana celular que da lugar a la liberación del agua fisiológicamente ligada y de los lípidos retenidos logrando de esta manera, una mejor separación de estos componentes en la etapa posterior de prensado.

Se deben regular de manera correcta los parámetros térmicos, ya que este proceso es fundamental para el ahorro de energía en el prensado y la posterior vaporización del agua en las vísceras:

- Si la cocción es incompleta, el prensado no será correcto en la eliminación del agua y aceite, lo que aumentará la cantidad de agua a evaporar en la etapa de secado y a su vez, una harina de alto contenido graso.
- Si la cocción es excesiva, el flujo de masa solido será demasiado blando y quedará una mayor proporción de partículas sólidas en el líquido, lo que dificultará el proceso de evaporización de líquidos en el evaporador.

1.7.3.3 *Prensado*

Se realiza un prensado mecánico de las vísceras provenientes del cocedor, que tiene por objeto eliminar la mayor cantidad de agua de los sólidos y, a su vez, extraer el aceite. Este es el único punto factible del proceso para realizar dicha extracción.

Si se logra una buena cocción en la etapa anterior, la materia prima puede ser sometida a presión (relativamente alta), que se requiere para separar eficientemente el aceite. Si en la cocción previa las vísceras sufren alguna alteración enzimática de sus proteínas, estas se transforman en un producto semilíquido difícil de prensar y, por lo tanto, se obtendrá de la prensa una torta de consistencia blanda y un líquido muy pastoso.

En un proceso con funcionamiento óptimo, se obtiene una torta de prensa correspondiente al 20% aproximadamente del ingreso al cocedor, y el resto sale como líquido de la prensa.

1.7.3.4 *Tridecanter*

El líquido que se extrae de la prensa está compuesto por una mezcla de agua, aceite, sólidos insolubles y sólidos solubles. En esta etapa se separan los distintos componentes utilizando la fuerza centrífuga aprovechando las diferentes densidades entre componentes.

El equipo logra una separación por aumento de la fuerza de gravedad. Consiste en una carcasa que gira a una determinada velocidad, la cual por dentro posee un sinfín transportador que gira a una velocidad mayor. Esto permite retirar los sólidos que se depositan por acción de las fuerzas centrifugas sobre las paredes de la carcasa. A su vez, este equipo separa también el líquido por diferencia de densidad entre el agua y el aceite, ya que posee, distintas salidas a distintos diámetros.

La eficiencia de esta operación dependerá de la temperatura. Ésta influye fuertemente en la viscosidad del aceite. Se recomienda que el fluido de ingreso esté a una temperatura entre 85 y 95°C para lograr una correcta separación.

1.7.3.5 **Planta evaporadora**

El agua de cola proveniente del tridecanter contiene aproximadamente un 7-10% de sólidos, de los cuales casi su totalidad son proteínas solubles y en un menor porcentaje minerales, vitaminas, aminos, sólidos en suspensión y aceite residual (menos del 1%). Estos sólidos presentes en el agua de cola, componen aproximadamente el 30% de la harina final, por lo tanto, tiene vital importancia recuperarla para transformarla en harina.

La recuperación de los sólidos se efectúa en evaporadores de película descendente de varias etapas. Estos equipos están compuestos por un intercambiador de calor que provee el calor sensible y latente de evaporación del líquido alimentado, un separador de líquidos y un condensador para condensar el vapor del agua de cola.

Se puede utilizar como fuente de calor vapor proveniente de alguna caldera, o bien los vahos originados en los demás procesos (Líneas de plumas, sangre y/o vísceras) para mejorar la eficiencia del proceso. Con este último, se deben utilizar evaporadores con vacío para permitir la evaporización de la humedad debido a la temperatura que tienen los vahos.

En la superficie de los tubos se van depositando sólidos que reducen el intercambio de calor, y por lo tanto disminuye la eficiencia del proceso. Para evitarlo es necesario limpiar las paredes del evaporador periódicamente con soluciones en caliente de ácido nítrico y soda caustica.

1.7.3.6 **Secado**

El proceso de secado consiste en eliminar la humedad de la torta de la prensa, la torta del tridecanter y el concentrado proveniente de la planta evaporadora. Se lleva el producto desde una humedad inicial del 55-65% hasta una humedad del 6-8%.

En el rendering de vísceras avícolas la humedad mínima permisible es del 5% ya que, con este valor, se garantiza que no se dañen las moléculas de proteína y no pierda calidad nutricional de la harina, además de significar un gasto energético mayor y pérdidas de peso en el producto final. A su vez, valores de humedad mayores al 8% no garantizan que las proteínas se conserven en buen estado, ya que con este porcentaje puede existir desarrollo microbiano.

1.7.3.7 **Molienda**

Luego del secador, el producto es enviado a la planta de molienda donde se reduce el tamaño para facilitar el envasado y posterior transporte. Estas plantas de moliendas son molinos a martillos que incluyen sistemas de recuperación.

El objetivo de la molienda es producir un polvo homogéneo, con buen aspecto, de fácil transporte y que pueda incorporarse sin problemas al resto de los componentes de una ración.

Para asegurar un polvo de tamaño homogéneo se envía la harina a un tamiz vibratorio en donde, si existe material que no tiene el tamaño correcto, se lo recircula a la planta de molienda. El resto, se lo descarga en una tolva donde se lo envía mediante transporte neumático para evitar contaminación, a una tolva de acopio.

1.7.3.8 Envasado y almacenamiento

En la boca de descarga de la tolva de acopio se coloca una embolsadora de Big Bags de 1500 kg. Estas bolsas se rotulan y se almacenan en un espacio libre de contaminación y acondicionado para tal fin.

1.8 Línea del proceso mixto de vísceras

1.8.1 Diagrama de bloques

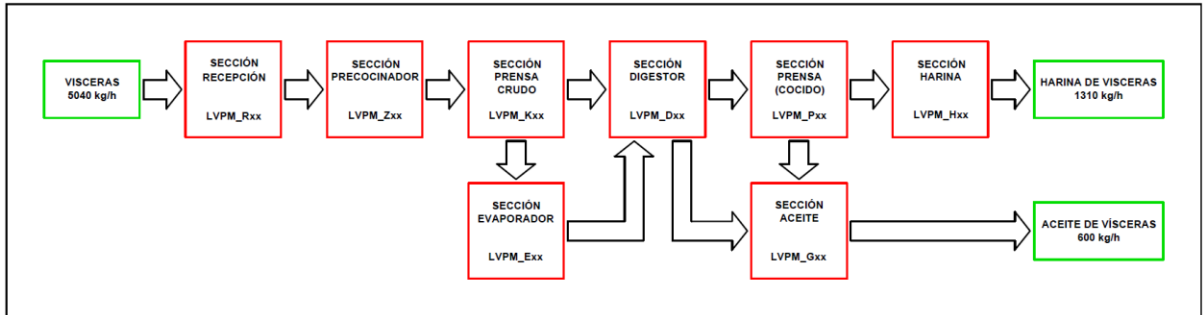


Fig. 7. Diagrama de bloques línea de proceso mixto de vísceras. Fuente: Propia

1.8.2 Diagrama de proceso simplificado

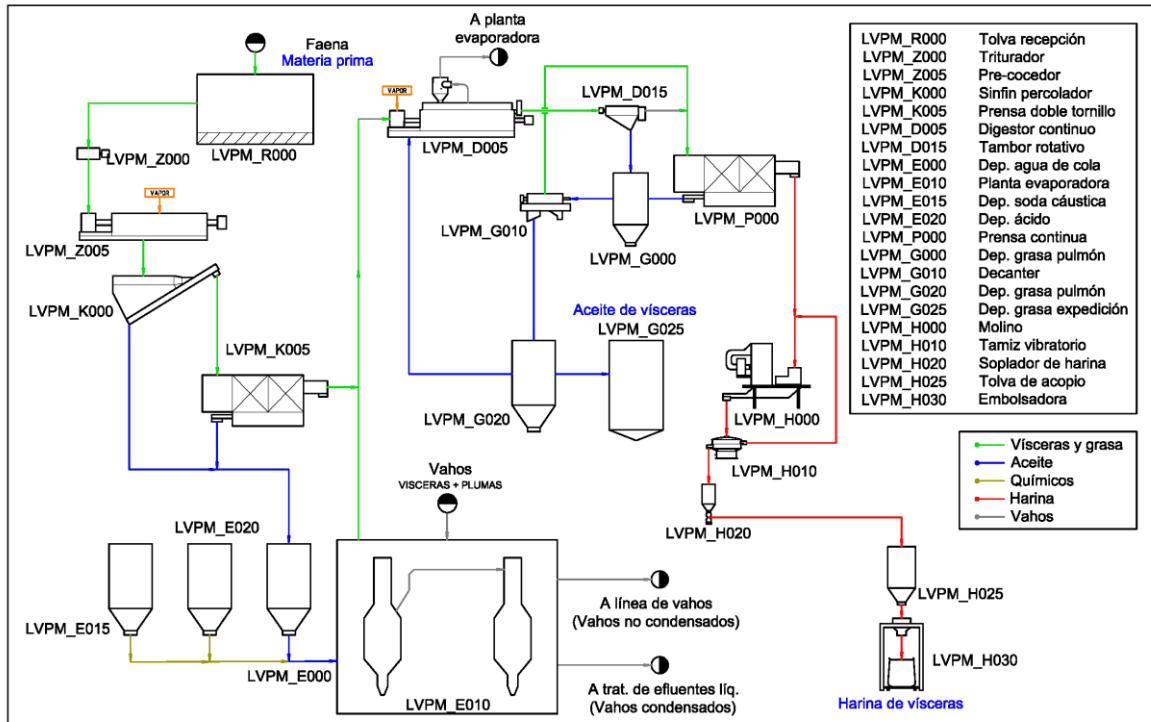


Fig. 8. Diagrama simplificado de proceso mixto de vísceras. Fuente: Propia

1.8.3 Proceso

El proceso mixto de vísceras consiste en una combinación de los procesos mencionados anteriormente. En términos de gasto energéticos es más eficiente que el proceso seco convencional pero no así con respecto al húmedo.

En la primera etapa del proceso se separa de manera mecánica la mayor cantidad de agua y aceite posible, para luego incorporar nuevamente el aceite al digestor donde se terminan de cocinar las vísceras, de manera que la harina producida tenga la misma palatabilidad que la obtenida en el proceso seco.

1.8.3.1 *Recepción y almacenamiento*

Al igual que en los demás procesos, la tolva de recepción se dimensiona para poder almacenar un turno de faena. A esta tolva el producto llega desde la planta de faena a través de transporte neumático.

1.8.3.2 *Cocción*

Las vísceras pasan por un detector de metales y luego un triturador para ingresar al cocedor. Como ya se mencionó en el proceso húmedo, el triturador mejora la eficiencia de este equipo.

Se somete la materia prima una temperatura de entre 90 y 100°C por un tiempo de 15 a 20 minutos con el objetivo de esterilizar, coagular proteínas y liberar los lípidos retenidos en la materia prima, lo que asegura la liberación de humedad en el proceso de prensado siguiente.

1.8.3.3 *Prensado crudo*

Se realiza un prensado mecánico de las vísceras provenientes del cocedor que tiene por objeto eliminar la mayor cantidad de agua de los sólidos, y extraer el aceite de las vísceras.

En un proceso con un correcto funcionamiento, se obtiene una torta de prensa correspondiente al 20% aproximadamente del ingreso al cocedor, y el resto sale como líquido de la prensa. Este líquido se envía a un percolador de grasa, donde se separa una parte de los sólidos arrastrados por el líquido.

1.8.3.4 *Planta evaporadora*

El líquido proveniente de la prensa contiene aproximadamente un 7-10% de sólidos que, como se mencionó en el proceso húmedo, conforman un 20 % de la producción total de harina. A su vez, este líquido está compuesto por un 20-25% de aceite, con lo cual es de vital importancia recuperarlo.

Este se envía a un evaporador de película descendente que utiliza la recuperación de gases de toda la planta de subproducto como fuente de calor. Este equipo es similar al utilizado en el proceso húmedo. El evaporador debe operar en vacío ya que la temperatura que tienen estos gases no es suficiente para evaporar el agua en condiciones de presiones positivas. Se llega a evaporar aproximadamente el 70% del agua que ingresa.

En la superficie de los tubos se van depositando sólidos que reducen el intercambio de calor, y por lo tanto disminuye la eficiencia del proceso. Para evitarlo es necesario limpiar las

paredes del evaporador periódicamente con soluciones en caliente de ácido nítrico y soda caustica.

1.8.3.5 **Digestor**

Los sólidos obtenidos en la prensa y percolador, más el agregado del producto concentrado obtenido en la planta evaporadora, se ingresan a este equipo donde se utiliza vapor para terminar la cocción de las vísceras.

El consumo de vapor en este proceso con respecto al proceso seco es menor, ya que en la planta evaporadora se elimina el 70% del agua inicial de las vísceras, por lo que es menor la cantidad de energía que se necesita para llevarlas a una humedad del 5-8%, necesaria para cumplir con los estándares de calidad de la harina final. A su vez, la permanencia de las vísceras es menor ya que, por ser menor la cantidad de masa, se llega más rápido a la temperatura de 110°C.

Al equipo también se le recircula un porcentaje de aceite para mejorar el sabor final de la harina, ya que la cocción con una cantidad considerable de aceite produce que estas se “friten” y tengan una mayor aceptación por parte de los compradores de este producto.

1.8.3.6 **Prensado cocido**

Como se realiza también en el proceso seco, el producto que sale del digestor es enviado a un percolador, en donde se realiza una primera separación “gruesa” del aceite y las vísceras cocidas.

Los sólidos obtenidos del percolador se envían a la prensa donde se prensa a estos obteniendo borra por un lado y por otro un chicharrón listo para ser transformado en harina. Como ocurre en el proceso seco, este punto es crítico ya que se realiza la separación final de aceite de la víscera.

1.8.3.7 **Decanter**

El decanter centrifugo separa los sólidos arrastrados en la salida de líquidos del percolador y la prensa utilizando la fuerza centrífuga aprovechando las diferencias de densidad entre el aceite y los sólidos. El aceite que se obtiene del decanter queda listo para expedición y los sólidos que se separan se recirculan a la prensa.

Antes de ingresar al decanter se aumenta la temperatura del líquido ya que esta disminuye la viscosidad del aceite lo que aumenta el rendimiento del equipo. Esta temperatura de ingreso debe estar comprendida entre 85 y 95°C.

1.8.3.8 **Molienda**

Los sólidos obtenidos en la prensa se envían a la planta de molienda donde se reduce el tamaño para facilitar el envasado y posterior transporte. Estas plantas de molienda consisten en un molino a martillo y un sistema de recuperación de polvos.

Para asegurar un polvo de tamaño homogéneo se envía la harina a un tamiz vibratorio en donde, si existe material que no tiene el tamaño correcto, se lo recircula a la planta de molienda. El resto, se lo descarga en una tolva donde se lo envía mediante transporte neumático para evitar contaminación, a una tolva de acopio.

1.8.3.9 Envasado y almacenamiento

En la boca de descarga de la tolva de acopio se coloca una embolsadora de Big Bags de 1500 kg. Estas bolsas se rotulan y se almacenan en un espacio libre de contaminación y acondicionado para tal fin.

1.9 Línea del proceso de plumas

1.9.1 Diagrama de bloques

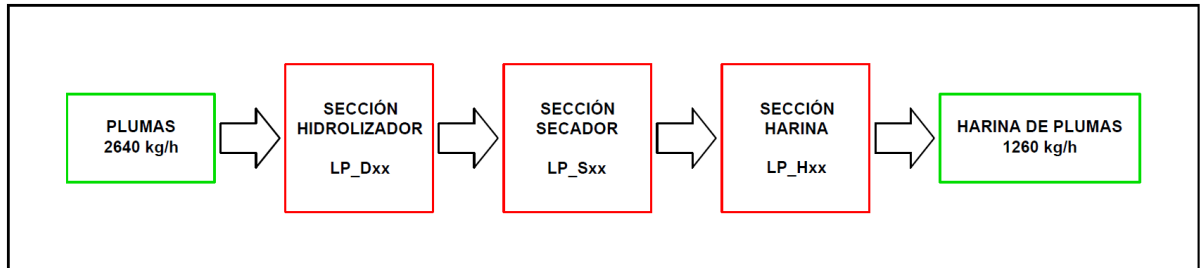


Fig. 9. Diagrama de bloques del proceso de plumas. Fuente: Propia.

1.9.2 Diagrama de proceso simplificado

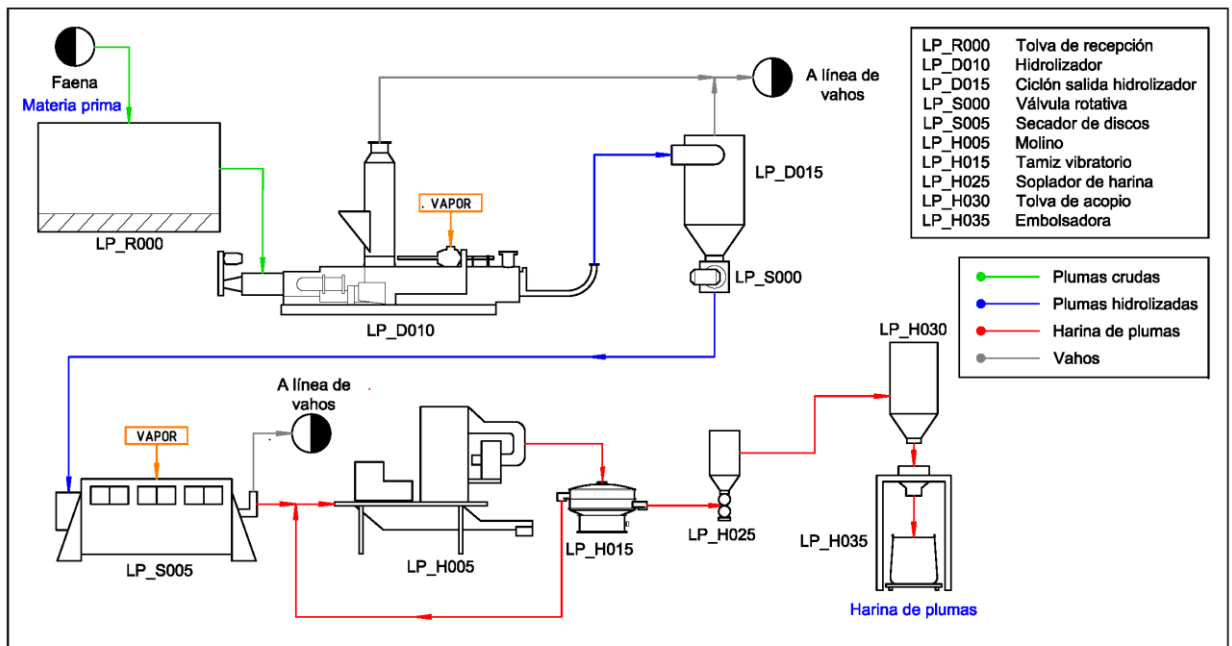


Fig. 10. Diagrama de proceso simple del proceso de plumas. Fuente: Propia.

1.9.3 Proceso

El proceso de transformación de la pluma en harina es un proceso físico, que se basa en el principio de hidrólisis, el cual tiene como finalidad romper los enlaces de la estructura proteica de las plumas.

1.9.3.1 **Prensado en faena**

Una vez que se recogen las plumas de las máquinas *desplumadoras*, se ingresan a la prensa de plumas, la cual elimina gran parte del contenido de agua, hasta un aproximado del 55%. Este proceso se realiza para poder utilizar transporte neumático desde la planta de faena hasta la planta de subproducto.

1.9.3.2 **Recepción**

Las plumas llegan a la planta de subproducto mediante transporte neumático y se descarga en la tolva de recepción. Se debe procurar que estas no estén mucho tiempo en la tolva ya que se apelmazan dificultando el proceso de transformación en harina.

1.9.3.3 **Hidrólisis**

A través de roscas transportadoras se alimenta el hidrolizador en donde las plumas son sometidas a 130°C de temperatura a una presión de 3,5 bar durante un tiempo aproximado de 60 minutos. Como ya se mencionó, en este proceso se rompen los enlaces disulfuro presentes en la estructura proteica de las plumas, consiguiendo así aumentar la disponibilidad y digestibilidad de las proteínas presentes.

Estos equipos tienen un sistema de tolva de carga y descarga que garantiza la producción continua de plumas y evita que se pierda la presión de trabajo en el interior. Esta presión se logra inyectando vapor directamente en la pluma.

1.9.3.4 **Secado**

El porcentaje de humedad a la salida del hidrolizador ronda el 55%, por lo tanto, se debe secar para llegar a un valor final del 6%. Este valor de humedad garantiza que las proteínas se conserven en buen estado y, a su vez, se evite el desarrollo microbiano.

Se pueden usar secadores de anillos que utiliza aire caliente como fuente de calor, o secadores de anillos que utilizan vapor. En el presente proyecto se utiliza un secador de discos ya que garantiza un secado de calidad al poder regular de manera estricta las variables de temperatura.

1.9.3.5 **Molienda**

Las plumas se envían a la planta de molienda donde se reduce el tamaño para facilitar el envasado y posterior transporte. Estas plantas de molienda consisten en un molino a martillo y un sistema de recuperación de polvos.

Para asegurar un polvo de tamaño homogéneo se envía la harina a un tamiz vibratorio en donde, si existe material que no tiene el tamaño correcto, se lo recircula a la planta de molienda. El resto, se lo descarga en una tolva donde se lo envía mediante transporte neumático para evitar contaminación, a una tolva de acopio.

1.9.3.6 **Envasado y almacenamiento**

En la boca de descarga de la tolva de acopio se coloca una embolsadora de Big Bags de 1500 kg. Estas bolsas se rotulan y se almacenan en la zona destinada para este fin.

1.10 Línea del proceso de sangre

1.10.1 Diagrama de bloques

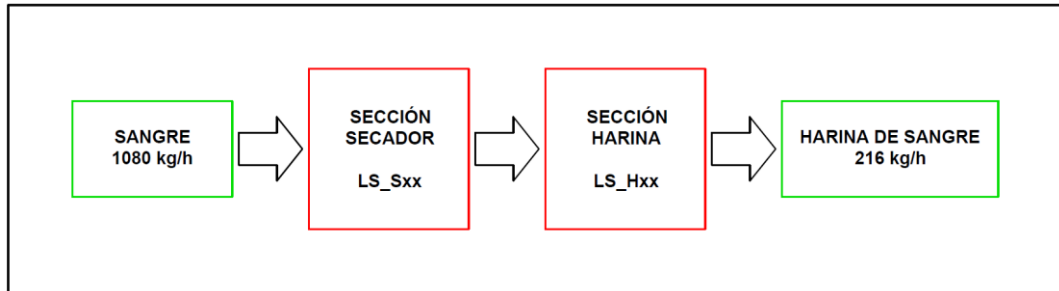


Fig. 11. Diagrama de bloques del proceso de sangre. Fuente: Propia.

1.10.2 Diagrama de proceso simplificado

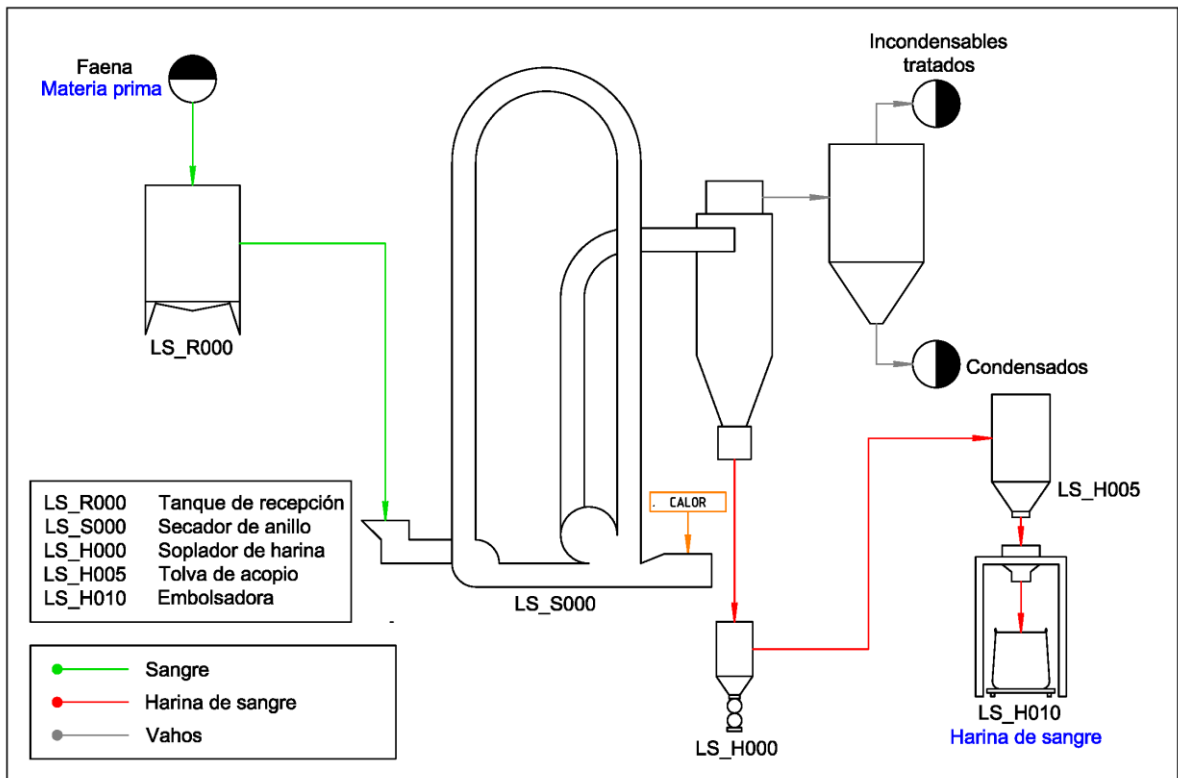


Fig. 12. Diagrama de proceso simple del proceso de sangre. Fuente: Propia.

1.10.3 Proceso

El proceso de sangre consiste en un secado de la misma hasta parámetros requeridos (10% de humedad). Este secado se lleva a cabo por contacto directo de la sangre con una mezcla de aire y gases producto de una combustión en un secador de anillos.

1.10.3.1 **Recolección y recepción**

La sangre de los túneles de sangrado se recolecta y se envía a través de tuberías de inoxidable hasta la planta de faena. Para impulsarla se utiliza una bomba centrífuga de acero inoxidable debido al alto poder de corrosión que posee la sangre.

El producto cuando llega a la planta de rendering se almacena en un tanque con agitador para evitar su coagulación. Se recomienda que la sangre no esté más de una hora en estos depósitos.

1.10.3.2 **Secado**

El secado tiene como objetivo llevar el producto a un 10% de humedad final. Este proceso se lleva a cabo en un secador de anillos, el cual trae incorporado un lavador de gases. El principio de funcionamiento del equipo es un secado por contacto directo. Quema el combustible en una cámara de combustión, los gases producto de la combustión se mezclan con una corriente de aire suplementaria para generar una mezcla de temperatura apropiada. Se introduce el producto en la corriente de aire caliente generada por un ventilador, se produce el intercambio de materia y calor necesario y la harina es decantada por unos ciclones, para su posterior transporte a la zona de envasado.

Los vahos (incondensables y evaporaciones) se tratan en un lavador de gases incorporado al equipo para luego ser vertidos a la atmosfera y zona de tratamiento de efluentes líquidos respectivamente.

1.10.3.3 **Transporte, envasado y almacenamiento**

El ciclón del secador de anillos vierte la harina en una tolva de recepción, esta dosifica la carga y la harina es soplada a la zona de envase.

El envase se realiza mediante embolsadoras en Big Bags de 1250kg. Luego de cargadas y rotuladas, los bolsones se almacenan en una zona segura para su posterior despacho.

1.11 Línea tratamiento de vahos

Definimos como *vahos* a los efluentes gaseosos de la planta de procesamiento de subproductos avícolas. Este efluente es una mezcla de vapor saturado e incondensables que surgen de los procesos de secado o cocción.

Este afluente tiene un estado diferente en función de la tecnología con la que se procesan las vísceras. *Las vías mixta y húmeda* hacen uso de plantas evaporadoras para recuperar el concentrado presente en el agua de cola que puede representar hasta un 25% del producto final. La planta evaporadora utiliza una parte de la energía de los vahos provenientes de las líneas de plumas y vísceras para evaporar una parte del agua de cola. Por lo tanto, aproximadamente el 60% de ellos ya no poseen energía térmica susceptible de ser recuperada y su destino sería las piletas de tratamiento de efluentes de la planta de faena con previo acondicionamiento de temperatura.

Otro efluente gaseoso que se tiene son los “*gases de proceso*”. Estos son producto de numerosas extracciones que se realizan en equipos como decanters, molinos, entre otros y

tienen la particularidad de presentarse baja temperatura y grandes caudales. Los gases de proceso se tratan –o no – de distinta forma en función de los requerimientos tanto ambientales como de seguridad ambiental.

Algunas plantas no tratan los gases de proceso o no realizan una correcta extracción, generando de esta forma una mala calidad de aire dentro de la planta de procesamiento de subproductos. Luego, estos, si existe una buena ventilación, son venteados a la atmosfera lo cual puede producir impactos no deseados en el mediano y largo plazo en las adyacencias de la planta.

1.11.1 Diagrama de bloques

Vía seca

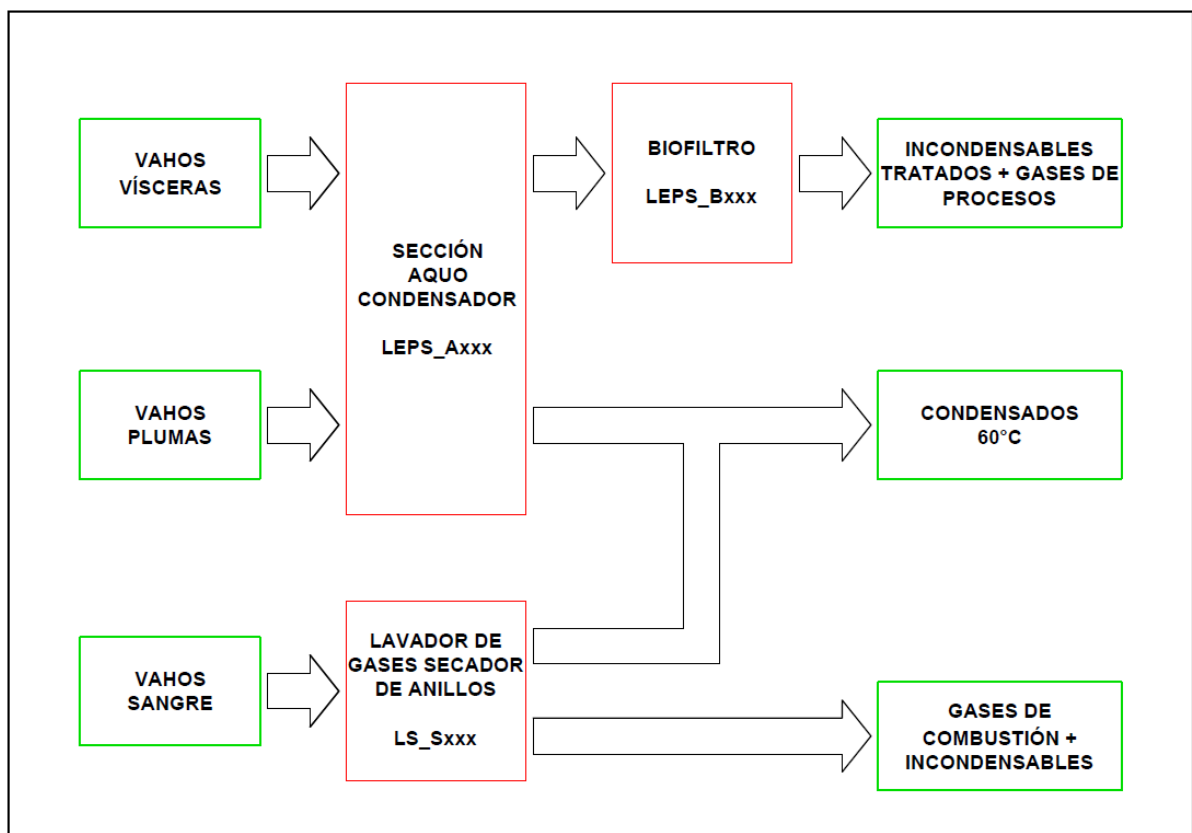


Fig. 13. Diagrama de bloques línea de tratamiento de vahos para el proceso de vía seca. Fuente: Propia.

Vía húmeda y mixta

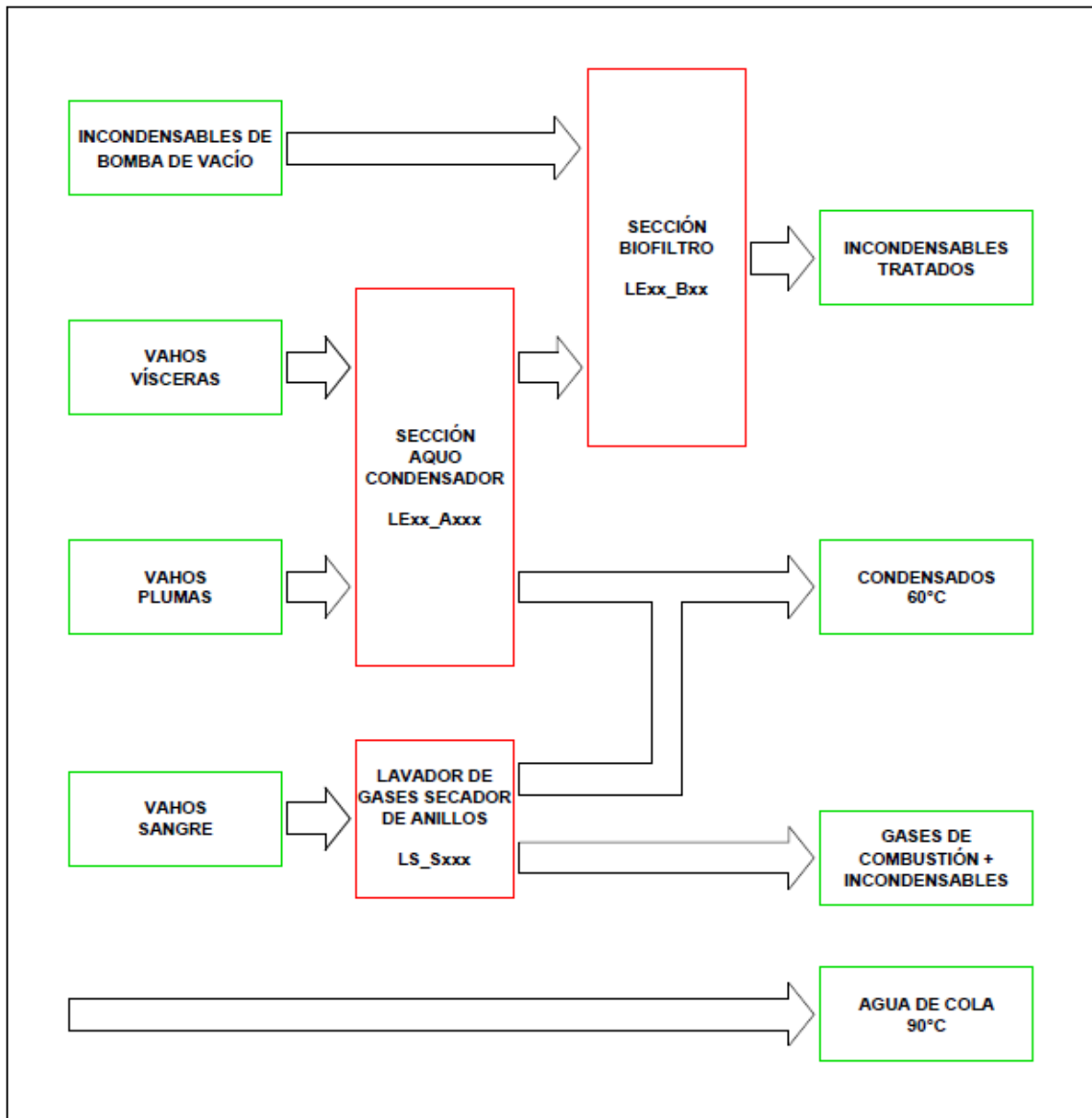


Fig. 14. Diagrama de bloques línea de tratamiento de vahos para los procesos de vía húmeda y mixta. Fuente: Propia.

1.11.2 Diagrama de proceso

1.11.3 Proceso

Los vapores presentes en los vahos se condensan para un posterior tratamiento en las piletas de efluentes. Ellos en la condición de salida de los equipos tienen energía térmica remanente. Ésta, en función de la tecnología usada para su condensación, se puede aprovechar o no. En el presente proyecto se condensan y *subenfrian* mediante acucondensadores verticales. Los acucondensadores verticales tienen coeficientes globales de transmisión menores a los horizontales, pero presentan mejores prestaciones cuando, además de condensar, se desea

subenfriar como es el presente caso. Así lo resalta el autor Kern (p. 320, Procesos de transferencia de calor, 1999). El agua caliente obtenida a partir de este tratamiento se destina a usos varios de la planta.



Fig. 15. Biofiltro para incondensables. Fuente: Mavitec.

Los incondensables y gases de proceso se envían a un biofiltro, previo acondicionado en un lavador de gases. Los gases penetran por la zona baja del biofiltro a un empaquetado de chip de madera que suele tener entre 0,5 y 1,5 metros de espesor. Los mismos son impulsados por una turbina de gran caudal y e importante presión. En el biofiltro el gas se encuentra con una población de bacterias que por lo general son mesófilas que se alimentan del DQO que poseen estos gases. Las cuales tienen temperaturas de incubación de entre 20 y 37°C. Es por ello que se utiliza un lavador de gases para acondicionar los gases humectándolos y de esta forma se los lleva a una temperatura menor a los 40°C.

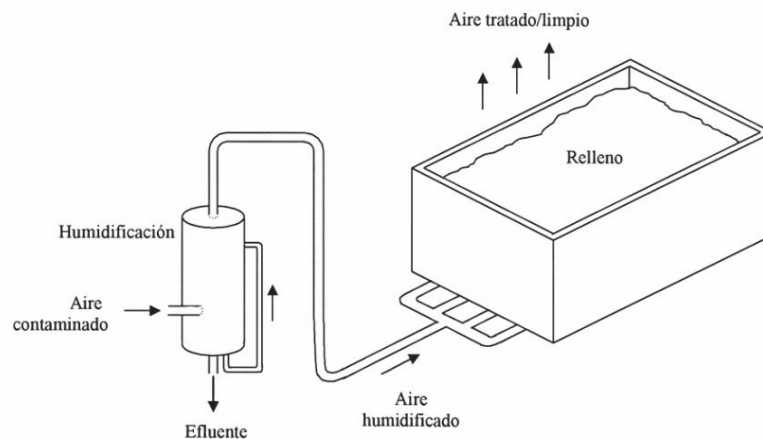


Fig. 16. Esquema biofiltro convencional abierto. Fuente: **Fuente especificada no válida.**

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL CONCEPCIÓN DEL URUGUAY



INGENIERÍA DE DETALLES

PFC-2006A

BRUN, ALAN JESÚS
COBRE, FRANCO GIOVANNI
STRACK, FRANCO AGUSTÍN

Índice

1	Introducción.....	34
1.1	Transporte desde faena a planta de rendering	34
1.1.1	Transporte de vísceras.....	34
1.1.2	Transporte de plumas	35
1.1.3	Transportador sinfín (LP_T005)	37
1.1.4	Transporte de sangre	38
1.2	Línea de proceso seco de vísceras	38
1.2.1	Tolva de recepción de vísceras (LVPS_R000)	39
1.2.2	Digestor continuo de vísceras (LVPS_D000).....	40
1.2.3	Tambor rotativo percolador de grasas (LVPS_D010)	41
1.2.4	Prensa (LVPS_P000)	42
1.2.5	Planta de molienda (LVPS_H000)	43
1.2.6	Tamiz vibratorio (LVPS_H010).....	43
1.2.7	Embolsadora de big bags (LVPS_H030)	45
1.2.8	Decanter centrífugo (LVPS_G010)	46
1.2.9	Tanque de expedición (LVPS_G040)	47
1.2.10	Depósito con agitación (LVPS_G020)	48
1.2.11	Depósito pulmón con agitación y calefacción (LVPS_G000).....	49
1.2.12	Tolva de acopio (LVPS_H025).....	50
1.2.13	Bomba a engranajes de grasa percolador (LVPS_D015).....	51
1.2.14	Bomba a engranajes de grasa prensa (LVPS_P005)	52
1.2.15	Bomba a engranajes de grasa entrada decanter (LVPS_G005)	53
1.2.16	Bomba a engranajes de grasa entrada decanter (LVPS_G015)	54
1.2.17	Bomba a engranajes de grasa entrada decanter (LVPS_G030)	55
1.2.18	Bomba a engranajes de grasa entrada decanter (LVPS_G035)	56
1.2.19	Transportes helicoidales	57
1.2.20	Soplador roots (LVPS_H020).....	59
1.2.21	Tuberías de alimentación de equipos	60
1.3	Línea de proceso húmedo de vísceras.....	61
1.3.1	Tolva de recepción de vísceras (LVPH_R000)	61
1.3.2	Triturador fine crusher (LVPH_Z000).....	62
1.3.3	Pre-cocedor (LVPH_Z005).....	63
1.3.4	Prensa doble tornillo (LVPH_K005)	64
1.3.5	Tambor rotativo percolador de grasas (LVPH_K015)	65
1.3.6	Secador de discos (LVPH_V010)	66
1.3.7	Planta de molienda (LVPH_H000)	67
1.3.8	Tamiz vibratorio (LVPH_H010)	68
1.3.9	Tolva de acopio (LVPH_H025).....	69
1.3.10	Embolsadora de big bags (LVPH_H030)	70
1.3.11	Tridecanter centrífugo (LVPH_G010)	71
1.3.12	Planta evaporadora (LVPH_E010).....	72
1.3.13	Transportador sinfín (LVPH_R005).....	73
1.3.14	Tanque de expedición (LVPH_A030).....	75
1.3.15	Depósito con agitación de agua cola (LVPH_E000)	76
1.3.16	Depósito para químicos de limpieza (LVPH_E015- LVPH_E020).....	77
1.3.17	Depósito pulmón con calefacción (LVPH_A000)	78

1.3.18	Bomba centrífuga de líquidos de la prensa (LVPH_K010)	79
1.3.19	Bomba centrífuga de alimentación del decanter (LVPH_G005)	81
1.3.20	Bomba centrífuga de grasa salida del percolador (LVPH_G015)	83
1.3.21	Bomba centrífuga de alimentación del evaporador (LVPH_E005)	85
1.3.22	Bomba centrífuga de salida del evaporador (LVPH_E025)	87
1.3.23	Bomba de aceite (LVPH_G025)	89
1.3.24	Soplador roots (LVPH_H020).....	90
1.3.25	Tuberías de alimentación de equipos	91
1.4	Línea de proceso mixto de vísceras	91
1.4.1	Tolva de recepción de vísceras (LVPM_R000).....	91
1.4.2	Triturador fine crusher (LVPM_Z000)	93
1.4.3	Pre-cocedor (LVPM_Z005)	94
1.4.4	Prensa doble tornillo (LVPM_K005).....	95
1.4.5	Tambor rotativo percolador de grasas (LVPH_K000)	96
1.4.6	Planta evaporadora (LVPM_E015)	97
1.4.7	Digestor continuo de vísceras (LVPM_D005)	98
1.4.8	Tambor rotativo percolador de grasas (LVPM_D015)	99
1.4.9	Prensa (LVPM_P000)	100
1.4.10	Planta de molienda (LVPM_H000).....	101
1.4.11	Tamiz vibratorio (LVPM_H015).....	102
1.4.12	Embolsadora de big bags (LVPM_H030).....	103
1.4.13	Decanter centrífugo (LVPM_G010).....	104
1.4.14	Tanque de expedición (LVPM_G025).....	105
1.4.15	Depósito pulmón de aceite (LVPM_G020).....	106
1.4.16	Depósito pulmón con agitación (LVPM_G000)	107
1.4.17	Soplador (LVPM_H020)	108
1.4.18	Tolva de acopio (LVPM_H025)	109
1.4.19	Bomba centrífuga de grasa salida percolador (LVPM_K010).....	110
1.4.20	Bomba centrífuga de alimentación de la planta evaporadora (LVPM_E010)	112
1.4.21	Bomba centrífuga de salida de la planta evaporadora (LVPM_E005)	114
1.4.22	Bomba de engranajes salida percolador de cocido (LVPM_D020)	116
1.4.23	Bomba de engranajes salida prensa de cocido (LVPM_P005)	117
1.4.24	Bomba de engranajes alimentación del decanter (LVPM_G005).....	118
1.4.25	Bomba de engranajes salida del decanter (LVPM_G015).....	119
1.4.26	Bomba de engranajes recirculado de aceite (LVPM_G030).....	120
1.4.27	Bomba de engranajes alimentación tanque de expedición (LVPM_G035)	121
1.4.28	Transportador sinfín (LVPM_R005)	122
1.4.29	Tuberías de alimentación de equipos	124
1.5	Línea del proceso de plumas	126
1.5.1	Tolva de recepción de vísceras (LP_R000)	126
1.5.2	Detector de metales (LP_D000).....	127
1.5.3	Hidrolizador (LP_D010).....	128
1.5.4	Ciclón salida hidrolizador (LP_D015).....	129
1.5.5	Válvula rotativa alimentador secador (LP_S000).....	130
1.5.6	Secador de discos (LP_S005).....	131
1.5.7	Planta de molienda (LP_H005)	132
1.5.8	Tamiz vibratorio (LP_H015)	133
1.5.9	Soplador (LP_H020).....	134

1.5.10	Tolva de acopio (LP_H030).....	135
1.5.11	Embolsadora de big bags (LP_H030)	136
1.5.12	Transportador sinfín (LP_R005).....	137
1.5.13	Tuberías de alimentación de equipos	139
1.6	Línea del proceso de sangre	140
1.6.1	Tanque de recepción con agitador (LS_R000)	140
1.6.2	Secador de anillo (LS_S000)	141
1.6.3	Bomba de paleta flexible (LS_R005)	143
1.6.4	Soplador (LS_H000).....	144
1.6.5	Tolva de acopio (LP_H005).....	145
1.6.6	Embolsadora de big bags (LS_H015)	146
1.6.7	Tuberías de alimentación de equipos	147
2	Tratamiento de vahos.....	148
2.1	Planta con proceso seco de vísceras.....	148
2.1.1	Aquocondensador de vahos de vísceras (LEPS_A000)	148
2.1.2	Aquocondensador de vahos de plumas (LEPS_A010).....	149
2.1.3	Lavador de gases (LEPS_B000).....	150
2.1.4	Biofiltro (LEPS_B010)	151
2.2	Planta con proceso húmedo de vísceras	152
2.2.1	Aquocondensador de vahos (LEPH_A000)	152
2.2.2	Lavador de gases (LEPH_B000)	153
2.2.3	Biofiltro (LEPH_B010)	154
2.3	Planta con proceso mixto de vísceras.....	155
2.3.1	Aquocondensador de vahos (LEPM_A000).....	155
2.3.2	Lavador de gases (LEPM_B000)	156
2.3.3	Biofiltro (LEPM_B010).....	157
3	Recuperación de condensados.....	158
3.1.1	Sistema recuperación de condensados SARC (LC_S000)	158
4	Presupuesto.....	159
4.1	Equipos.....	160
4.1.1	Vía seca.....	160
4.1.2	Vía Húmeda.....	163
5	Anexo 2 – Flujos de fondos	171
5.1	Vía Seca	171
5.1.1	Combustible: Gas Natural	171
5.1.2	Combustible: GLP	173
5.2	Vía húmeda.....	175
5.2.1	Combustible: Gas natural	175
5.2.2	Combustible: GLP	176
5.3	Vía mixta	178
5.3.1	Combustible: Gas natural	178
5.3.2	Combustible: GLP	181

1 Introducción

Se desarrollará la ingeniería de detalles sobre la selección de los equipos principales que componen cada proceso.

1.1 Transporte desde faena a planta de rendering

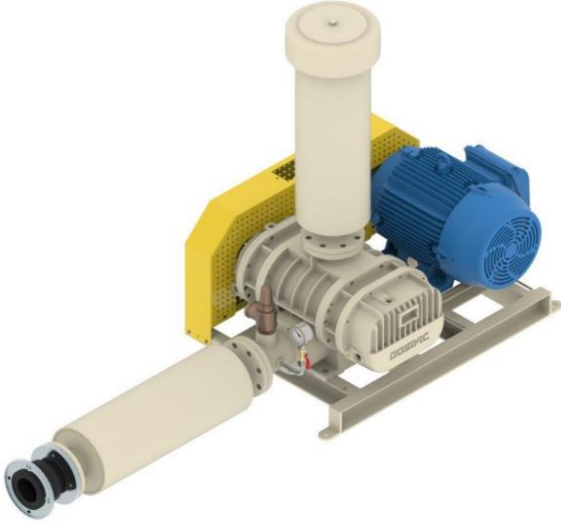
El diagrama de proceso del transporte de materia prima hasta faena se especifica en el plano PE_LT_01.

1.1.1 Transporte de vísceras

1.1.1.1 Soplador (LV_T000)

En la planta de faena se coloca una tolva la cual alimenta mediante una válvula rotativa la cañería del transporte. La fuerza impulsora para el transporte neumático se realiza con un soplador tipo roots.

El caudal y la presión requerida para el transporte se determinaron en “sección 4.2.2 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Soplador roots		CÓD.: LV_T000
OPERACIÓN: Enviar las vísceras hasta la planta de subproducto		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Dosivac	MODELO: DS-500	CAP. NOMINAL: 422 m ³ /h a 1600 rpm
		
ESPECIFICACIONES		
Modelo	DS 500	Aire limpio libre de aceite. Cuerpo en hierro fundido y rotores fabricados en acero inoxidable.
RPM	1600	
Presión diferencial	300 mbar	
Caudal	422 m ³ /h	
Potencia	7,8 HP	

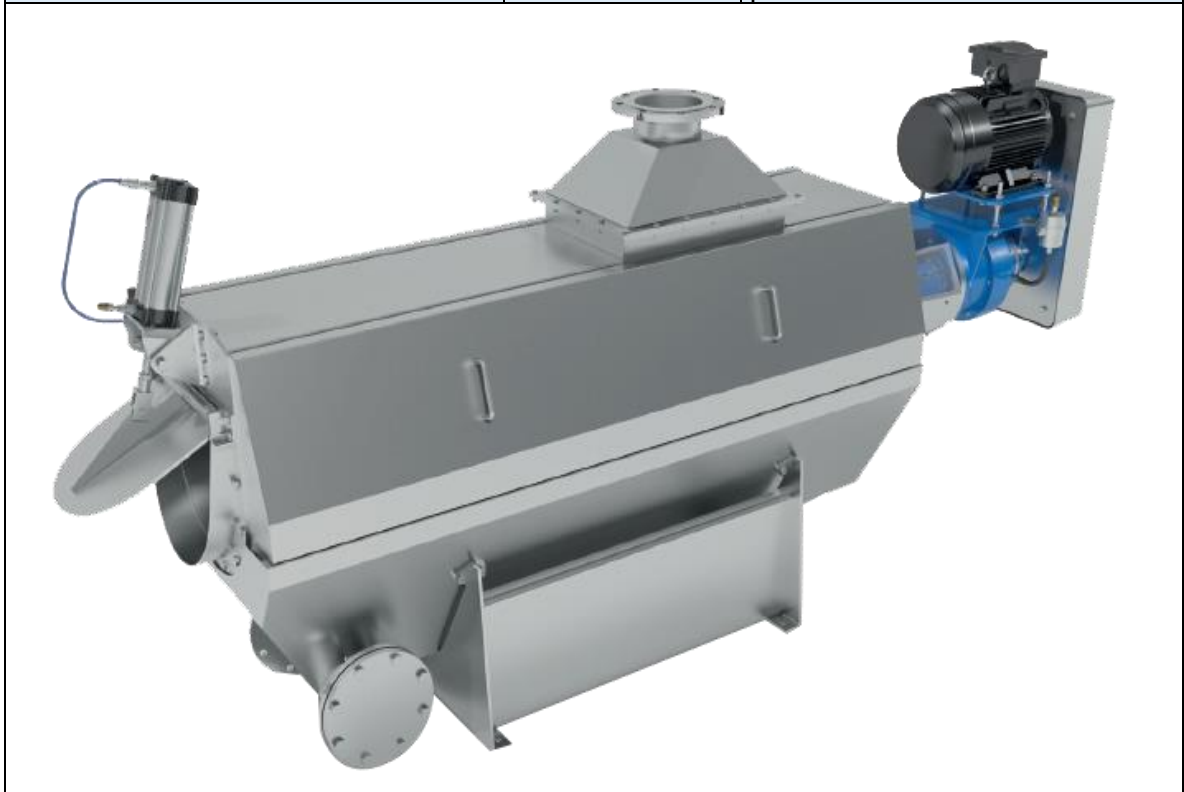
1.1.2 Transporte de plumas

1.1.2.1 Prensa de plumas (LP_T000)

Las plumas obtenidas en la *desplumadura* tienen un porcentaje alto de humedad, con lo cual, para mejorar la eficiencia del transporte, se utiliza esta prensa para extraer una parte de esta.

El equipo se selecciona con el caudal de plumas (\dot{m}_2 del plano PE_LS_01) a prensar.

EQUIPO: Prensa de plumas		CÓD.: LP_T000
OPERACIÓN: Extraer humedad de las plumas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: FP408W	CAP. NOMINAL: < 3900 kg/h plumas húmedas



ESPECIFICACIONES

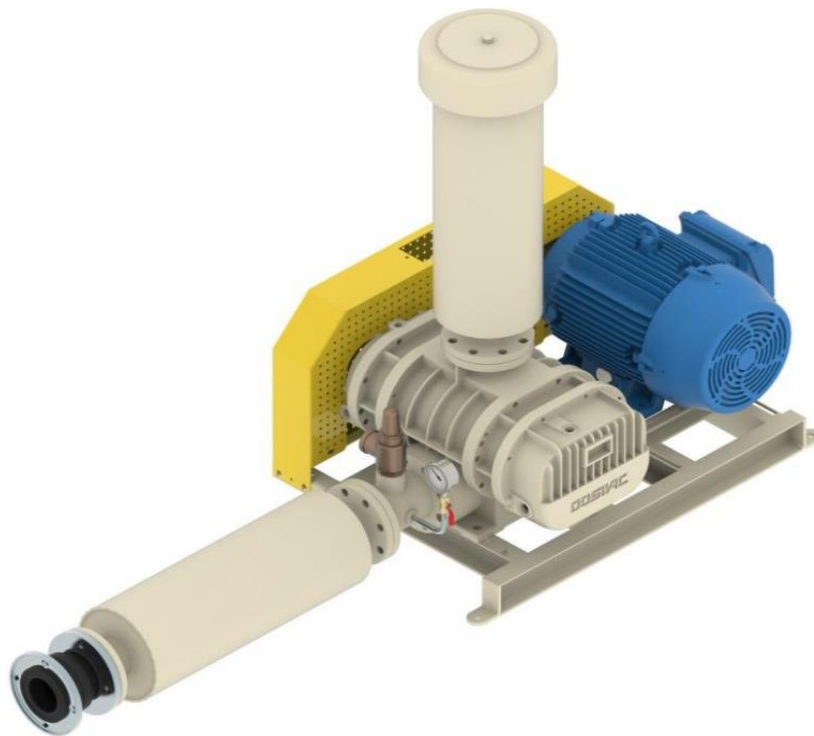
Capacidad de plumas húmedas	3900 kg/h	Construcción en acero inoxidable AISI 304. Funcionamiento continuo.
Max. flujo de agua prensada	60 m ³ /h	
Peso	1600 kg	
Potencia Instalada	15 kW	
Longitud	3,8 m	
Altura	1,6 m	
Anchura	0,8 m	

1.1.2.2 Soplador (LP_T010)

Se recogen las plumas de la prensa y se envían a la planta de faena mediante transporte neumático. La fuerza impulsora para el transporte neumático se realiza con un soplador tipo roots.

El equipo se selecciona con el caudal y la presión requerida según la “sección 4.2.1 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Soplador roots		CÓD.: LP_T010
OPERACIÓN: Enviar las plumas hasta la planta de subproducto		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Dosivac	MODELO: DS-500	CAP. NOMINAL: 476 m ³ /h a 1750 RPM



ESPECIFICACIONES

Modelo	DS 500	Aire limpio libre de aceite. Cuerpo en hierro fundido y rotores fabricados en acero inoxidable.
RPM	1750	
Presión diferencial	300 mbar	
Caudal	476 m ³ /h	
Potencia	8,5 HP	

1.1.3 Transportador sinfín (LP_T005)

Las dimensiones de este sinfín están dadas por los estándares indicados en el Anexo C.

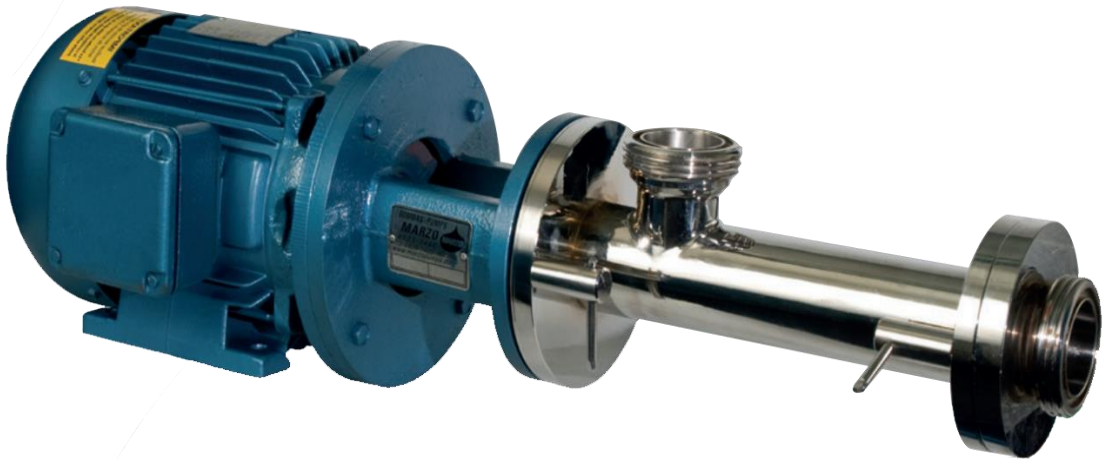
EQUIPO: Transportador sinfín		CÓD.: LP_T005
OPERACIÓN: Carga del triturador		CANTIDAD REQ.: 1
LARGO: 4m	DIÁMETRO: 400mm	CAPACIDAD: 3.960 kg/h
		
ESPECIFICACIONES		
Espesor del canal	8mm	Canal construido en acero al carbono ASTM A-36. Tapas construidas en acero inoxidable AISI-304L. Tornillo serie pesada construido en acero al carbono ASTM A-36. Sistema de transmisión directa con motoreductor y rodamientos de primera línea. Sistema eficiente de estanqueidades para evitar pérdidas y fugas.
Espesor de la hélice	10mm	
Espesor de la tapa	2mm	
Diámetro	400 mm	
Potencia instalada	11 Kw	

1.1.4 Transporte de sangre

1.1.4.1 Bomba de sangre a tornillo (LS_T000)

La bomba se selecciona con los requerimientos de presión y caudal calculados “sección 4.2.3 de la memoria de cálculo”

EQUIPO: Bomba de sangre a tornillo		CÓD.: LP_T000
OPERACIÓN: Extraer humedad de las plumas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: DBST 426	CAP. NOMINAL: 1500 lts/h



ESPECIFICACIONES

Modelo	DBST 426 T	Construcción en acero inoxidable AISI 304. Uniones Clamp de 1 ½” para succión y descarga.
Presión	3 kg/cm ²	
Caudal	1500 lts/h	
Potencia	1 HP	
RPM	900	
Material	AISI 304	

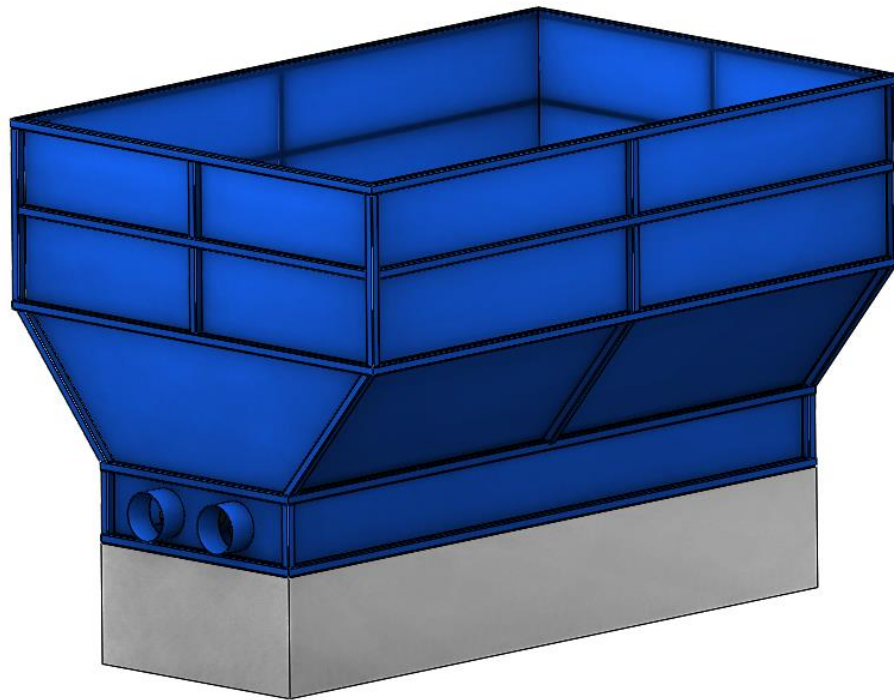
1.2 Línea de proceso seco de vísceras

El diagrama de proceso se especifica en el plano PE_LVPS_01. La disposición de los equipos en planta se muestra en los planos PD_LVPS_02 y PD_LVPS_03.

1.2.1 Tolva de recepción de vísceras (LVPS_R000)

Este equipo debe tener la capacidad de almacenar al menos una jornada de faena para que, en el caso de que surja una parada de planta inesperada durante el proceso, no se vea afectada la planta de faena. Ver dimensiones en el plano PD_LVPS_01.

EQUIPO: Tolva de recepción de vísceras		CÓD.: LVPS_R000
OPERACIÓN: Recepción de vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: 2 Sinfines	CAP. NOMINAL: 50 m ³



ESPECIFICACIONES

Largo	6 m	Posee dos roscas transportadoras en la parte inferior que descargan el producto por un lateral de la tolva. Cuenta con un desatascador para evitar acúmulos de vísceras en la salida de la tolva.
Ancho	4 m	
Alto	3,3 m	
Peso	1800 kg	
Potencia	24,2 kW	
Material	SAE 1010	
Diámetro sinfín	400 mm	

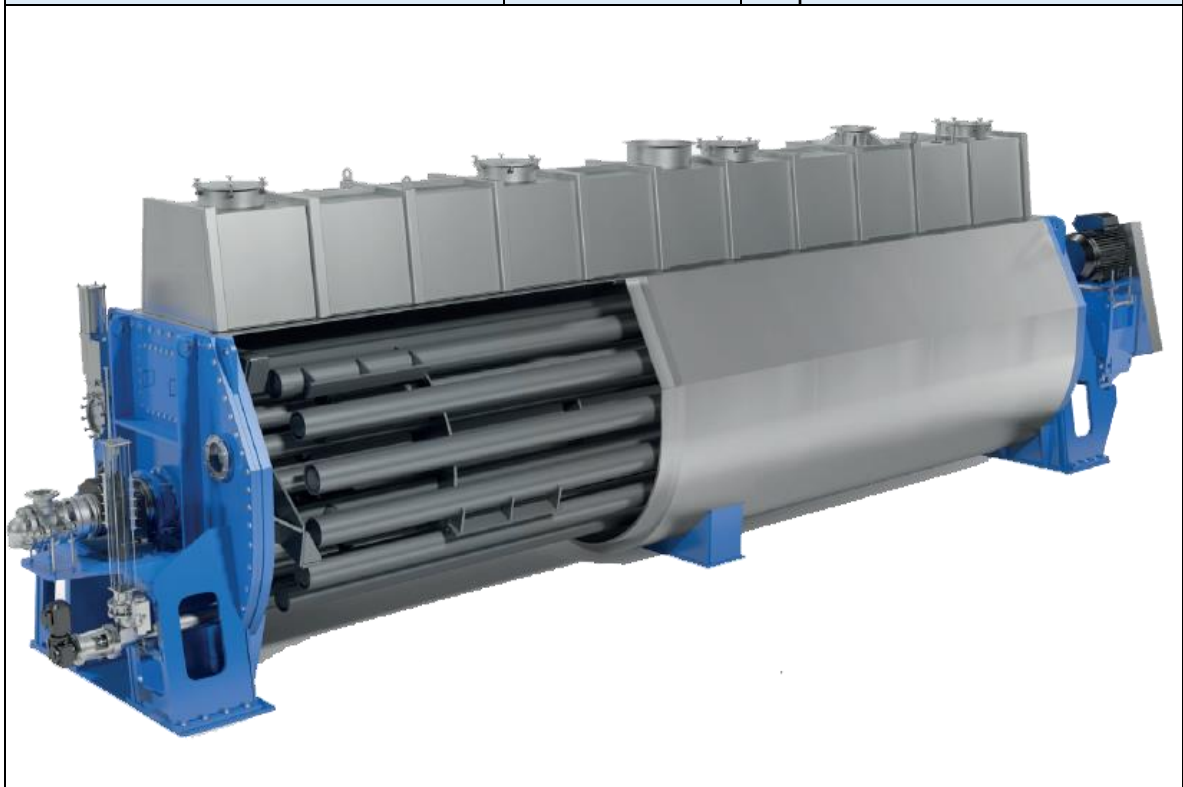
1.2.2 Digestor continuo de vísceras (LVPS _D000)

Este equipo se selecciona en base a la cantidad de humedad que debe evaporar. Este valor para llegar a una harina de calidad es de 3119 kg/h según se determinó en la “sección 2.3.4 de la memoria de cálculo”.

El digestor debe incluir:

- Kit de válvulas de regulación de vapor y condensados.
- Ciclón para salida de vahos construido en acero inoxidable.

EQUIPO: Digestor continuo de vísceras		CÓD.: LVPS _D000
OPERACIÓN: Digestor		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: 900 US	CAP. NOMINAL: 3000 kg/h evaporación



ESPECIFICACIONES

Largo	10,1 m	<p>Un eje multitubular giratorio calentado por vapor en el interior del cuerpo del digestor proporciona una gran superficie de calefacción.</p> <p>El cuerpo del equipo está construido en acero ASTM A 36 y el eje en acero ASTM A 516.</p> <p>El agua evaporada se conduce a través de un ciclón donde se capturan las partículas arrastradas en el proceso de evaporación.</p>
Ancho	2,1 m	
Alto	3,1 m	
Peso	32.000 kg	
Potencia	55 kW	
Presión alimentación Vapor	6 a 10 bar	
Kg vapor/ Kg evaporado	1,45	

1.2.3 Tambor rotativo percolador de grasas (LVPS _D010)

El percolador de grasa se selecciona en base al flujo de material que ingresa. En éste ingresa aproximadamente 2,7 tn/h como se indica en el flujo \dot{m}_3 del plano PE_LVPS_01.

EQUIPO: Tambor rotativo percolador de grasas		CÓD.: LVPS_D010
OPERACIÓN: Separación solidos- líquidos		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: TR-050	CAP. NOMINAL: 1-4 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Largo	3,9 m	El separador consta de un tornillo de alimentación y un tambor giratorio perforado en el que se lleva a cabo la separación. La grasa que pasa a través de la perforación se recoge en el recipiente inferior y se introduce en una bomba. Los sólidos se descargan al final del tambor.
Ancho	1,05 m	
Alto	2,2 m	
Peso	1.000 kg	
Diámetro	550 mm	
Potencia	1,87 Kw	

1.2.4 Prensa (LVPS_P000)

La prensa se encarga de extraer los líquidos contenidos en las vísceras. Este equipo se dimensiona en base al caudal de ingreso y producción de torta. Para esta línea el caudal es de 2,5 Tn/h como se determinó en la “sección 2.3.4 de la memoria de cálculo”.

Ésta se debe equipar con:

- Tolva de carga.
- Válvula neumática dosificadora.
- Pan magnético para evitar el ingreso de metales que puedan dañar el eje extrusor.

EQUIPO: Prensa		CÓD.: LVPS_P000
OPERACIÓN: Prensado de vísceras cocinadas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: ST - 2500	CAP. NOMINAL: 2,8 Tn/h



ESPECIFICACIONES


Largo	3,9 m	Cuenta con estrangulador hidráulico que permite el ajuste del prensado durante el proceso. Dotada de un sinfín transportador para la extracción de la grasa y los finos.
Ancho	1,8 m	
Alto	2,21 m	
Potencia	90 kW	
Peso	6.900 Kg	
Producción máx. torta	1.750 kg/h	

1.2.5 Planta de molienda (LVPS_H000)

La molienda se realiza en molino de martillos. El modelo se selecciona en función del caudal a triturar según se indica en el flujo \dot{m}_5 del plano PE_LVPS_01.

En la planta de molienda se debe incluir:

- Rampa de inoxidable con imán permanente para evitar el ingreso de metales que puedan dañar los martillos.
- Sistema de aspiración de polvos del molino con ventilador y separador ciclónico.

EQUIPO: Planta de molienda		CÓD.: LVPS_H000
OPERACIÓN: Reducir el tamaño del chicharrón de la salida de la prensa		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: HM – 630	CAP. NOMINAL: 2 Tn/h
		
ESPECIFICACIONES		
Capacidad harina de carne	2 Tn/h	La planta de molienda consta de: Molino de martillo, acoplamiento y motor montados en un bastidor de base común equipado con amortiguadores de vibraciones. Un ventilador de separación y una solución ciclónica para garantizar alta capacidad y prevenir un incremento excesivo de temperatura.
Potencia	45 Kw	

1.2.6 Tamiz vibratorio (LVPS_H010)

El tamiz vibratorio se fabrica a medida según los requerimientos de producción. Debe tener una capacidad nominal de 1,5 tn/h como se especifica en el flujo \dot{m}_5 en el plano PE_LVPS_01. El mismo debe tener un tamiz de n° 10 y dos descargas para granulometría.

EQUIPO: Tamiz vibratorio o zaranda circular		CÓD.: LVPS _H010
OPERACIÓN: Clasificar harina s/tamaño granular		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Vibromaq	MODELO: ZVMC/1	CAP. NOMINAL: 1,5 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Diametro	1200 mm	Se provee con un tamiz de malla tejida en AISI 304. Incluye estructura de apoyo, boca de carga, boca de descarga para finos y gruesos. Sistema de suspensión mediante tacos de poliuretano.
Potencia del vibrador	0,75 kW	
Bocas de descarga	2	
Nº Tamiz	10 ASTM	
Material	AISI 304	

1.2.7 Embolsadora de big bags (LVPS_H030)

La embolsadora se selecciona en base a la capacidad de pesaje de las celdas de cargas del equipo. Las bolsas big bags se llenan con 1200 kg de harina, con lo cual, para tener un margen de seguridad, las celdas deberán ser de 2000 kg. El sistema de pesaje se debe incluir con:

- Válvula neumática de apertura y cierre de carga.
- Control automático de carga.

EQUIPO: Embolsadora de big bags		CÓD.: LVPS_H030
OPERACIÓN: Pesaje y embolsado de harinas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Sipel	MODELO: Sipel Big Bags	CAP. NOMINAL: 2000 Kg



ESPECIFICACIONES

Largo	1,2 m	La embolsadora posee un sistema automático de llenado de big bags según el valor seteado, accionando la válvula de corte cuando se llega a este valor. Permite almacenar datos de hasta 500 pesajes.
Ancho	1,2 m	
Alto	1,5, m	
Resolución mínima	0,5 Kg	
Sistema de corte	Neumático	
Capacidad máxima	2.000 kg/h	

1.2.8 Decanter centrífugo (LVPS_G010)

El decanter se encarga de separar el aceite de los sólidos. La capacidad de separación de estos está dada por el caudal volumétrico que ingresa. El caudal másico es de 1520 kg/h, siendo la densidad del producto de 900 kg/m³, la capacidad del equipo debe ser de 1700 lts/h.

EQUIPO: Decanter centrífugo		CÓD.: LVPS_G010
OPERACIÓN: Separar aceite de los sólidos		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Alfa Laval	MODELO: P2-200	CAP. NOMINAL: 1,7 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Material	AISI 304	Posee sistema de variación de velocidad para optimizar el proceso., control de vibraciones para mantenimiento preventivo.
Potencia motor principal	11 kW	
Potencia motor secundario	7,5 kW	
Largo	2,18 m	
Ancho	0,58 m	
Alto	0,762 m	

1.2.9 Tanque de expedición (LVPS_G040)

El tanque debe poder almacenar la producción de aceite de 3 jornadas de 9hs, por lo tanto, a una producción de 600 kg/h de aceite y una densidad de 900 m³/kg, l volumen de almacenamiento es de 15 m³. Este tiene serpentinas de calefacción para disminuir la viscosidad del producto y así facilitar la carga del aceite. Las medidas se indican en el plano PD_LV_01.

EQUIPO: Tanque de expedición de aceite		CÓD.: LVPS_G040
OPERACIÓN: Almacenar el aceite hasta su carga en un camión cisterna para el transporte del producto		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 15 m ³



ESPECIFICACIONES

Diámetro	2,8 m	El tanque tiene una capacidad de almacenamiento de la producción de dos jornadas de 9 hs.
Altura	2,3 m	
Material	AISI 304	
Altura patas	1 m	
Presión alimentación vapor	1 bar	
Espesor de chapa	2 mm	

1.2.10 Depósito con agitación (LVPS_G020)

La función de este tanque es servir de pulmón para asegurar una alimentación constante de recirculación de aceite al digestor. Las medidas se indican en el plano PD_LV_02.

EQUIPO: Depósito aceite		CÓD.: LVPS_G020
OPERACIÓN: Almacenar y agitar el aceite extraído del decanter centrifugo		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 2 m ³



ESPECIFICACIONES

Diámetro	1,3 m	Desde este se envía el recirculado de aceite al digestor y, además, al tanque de expedición.
Altura	1,5 m	
Material	AISI 304	
Altura patas	1 m	
Espesor de chapa	2 mm	

1.2.11 Depósito pulmón con agitación y calefacción (LVPS_G000)

El tanque tiene dos funciones, una es asegurar una alimentación continua y la otra llevar a una temperatura de 85°C el fluido de ingreso al decanter.

Este depósito está equipado con un agitador y serpentina de vapor que sirve como calentador. Es de material de acero inoxidable AISI 304. Las medidas se indican en el plano PD_LV_02.

EQUIPO: Depósito con agitación		CÓD.: LVPS_G000
OPERACIÓN: Almacenar y agitar el aceite extraído de la prensa y el percolador de grasa		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 2 m ³



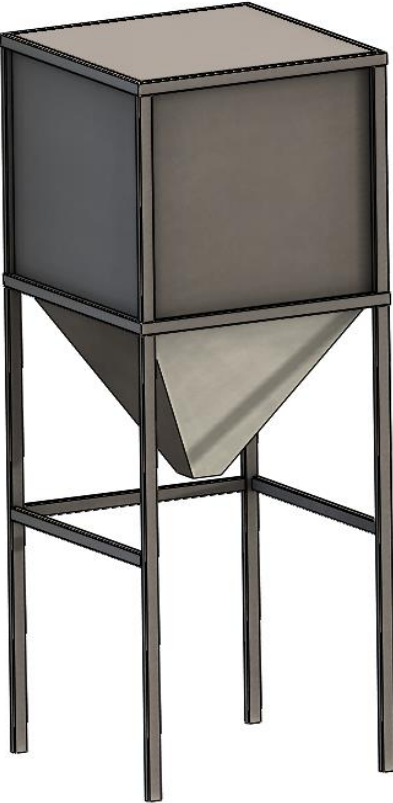
ESPECIFICACIONES

Diámetro	1,3 m	El tanque posee un agitador con un motor de accionamiento de 1HP. Cumple la función de pulmón para el correcto funcionamiento del decanter centrífugo.
Altura	1,5 m	
Material	AISI 304	
Potencia	1 HP	
RPM agitador	50	
Altura patas	1 m	
Espesor de chapa	2 mm	

1.2.12 Tolva de acopio (LVPS_H025)

La tolva de acopio cumple la función de almacenamiento y alimentar la embolsadora. Está montada sobre una estructura en altura para descargar directamente sobre la válvula de la embolsadora.

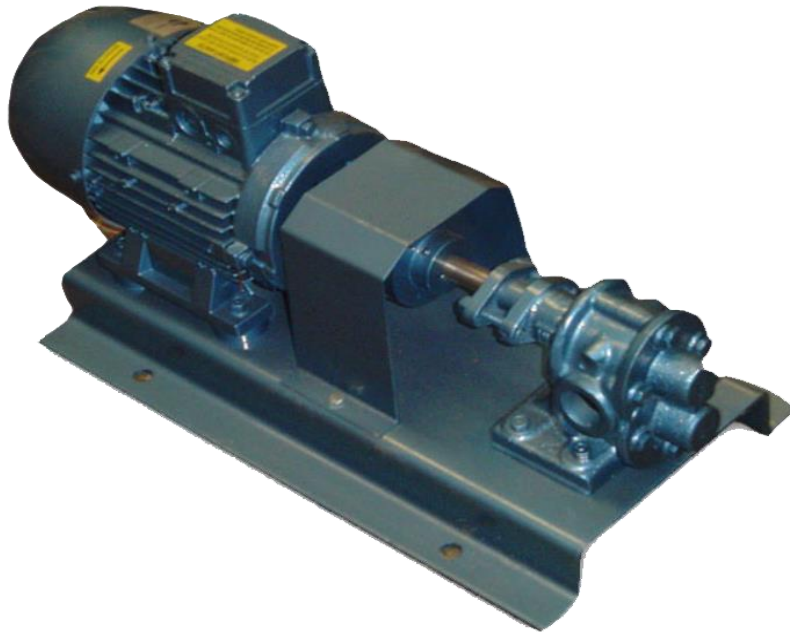
Las dimensiones se especifican en el plano PD_LV_04.

EQUIPO: Tolva de acopio		CÓD.: LVPS_H025
OPERACIÓN: Almacenar harina y alimentar la embolsadora		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 15 m ³
		
ESPECIFICACIONES		
Volumen de almacenamiento	15 m ³	Las dimensiones están diseñadas para colocar la embolsadora debajo de esta. Toda la estructura está fabricada de caño estructural cuadrado. En la descarga del transporte neumático se coloca un ciclón para realizar la descarga del material.
Ancho	2,5	
Altura boca descarga	3 m	
Altura total	5,5 m	
Material	Sae 1010	
Espesor de chapa	1/16"	

1.2.13 Bomba a engranajes de grasa percolador (LVPS_D015)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la “sección 4.5 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Bomba a engranaje de grasa percolador		CÓD.: LVPS_D015
OPERACIÓN: Enviar el producto liquido separado en el percolador al depósito de grasa		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



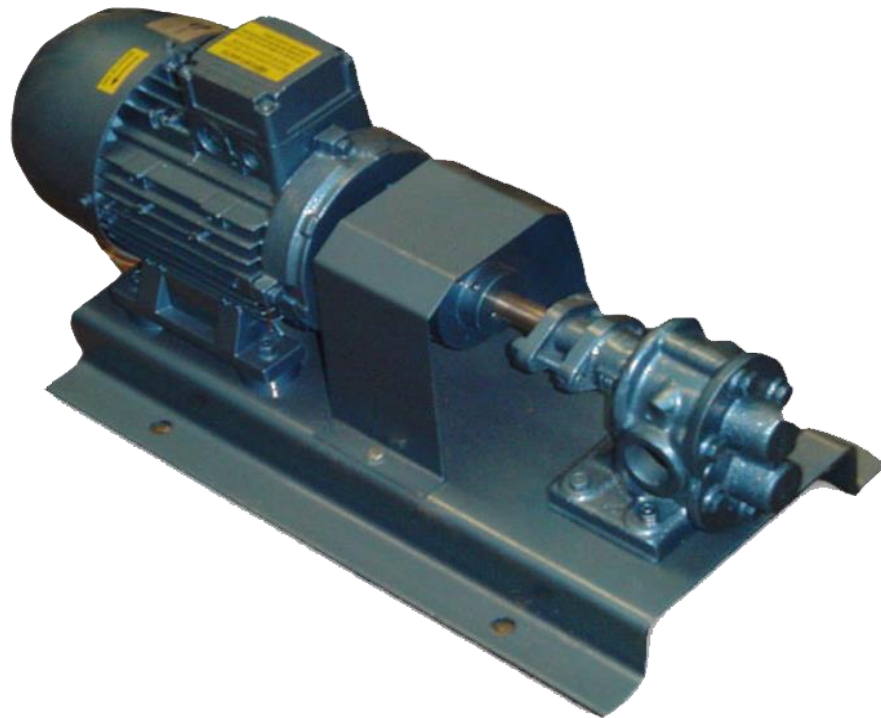
ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.2.14 Bomba a engranajes de grasa prensa (LVPS_P005)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la “sección 4.5 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Bomba a engranaje de grasa prensa		CÓD.: LVPS_P005
OPERACIÓN: Enviar el producto liquido separado en la prensa al depósito de grasa		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



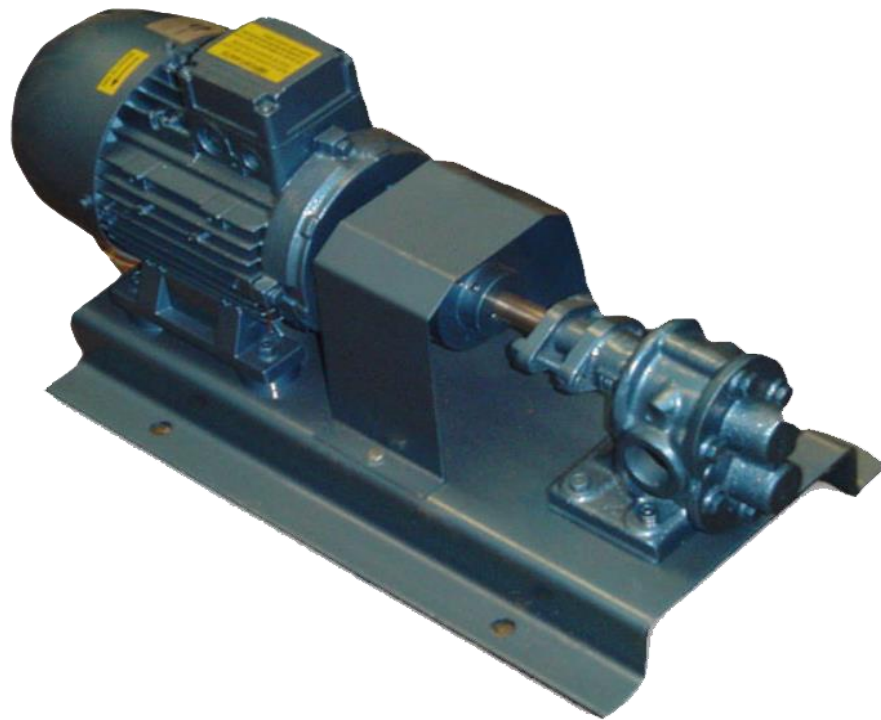
ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.2.15 Bomba a engranajes de grasa entrada decanter (LVPS_G005)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la “sección 4.5 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Bomba a engranajes de grasa prensa		CÓD.: LVPS_G005
OPERACIÓN: Alimentar el decanter centrifugo		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



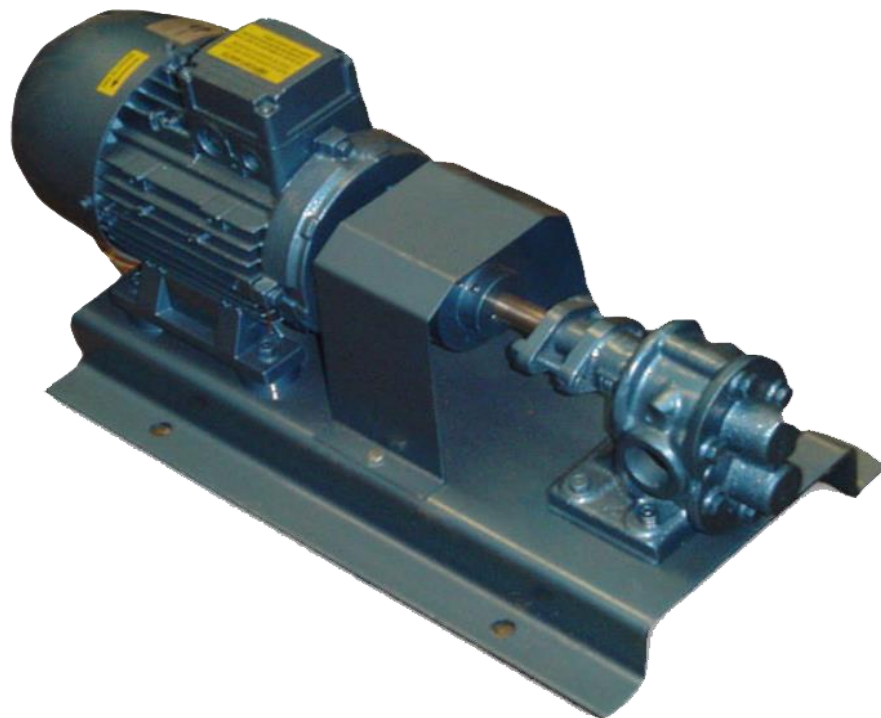
ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.2.16 Bomba a engranajes de grasa entrada decanter (LVPS_G015)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la “sección 4.5 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Bomba a engranajes de grasa prensa		CÓD.: LVPS_G015
OPERACIÓN: Enviar aceite del decanter a tanque pulmon		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



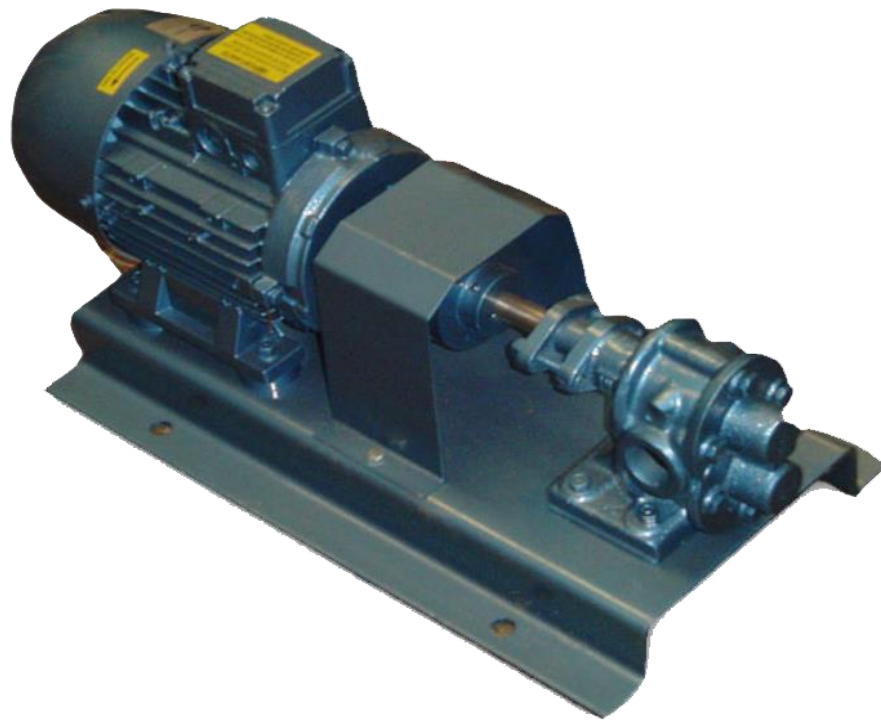
ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.2.17 Bomba a engranajes de grasa entrada decanter (LVPS_G030)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la “sección 4.5 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Bomba a engranajes de grasa prensa		CÓD.: LVPS_G030
OPERACIÓN: Enviar aceite de recirculado al digestor		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



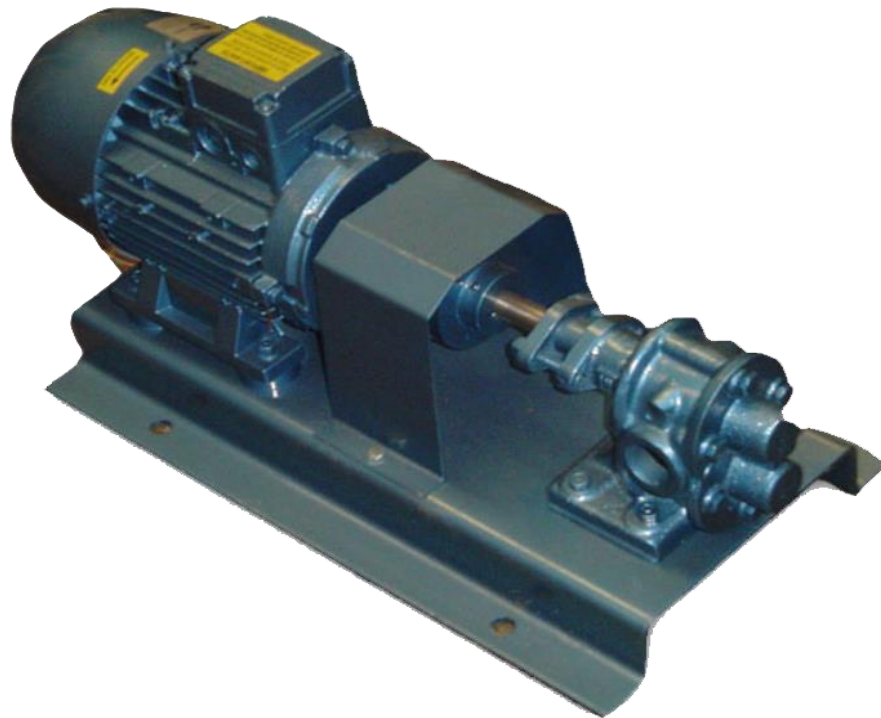
ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.2.18 Bomba a engranajes de grasa entrada decanter (LVPS_G035)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la “sección 4.5 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Bomba a engranajes de grasa prensa		CÓD.: LVPS_G035
OPERACIÓN: Enviar el aceite desde el tanque pulmón al tanque de expedición		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.2.19 Transportes helicoidales

Los tornillos sinfines se construyen a partir de las especificaciones detalladas a continuación. A modo de resumen, se anexa una tabla con las características principales de las demás roscas transportadoras para la misma línea.

EQUIPO: Transportador sinfín		CÓD.: LVPS_R005
OPERACIÓN: Carga del digestor		CANTIDAD REQ.: 1
LARGO: 4,5m	DIÁMETRO: 400mm	CAPACIDAD: 5.040,0 kg/h
		
ESPECIFICACIONES		
Espesor del canal	5mm	Canal construido en acero al carbono ASTM A-36. Tapas construidas en acero inoxidable AISI-304L. Tornillo serie pesada construido en acero al carbono ASTM A-36. Sistema de transmisión directa con motoreductor y rodamientos de primera línea. Sistema eficiente de estanqueidades para evitar pérdidas y fugas.
Espesor de la hélice	10mm	
Espesor de la tapa	2mm	
Diámetro	400 mm	
Potencia instalada	4,5 kW	

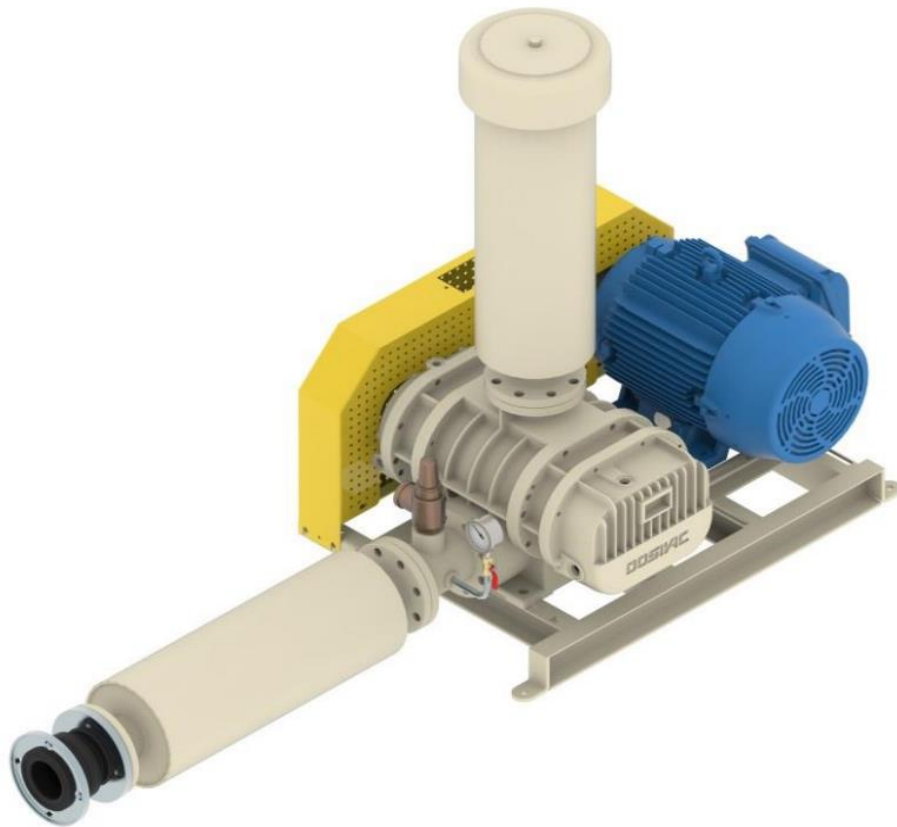
Código de proyecto	Descripción	Largo [m]	Diámetro [mm]	Espesor hélice [mm]	Capacidad [kg/h]	Potencia [kW]
LVPS_R005	<i>Carga Digestor</i>	4,5	400	10	5.040,0	4,5
LVPS_D005	<i>Extracción Digestor</i>	3	300	8	2.767,8	5,5
LVPS_D020	<i>Salida Percolador</i>	4,5	300	8	2.438,6	5,5
LVPS_P010	<i>Salida Prensa</i>	6	300	8	1.310,0	5,5
LVPS_H005	<i>Carga Tamiz Vibratorio</i>	3,5	250	8	1.310,0	2,2
LVPS_H015	<i>Recirculado a Molino</i>	5,5	150	6	1.310,0	1,1
LVPS_G025	<i>Recirculado Decanter a Percolador</i>	4	300	6	70,3	1,1

Tabla 1. Detalles constructivos transportes helicoidales vía seca.

1.2.20 Soplador roots (LVPS_H020)

El soplador se selecciona en base a los requerimientos calculados en la “sección 4.3 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Soplador roots		CÓD.: LVPS_H020
OPERACIÓN: Enviar harina desde el tamiz vibratorio hasta la tolva de acopio		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Dosivac	MODELO: DS-500	CAP. NOMINAL: 356 m ³ /h a 1300 rpm



ESPECIFICACIONES

Modelo	DS 500	Aire limpio libre de aceite. Cuerpo en hierro fundido y rotores fabricados en acero inoxidable.
RPM	1300	
Presión diferencial	100 mbar	
Caudal	356 m ³ /h	
Potencia	2,3 HP	

1.2.21 Tuberías de alimentación de equipos

A continuación, se incluye una tabla indicando el diámetro de cañería y espesor de pared según el tramo del proceso. Cabe aclarar que todas las conexiones con bombas se deben realizar con conexión roscada y, los codos y accesorios, para el caso de las tuberías de inoxidable, de forma soldada.

Tramo	Equipo a conectar	Material	Largo [m]	Diámetro nominal	Característica técnica
LVPS_TR1	LVPS_D010-LVPS_G000	AISI 304 L	7,5	3/8" sch 40	Caño nominal con costura
LVPS_TR2	LVPS_P000-LVPS_G000	AISI 304 L	7,5	3/4" sch 40	Caño nominal con costura
LVPS_TR3	LVPS_G000-LVPS_G010	AISI 304 L	5	3/4" sch 40	Caño nominal con costura
LVPS_TR4	LVPS_G010-LVPS_G020	AISI 304 L	8	3/4" sch 40	Caño nominal con costura
LVPS_TR5	LVPS_G020-LVPS_G040	AISI 304 L	17	1/2" sch 40	Caño nominal con costura
LVPS_TR6	LVPS_G020-LVPS_D000	AISI 304 L	27	1/2" sch 40	Caño nominal con costura
LVPS_TR7	LVPS_H020-LVPS_H025	PVC	26	4"	Tubos de PVC fabricados bajo norma IRAM 13250

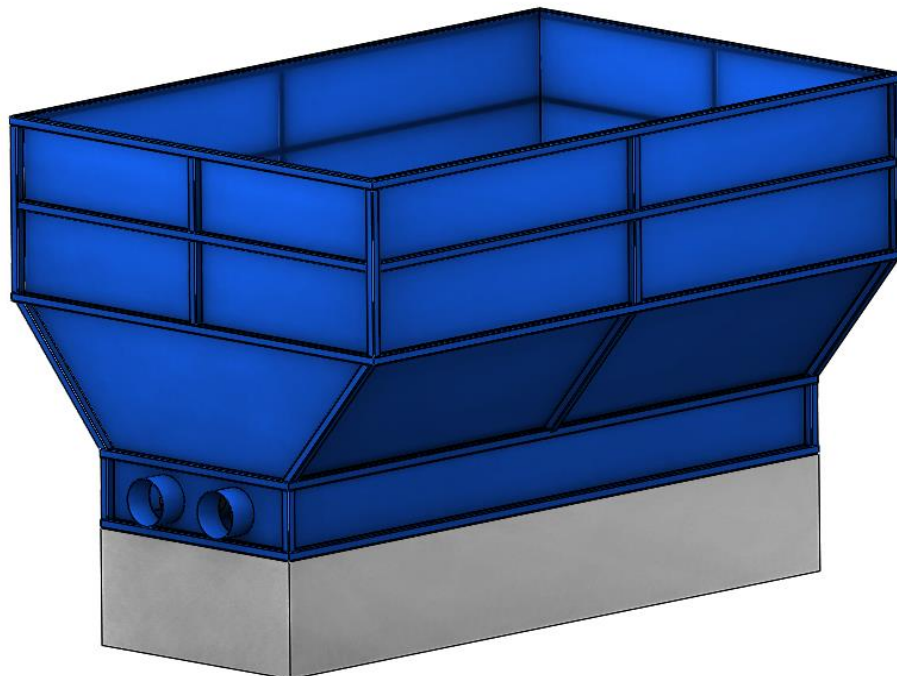
1.3 Línea de proceso húmedo de vísceras

El diagrama de proceso se especifica en el plano PE_LVPH_01.

1.3.1 Tolva de recepción de vísceras (LVPH_R000)

Este equipo debe tener la capacidad de almacenar al menos una jornada de faena para que, en el caso de que surja una parada de planta inesperada durante el proceso, no se vea afectada la planta de faena. Ver dimensiones en el plano PD_LP_01.

EQUIPO: Tolva de recepción de vísceras		CÓD.: LVPH_R000
OPERACIÓN: Recepción		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: 2 Sinfines	CAP. NOMINAL: 50 m ³



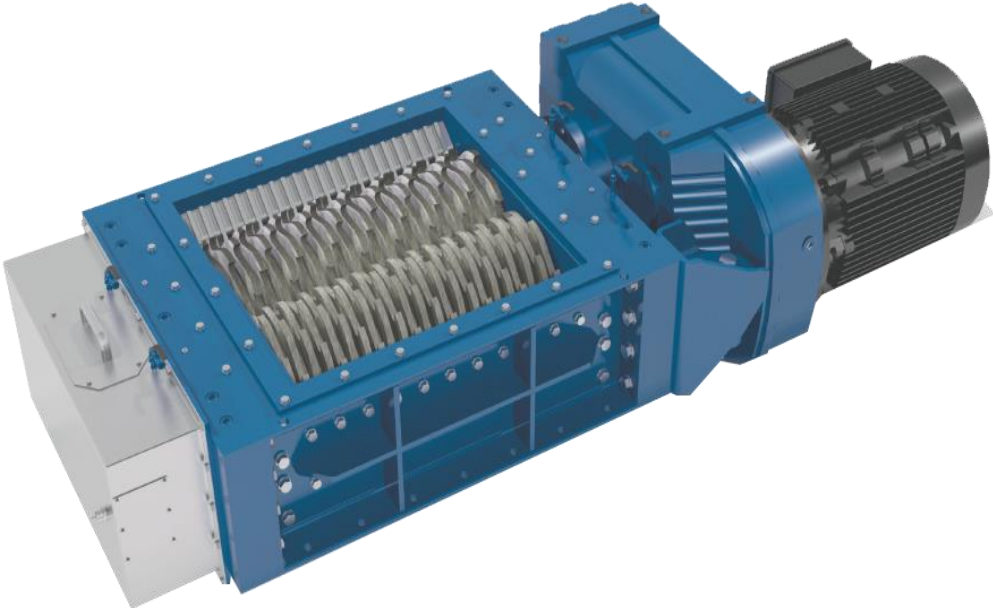
ESPECIFICACIONES

Largo	6 m	. Posee dos roscas transportadoras en la parte inferior que descargan el producto por un lateral de la tolva. Cuenta con un desatascador para evitar acúmulos de vísceras en la salida de la tolva.
Ancho	4 m	
Alto	3,3 m	
Peso	1800 kg	
Potencia	24,2 kW	
Material	SAE 1010	
Diámetro sinfín	250 mm	

1.3.2 Triturador fine crusher (LVPH_Z000)

El triturador va posicionado sobre la boca de carga del cocedor. Este tritura las vísceras para mejorar la eficiencia del cocedor. El equipo se seleccionó con el caudal masico m_1 del plano PE_LVPH_01.

Además, el triturador se debe equipar con una boca de inoxidable con imán permanente para evitar el ingreso de metales que puedan dañar al equipo.

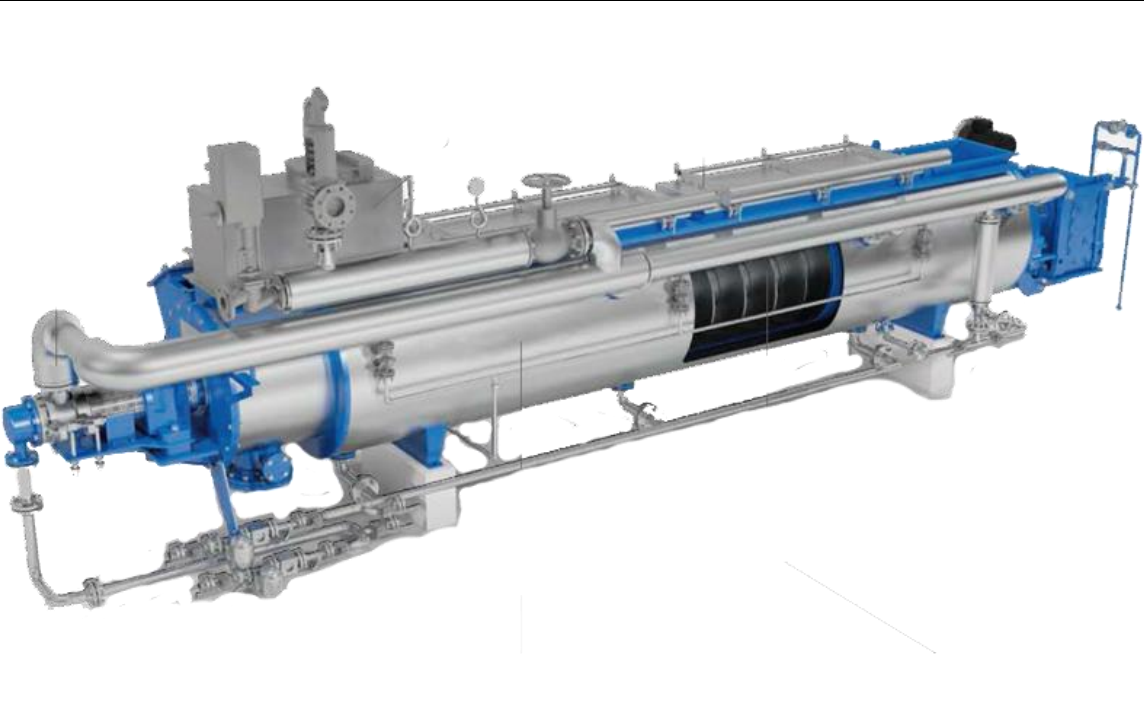
EQUIPO: Triturador fine crusher		CÓD.: LVPH_Z000
OPERACIÓN: Reducción del tamaño de vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: FC13/55	CAP. NOMINAL: 3 - 15 Tn/h
		
ESPECIFICACIONES		
Capacidad	3 – 15 Tn/h	El diseño del triturador incorpora dos ejes trituradores paralelos de rotación contraria. Los dos ejes están accionados mediante un motorreductor de uso pesado con un conjunto de engranajes internos que conectan los dos ejes.
Espacio e/cuchillas	13 mm	
Potencia del motor	45 kW	
Peso sin motor	3500 kg	
Longitud	2,76 m	
Anchura	1,03 m	
Alto	0,66 m	

1.3.3 Pre-cocedor (LVPH_Z005)

En el equipo se lleva a cabo la precocción de las vísceras para esterilizar, coagular proteínas y liberar los lípidos retenidos en éstas. Éste se selección con el caudal nominal que puede cocer, siendo este determinado por el caudal masico m_1 del plano PE_LVPH_01.

En el pre-cocedor se incluye:

- Kit de válvulas de regulación de vapor y condensados.
- Boca de carga con válvula guillotina.

EQUIPO: Pre-cocedor		CÓD.: LVPH_Z005
OPERACIÓN: Reducción del tamaño de vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: SFC 0806	CAP. NOMINAL: 6,4 Tn/h
		
ESPECIFICACIONES		
Capacidad	6,4 Tn/h	Consta de una carcasa de estator con camisa calentada por vapor y un rotor de tornillo con husillos que están montados en toda la longitud del rotor. El rotor y los husillos se calientan indirectamente con vapor.
Peso	12 Tn	
Longitud	8,25 m	
Anchura	1,85 m	
Alto	1,85 m	
Potencia	45 kW	
Presión de vapor	1 Bar	

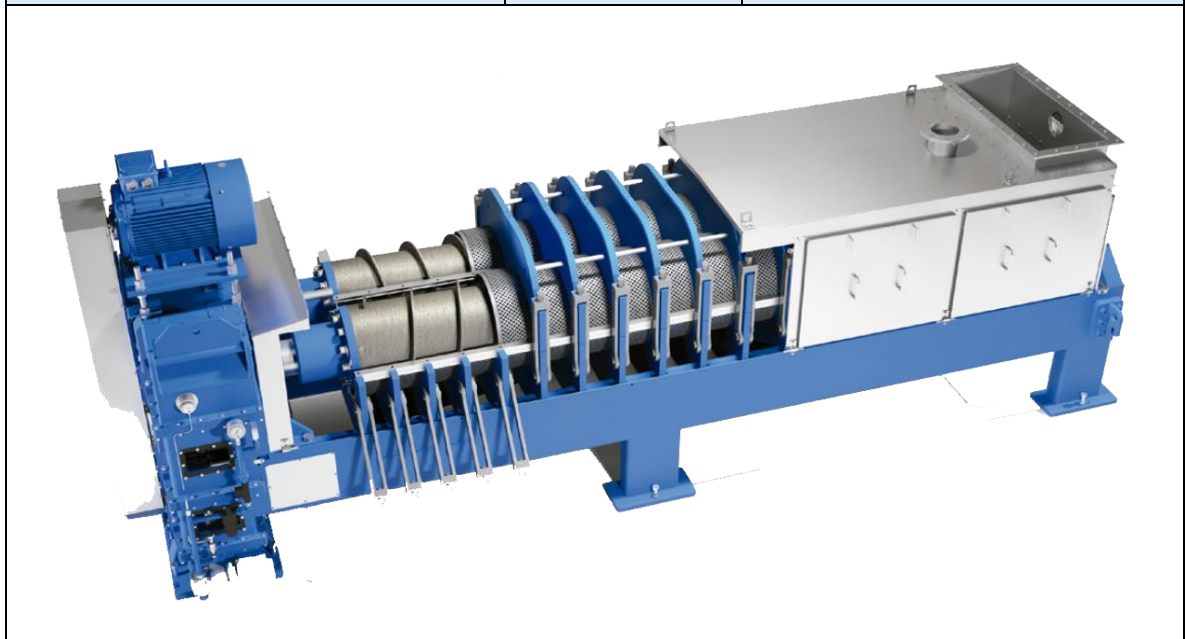
1.3.4 Prensa doble tornillo (LVPH_K005)

Con el caudal de vísceras se selecciona la siguiente prensa para material precocido. Esta es una prensa de doble eje diseñada especialmente para este tipo de proceso. La selección del equipo se realiza en base al caudal masico m_1 del plano PE_LVPH_01.

Este equipo se debe equipar con:

- Tolva de carga con imán permanente, la cual atrapa posibles metales arrastrados desde el triturador.

EQUIPO: Prensa doble tornillo		CÓD.: LVPH_K005
OPERACIÓN: Pensar líquidos de vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: MS-35	CAP. NOMINAL: 5 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Capacidad	5 Tn/h	La prensa consta de dos husillos interconectados rodeados de una caja de drenaje y encerrados por una cubierta. Los husillos giran en direcciones opuestas lo que impide que el material gire con los husillos.
Peso	7 Tn	
Longitud	5,46 m	
Anchura	1,2 m	
Alto	1,8 m	
Potencia	18,5 kW	

1.3.5 Tambor rotativo percolador de grasas (LVPH_K015)

El flujo masico \dot{m}_5 (ver plano PE_LVPH_01) se bombea a este equipo para realizar una separación de los sólidos arrastrados por este equipo.

EQUIPO: Tambor rotativo percolador de grasas		CÓD.: PSLV1D_010
OPERACIÓN: Separación solidos- líquidos		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: TR-050	CAP. NOMINAL: 1-4 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Largo	3,9 m	El separador consta de un tornillo de alimentación y un tambor giratorio perforado en el que se lleva a cabo la separación. La grasa que pasa a través de la perforación se recoge en el recipiente inferior y se introduce en una bomba. Los sólidos se descargan al final del tambor.
Ancho	1,05 m	
Alto	2,2 m	
Peso	1.000 kg	
Diámetro	550 mm	
Potencia	1,87 Kw	

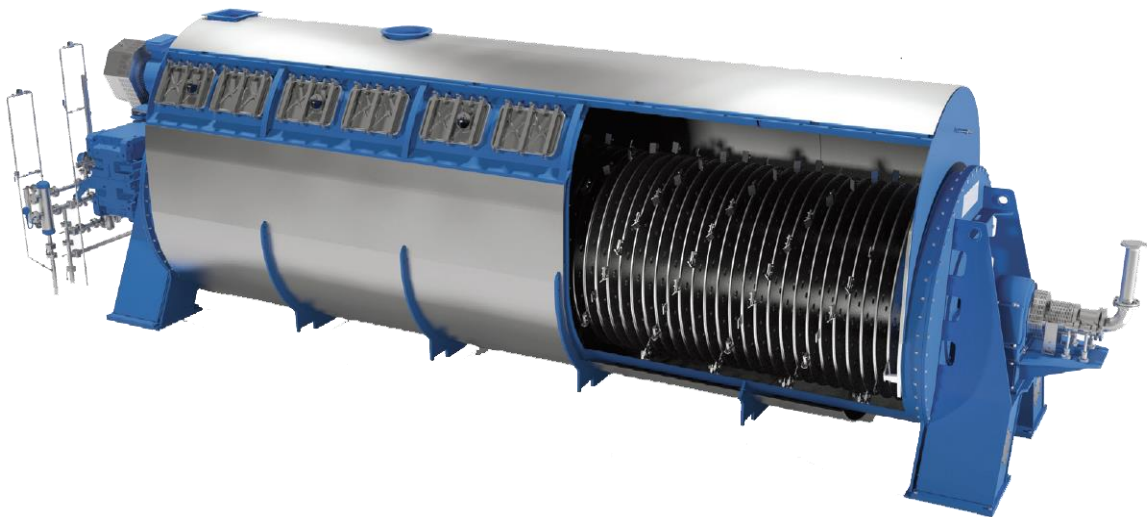
1.3.6 Secador de discos (LVPH_V010)

Los sólidos separados en la planta evaporadora (LVPH_E005), tridecanter (LVPH_A010), prensa (LVPH_K015) y percolador (LVPH_K005) se transportan con sinfines hasta el secador.

Con los requerimientos de evaporación y superficie determinados en la “sección 2.6 de la memoria de cálculo”, se selecciona el siguiente equipo.

En este se incluye:

- Kit de válvulas de regulación de vapor y condensados.

EQUIPO: Secador de discos		CÓD.: LVPH_V010
OPERACIÓN: Evaporar restos de humedad de los sólidos de las vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: HM-1850	CAP. NOMINAL: 215 m ³
		
ESPECIFICACIONES		
Superficie de calefacción	215 m ³	El rotor consta de un tubo central equipado con discos paralelos de doble pared, lo que da como resultante una gran superficie de calefacción logrando así una evaporación de alta eficiencia.
Potencia	75 kW	
Longitud	11,1 m	
Anchura	2,56 m	
Alto	3,5 m	
Peso	52 Tn	

1.3.7 Planta de molienda (LVPH_H000)

La molienda se realiza en molino de martillos. El modelo se selecciona en función del caudal a triturar según se indica en el flujo m_4 (ver plano PE_LVPH_01).

En la planta de molienda se debe incluir:

- Rampa de inox con imán permanente para evitar el ingreso metales que puedan dañar los martillos.
- Sistema de aspiración de polvos del molino con ventilador.

EQUIPO: Planta de molienda		CÓD.: LVPH_H000
OPERACIÓN: Reducir el tamaño del chicharrón de la salida de la prensa		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: HM – 630	CAP. NOMINAL: 2 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Capacidad harina de carne	2 Tn/h	La planta de molienda consta de: Molino de martillo, acoplamiento y motor montados en un bastidor de base común equipado con amortiguadores de vibraciones. Un ventilador de separación y un filtro de mangas o solución ciclónica para garantizar alta capacidad y prevenir un incremento excesivo de temperatura.
Potencia	45 Kw	

1.3.8 Tamiz vibratorio (LVPH_H010)

El tamiz vibratorio se fabrica a medida según los requerimientos de producción. Debe tener una capacidad nominal de 1,5 tn/h como se especifica en el flujo m_4 del plano PE_LVPH_01. El mismo debe tener un tamiz n° 10 y dos descargas para granulometría.

EQUIPO: Tamiz vibratorio o zaranda circular		CÓD.: LVPH_H010
OPERACIÓN: Clasificar harina s/tamaño granular		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Vibromaq	MODELO: ZVMC/1	CAP. NOMINAL: 1,5 Tn/h



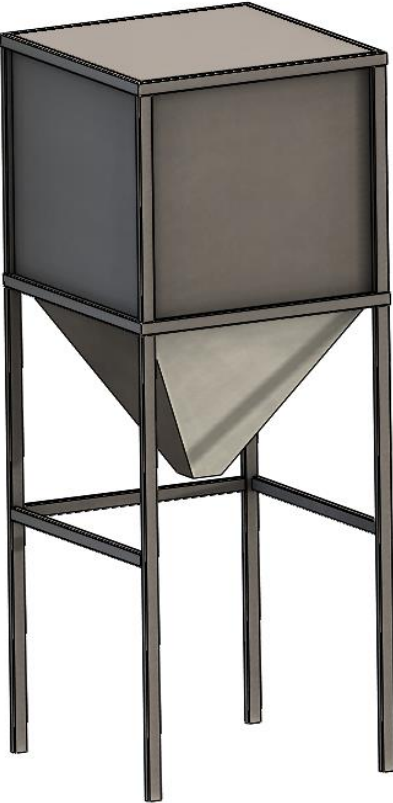
ESPECIFICACIONES

Diámetro	1200 mm	Se provee con un tamiz de malla tejida en AISI 304. Incluye estructura de apoyo, boca de carga, boca de descarga para finos y gruesos. Sistema de suspensión mediante tacos de poliuretano.
Potencia del vibrador	0,75 kW	
Bocas de descarga	2	
N° tamiz	10 ASTM	
Material	AISI 304	

1.3.9 Tolva de acopio (LVPH_H025)

La tolva de acopio cumple la función de almacenamiento y de alimentar la embolsadora. Está montada sobre una estructura en altura para descargar directamente sobre la válvula de la embolsadora.

Las dimensiones se especifican en el plano PD_LV_04.

EQUIPO: Tolva de acopio		CÓD.: LVPH_H025
OPERACIÓN: Almacenar harina y alimentar la embolsadora		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 15 m ³
		
ESPECIFICACIONES		
Volumen de almacenamiento	15 m ³	Las dimensiones están diseñadas para colocar la embolsadora debajo de esta. Toda la estructura está fabricada de caño estructural cuadrado. En la descarga del transporte neumático se coloca un ciclón para realizar la descarga del material.
Ancho	2,5	
Altura boca descarga	3 m	
Altura total	5,5 m	
Material	Sae 1010	
Espesor de chapa	1/16"	

1.3.10 Embolsadora de big bags (LVPH_H030)

La embolsadora se selecciona en base a la capacidad de pesaje de las celdas de cargas del equipo. Las bolsas big bags se llenan con 1200 kg de harina, con lo cual, para tener un margen de seguridad, las celdas deberán ser de 2000 kg. El sistema de pesaje se debe incluir con:

- Válvula neumática de apertura y cierre de carga.
- Control automático de carga.

EQUIPO: Embolsadora de big bags		CÓD.: LVPH_H030
OPERACIÓN: Pesaje y embolsado de harinas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Sipel	MODELO: Sipel Big Bags	CAP. NOMINAL: 2000 Kg



ESPECIFICACIONES

Largo	1,2 m	La embolsadora posee un sistema automático de llenado de big bags según el valor seteado, accionando la válvula de corte cuando se llega a este valor. Permite almacenar datos de hasta 500 pesajes.
Ancho	1,2 m	
Alto	1,5, m	
Resolución mínima	0,5 Kg	
Sistema de corte	Neumático	
Capacidad máxima	2.000 kg/h	

1.3.11 Tridecanter centrífugo (LVPH_G010)

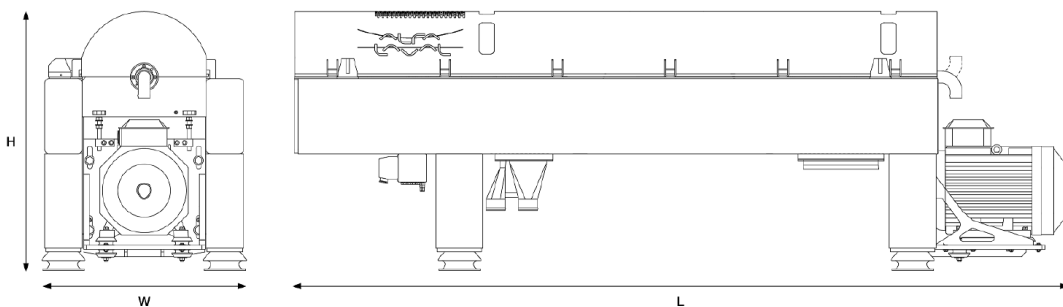
El equipo se selecciona en base al caudal volumétrico que se debe separar. Este corresponde al \dot{m}_5 del plano PE_LVPH_01.

EQUIPO: Alfa Laval		CÓD.: LVPH_G010
OPERACIÓN: Sepacarar las tres fases del producto (agua, aceite y sólidos)		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Alfa Laval	MODELO: PANX 350 CT	CAP. NOMINAL: 4,5 m ³ /h



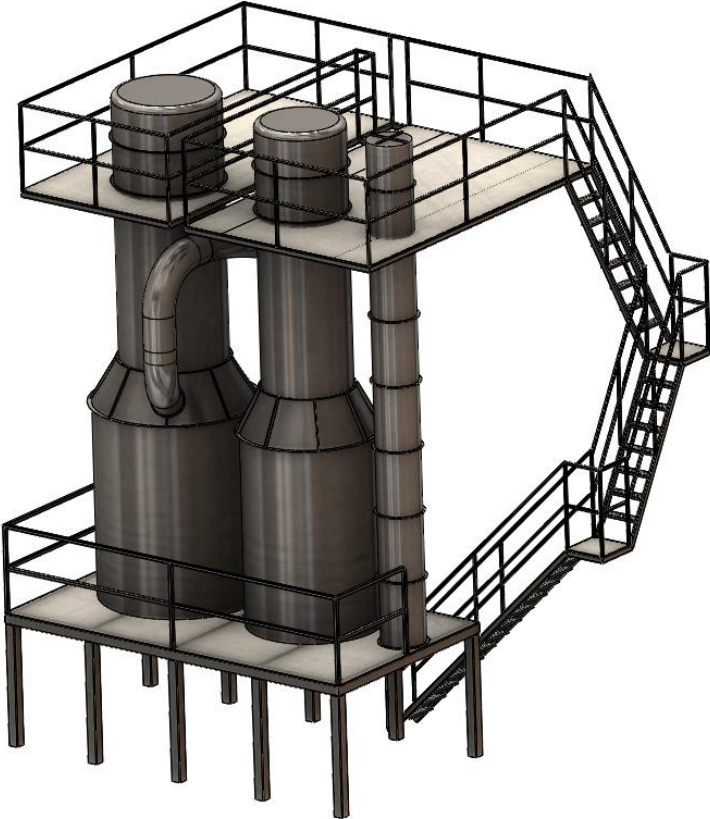
ESPECIFICACIONES

Largo (L)	3,54 m	Las partes en contacto con el material están fabricadas en acero inoxidable AISI 304. El decanter posee control velocidad con variador de frecuencia para optimizar el proceso.
Ancho (W)	1,304 m	
Alto (H)	990 m	
Potencia	18,5 kW	
Peso	2150 kg	



1.3.12 Planta evaporadora (LVPH_E010)

Este equipo es un intercambiador de película descendente que trabaja en vacío. El área necesaria según se determinó “sección 2.7 de la memoria de cálculo” es de 60 m³. El fabricante recomienda para una evaporación de 1600 kg/h el evaporador mod 1076 que posee un área de intercambio de 76 m³. La planta se provee con bombas de vacío, recirculado y extracción de vahos.

EQUIPO: Planta evaporadora		CÓD.: LVPH_E010
OPERACIÓN: Reutilizar vahos para evaporar agua de las vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: WHE 1076	CAP. NOMINAL: 1700 kg/h
		
ESPECIFICACIONES		
Área de intercambio	76 m ³	Evaporador de película descendente. Incluye bombas de vacío y de recirculado para una correcta operación.
Numero de etapas	2	
Presión de vacío	0,65 barA	
Potencia bomba vacío	22 kW	
Potencia bomba recirculado	30 kW	

1.3.13 Transportador sinfín (LVPH_R005)


Los tornillos sinfines se construyen a partir de las especificaciones detalladas a continuación. A modo de resumen, se anexa una tabla con las características principales de las demás roscas transportadoras para la misma línea.

EQUIPO: Transportador sinfín		CÓD.: LVPH_R005
OPERACIÓN: Carga del triturador		CANTIDAD REQ.: 1
LARGO: 4m	DIÁMETRO: 400mm	CAPACIDAD: 5.040 kg/h
		
ESPECIFICACIONES		
Esesor del canal	8mm	Canal construido en acero al carbono ASTM A-36. Tapas construidas en acero inoxidable AISI-304L. Tornillo serie pesada construido en acero al carbono ASTM A-36. Sistema de transmisión directa con motoreductor y rodamientos de primera línea. Sistema eficiente de estanqueidades para evitar pérdidas y fugas.
Esesor de la hélice	10mm	
Esesor de la tapa	2mm	
Potencia instalada	4,5 kW	

Código de proyecto	Descripción	Largo [m]	Diámetro [mm]	Capacidad [kg/h]	Velocidad [rpm]	Potencia [kW]
LVPH_R005	Carga Triturador	4	400	5.040	67	4,5
LVPH_Z000	Carga Pre-Cocinador	5,5	400	5.040	66	4,5
LVPH_K000	Carga Prensa	3,5	400	5.040	72	4,5
LVPH_V000	Salida Decanter	5,5	300	708	6,55	3,0
LVPH_V005	Carga Secador de discos	4	300	1.310	25	3,0
LVPH_V015	Carga Molino	3,5	250	1.253	24	2,2
LVPH_H005	Carga Tamiz vibratorio	5,5	250	1.253	27	2,2
LVPH_H015	Recirculado a molino	5,5	250	250	27	1,1

1.3.14 Tanque de expedición (LVPH_A030)

En este tanque se debe almacenar toda la producción de aceite de la planta de al menos un día de producción.

EQUIPO: Tanque de expedición de aceite		CÓD.: LVPH_A030
OPERACIÓN: Almacenar el aceite hasta su carga en un camión cisterna para el transporte del producto		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 15 m ³
		
ESPECIFICACIONES		
Diámetro	2,8 m	El tanque tiene una capacidad de almacenamiento de la producción de dos jornadas de 9 hs.
Altura	2,3 m	
Material	AISI 304 L	
Presión alimentación vapor	1 bar	
Altura patas	1 m	
Espesor de chapa	2 mm	

1.3.15 Depósito con agitación de agua cola (LVPH_E000)

Este depósito sirve como pulmón para la alimentación de la planta evaporadora. Debe tener una capacidad de 2 m³.

EQUIPO: Depósito con agitación		CÓD.: LVPH_E000
OPERACIÓN: Almacenar y agitar el agua de cola extraída del decanter centrifugo		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 2 m ³



ESPECIFICACIONES

Diámetro	1,3 m	El tanque posee un agitador con un motor de accionamiento de 1HP.
Altura	1,5 m	
Material	AISI 304	
Potencia	1 HP	
Altura patas	1 m	
Espesor de chapa	2 mm	

1.3.16 Depósito para químicos de limpieza (LVPH_E015- LVPH_E020)

Para el mantenimiento de la planta evaporadora se deben utilizar químicos, los cuales se inyectan una vez por semana en ésta. El propósito de estos tanques es almacenar a estos y asegurar el abastecimiento durante al menos un mes.

EQUIPO: Depósito con agitación		CÓD.: LVPH_E015 - LVPH_E020
OPERACIÓN: Almacenar y agitar el aceite extraído del decanter centrifugo		CANTIDAD REQ.: 2
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 2 m ³
		
ESPECIFICACIONES		
Diámetro	1,3 m	El tanque posee un agitador con un motor de accionamiento de 1HP.
Altura	1,5 m	
Material	AISI 304	
Potencia	1 HP	
Altura patas	1 m	
Espesor de chapa	2 mm	

1.3.17 Depósito pulmón con calefacción (LVPH_A000)

Se dispone de un tanque previo al decanter para asegurar una temperatura de 80°C al ingreso de este. El tanque utiliza como medio de calefacción una camisa de vapor.

EQUIPO: Depósito con agitación		CÓD.: LVPH_A000
OPERACIÓN: Almacenar y agitar el aceite extraído de la prensa y el percolador de grasa		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 2 m ³



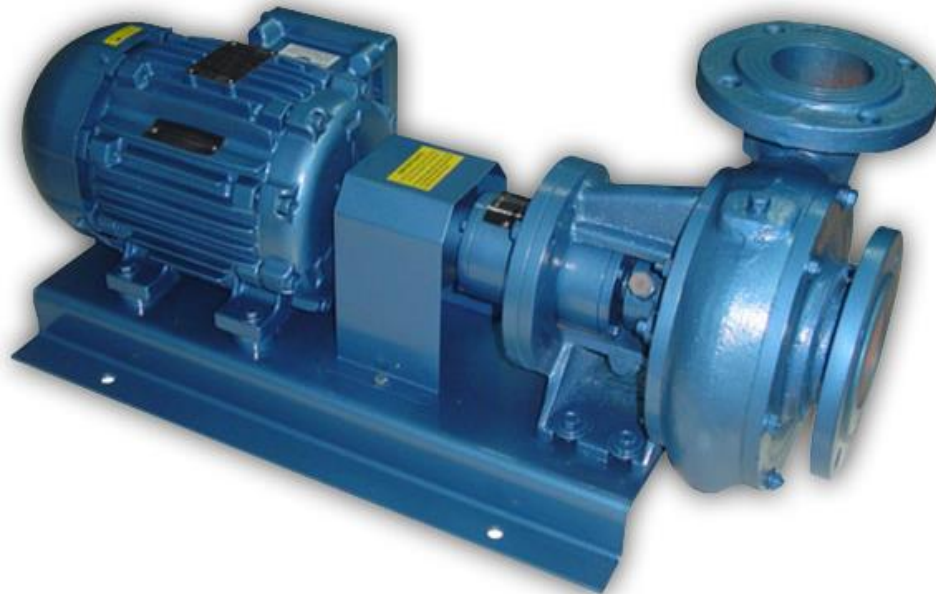
ESPECIFICACIONES

Diámetro	1,3 m	El tanque posee un agitador con un motor de accionamiento de 1HP. Cumple la función de pulmón para el correcto funcionamiento del decanter centrífugo.
Altura	1,5 m	
Material	AISI 304	
Potencia	1 HP	
Altura patas	1 m	
Presión alimentación vapor	1 bar	
Espesor de chapa	2 mm	

1.3.18 Bomba centrífuga de líquidos de la prensa (LVPH_K010)

La bomba se selecciona según los requerimientos según se determinaron en la “sección 4.5 de la memoria de cálculo”.

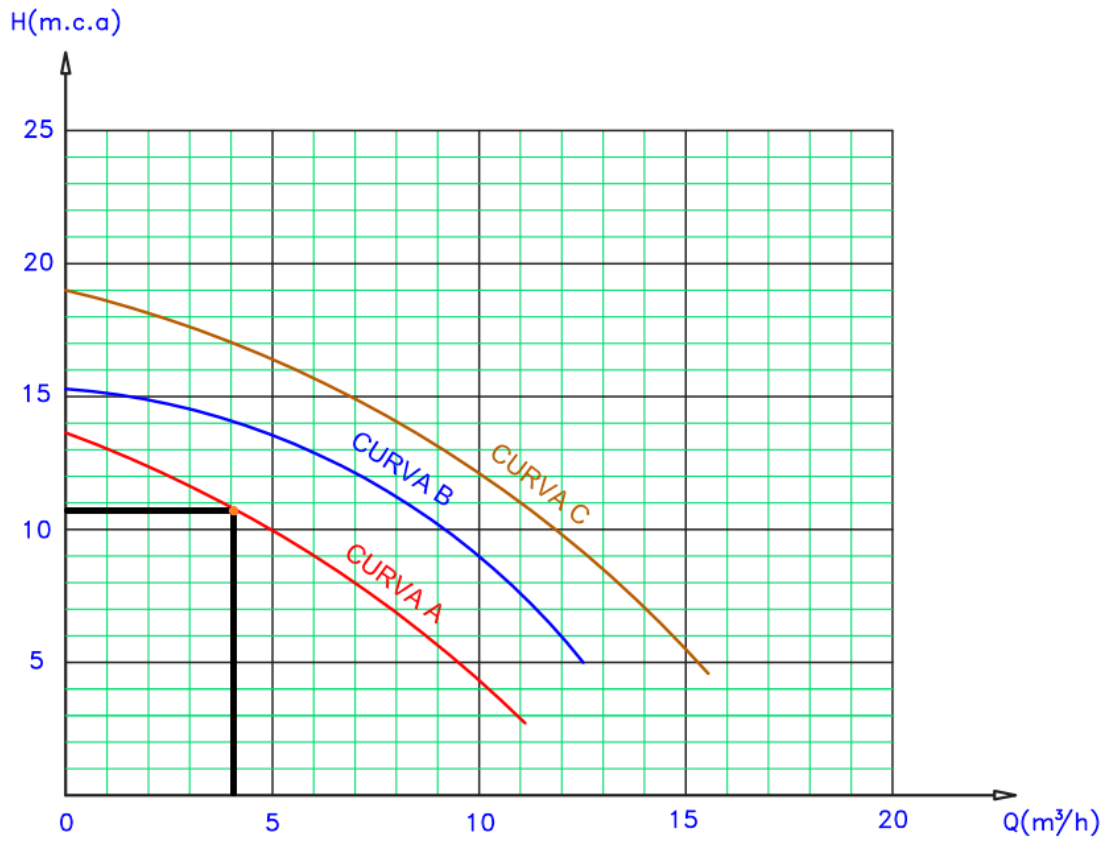
EQUIPO: Bomba centrífuga		CÓD.: LVPH_K010
OPERACIÓN: Enviar el producto liquido separado en la prensa al percolador		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: SL-DSL 303	CAP. NOMINAL: 4 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Modelo	SL-DSL 303	Sistema de cierre de sello mecánico, carcasa de hierro fundido. Motor trifásico y eje inox AISI 316.
Capacidad de la bomba	4 m ³ /h	
Potencia	2 HP	
RPM	1500	

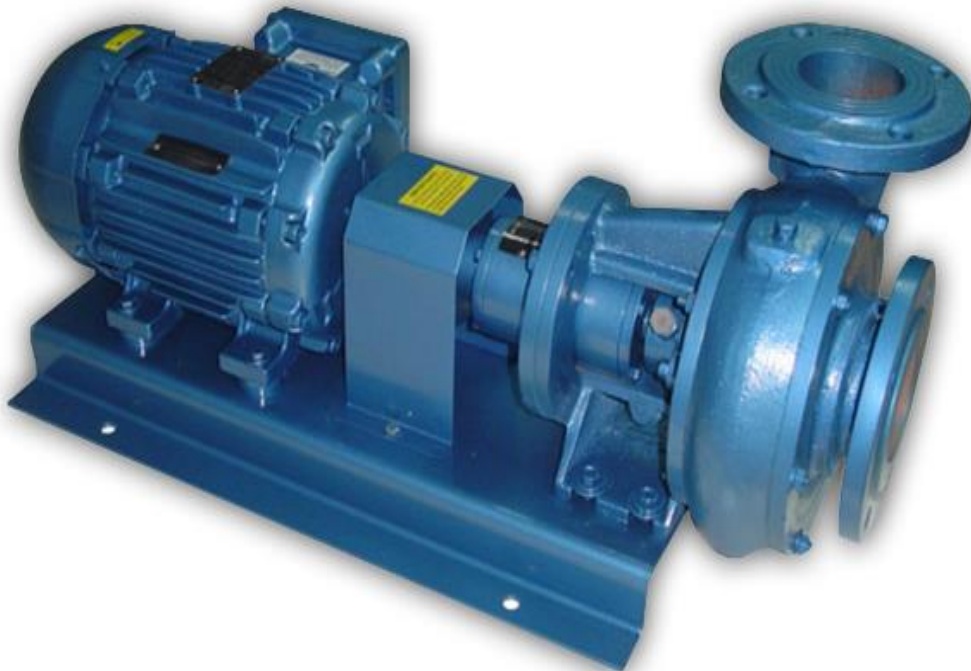
A continuación, se muestra el punto de trabajo de la bomba.



1.3.19 Bomba centrífuga de alimentación del decanter (LVPH_G005)

Este equipo bombea el líquido desde el depósito de grasa con calefacción hacia el decanter. La bomba se selecciona según los requerimientos según se determinaron en la "sección 4.5 de la memoria de cálculo". El flujo masico a trasportar por la bomba se indica en el flujo \dot{m}_6 plano PE_LVPH_01.

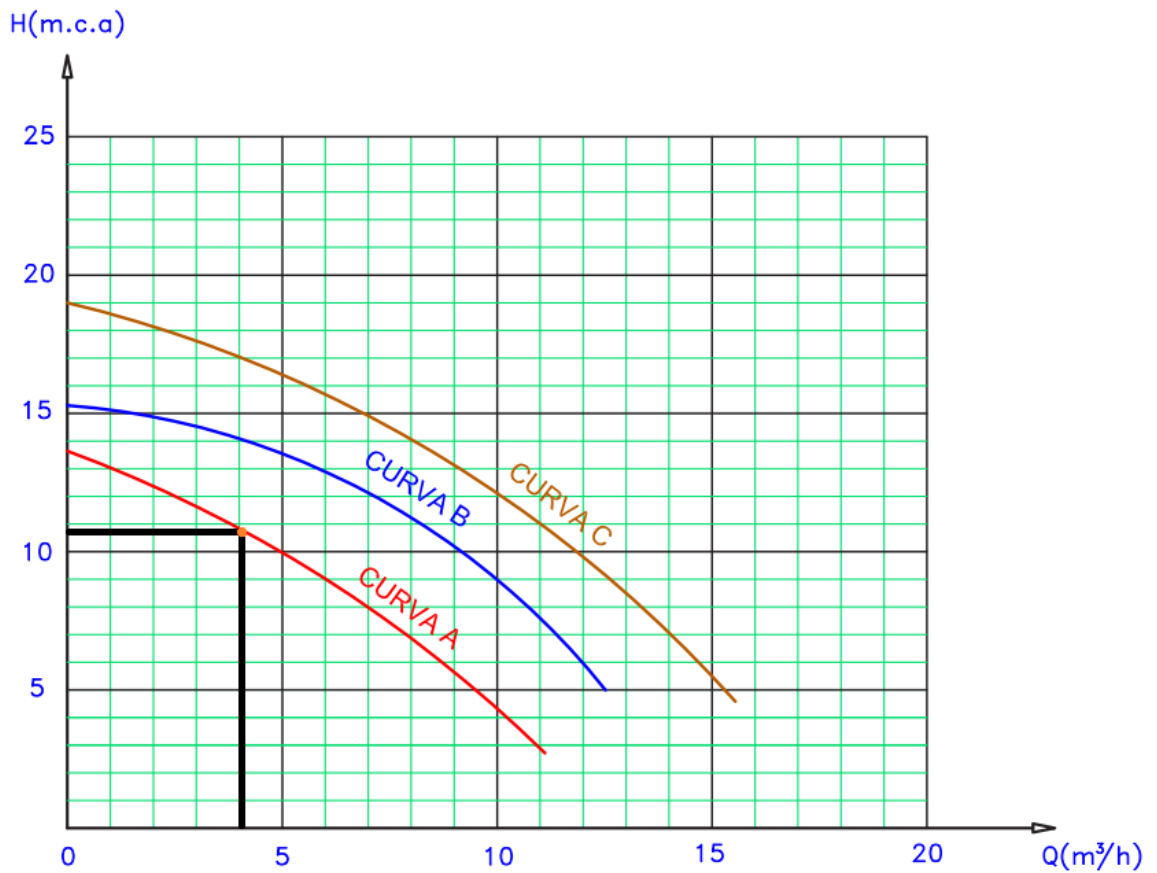
EQUIPO: Bomba centrífuga		CÓD.: LVPH_A005
OPERACIÓN: Alimentar el decanter		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: SL-DSL 303	CAP. NOMINAL: 4 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Modelo	SL-DSL 303	Sistema de cierre de sello mecánico, carcasa de hierro fundido. Motor trifásico y eje inox AISI 316.
Capacidad de la bomba	4 m ³ /h	
Potencia	2 HP	
RPM	1500	

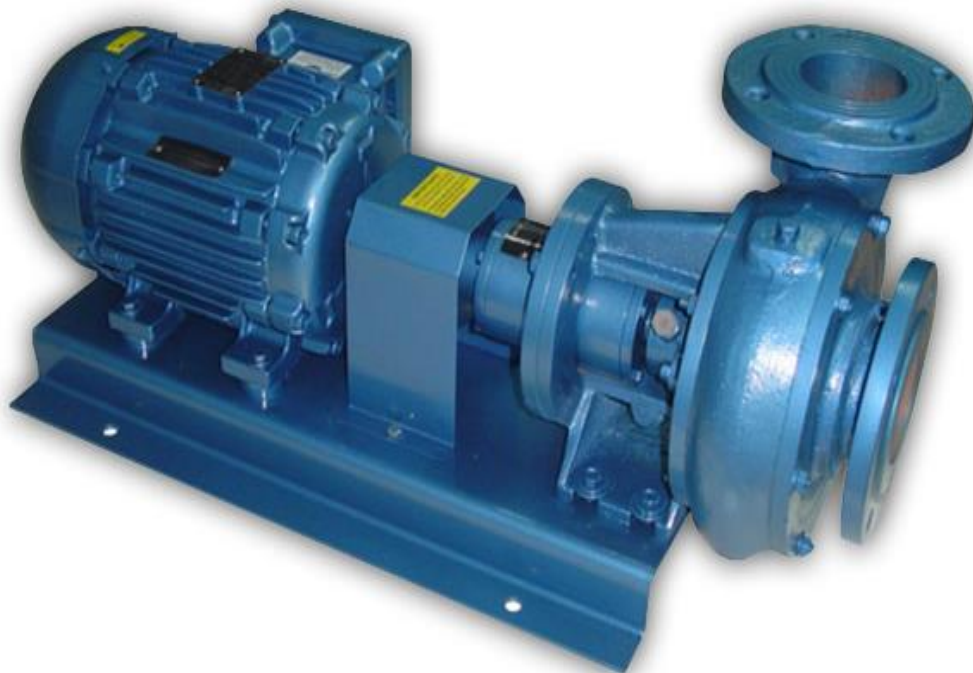
A continuación, se muestra el punto de trabajo de la bomba.



1.3.20 Bomba centrífuga de grasa salida del percolador (LVPH_G015)

Esta bomba alimenta el tanque agitador de agua de cola. El flujo masico y presión necesaria se determinaron en la “sección 4.5 de la memoria de cálculo”.

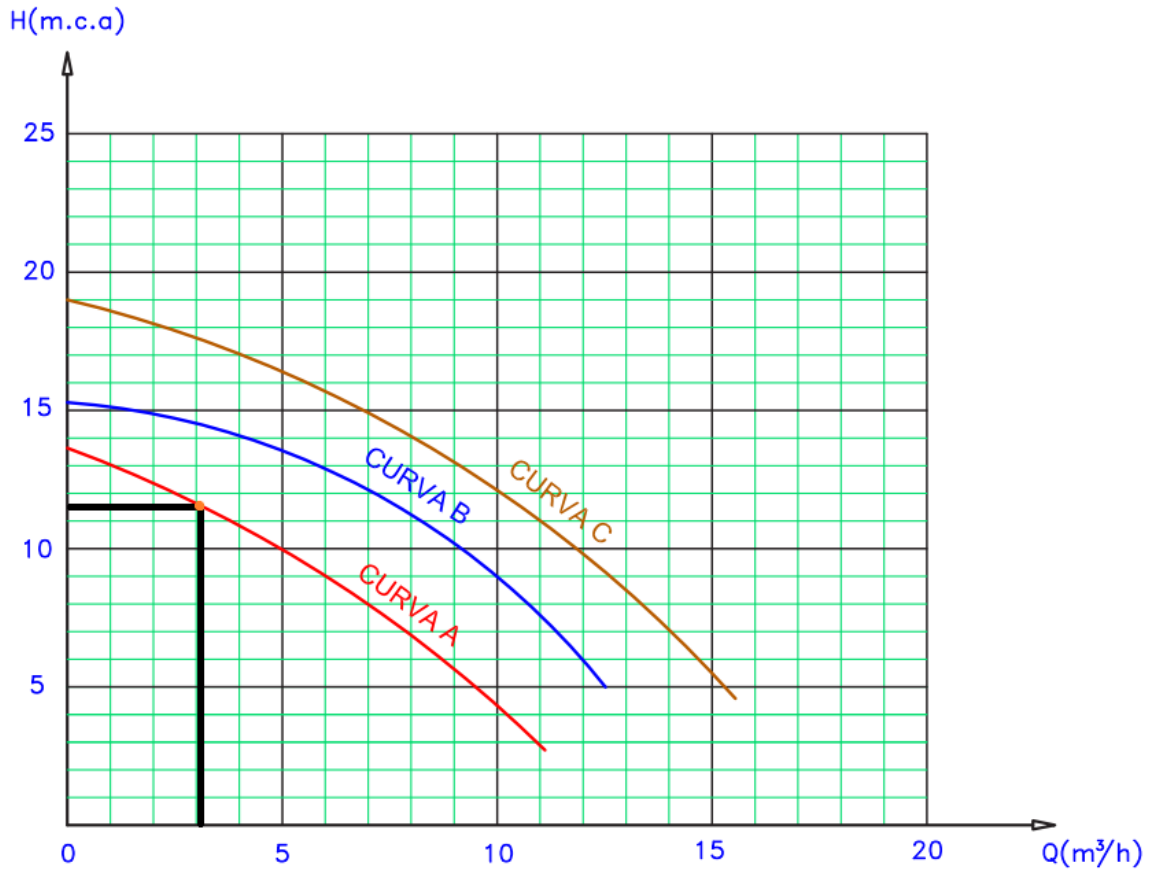
EQUIPO: Bomba centrífuga		CÓD.: LVPH_G015
OPERACIÓN: Enviar el producto liquido separado en el decanter al depósito de agua de cola		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: SL-DSL 303	CAP. NOMINAL: 3,4 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Modelo	SL-DSL 303	Sistema de cierre de sello mecánico, carcasa de hierro fundido. Motor trifásico y eje inox AISI 316.
Capacidad de la bomba	4 m ³ /h	
Potencia	2 HP	
RPM	1500	

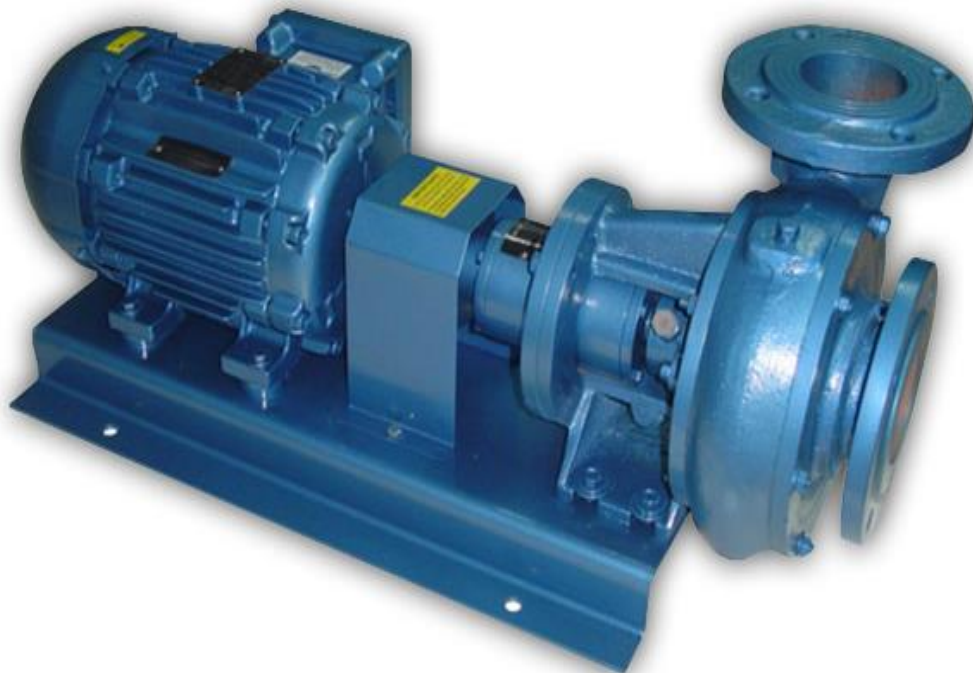
A continuación, se muestra el punto de trabajo de la bomba.



1.3.21 Bomba centrífuga de alimentación del evaporador (LVPH_E005)

La bomba se selecciona con los requerimientos de caudal y presión determinados en la "sección 4.5 de la memoria de cálculo".

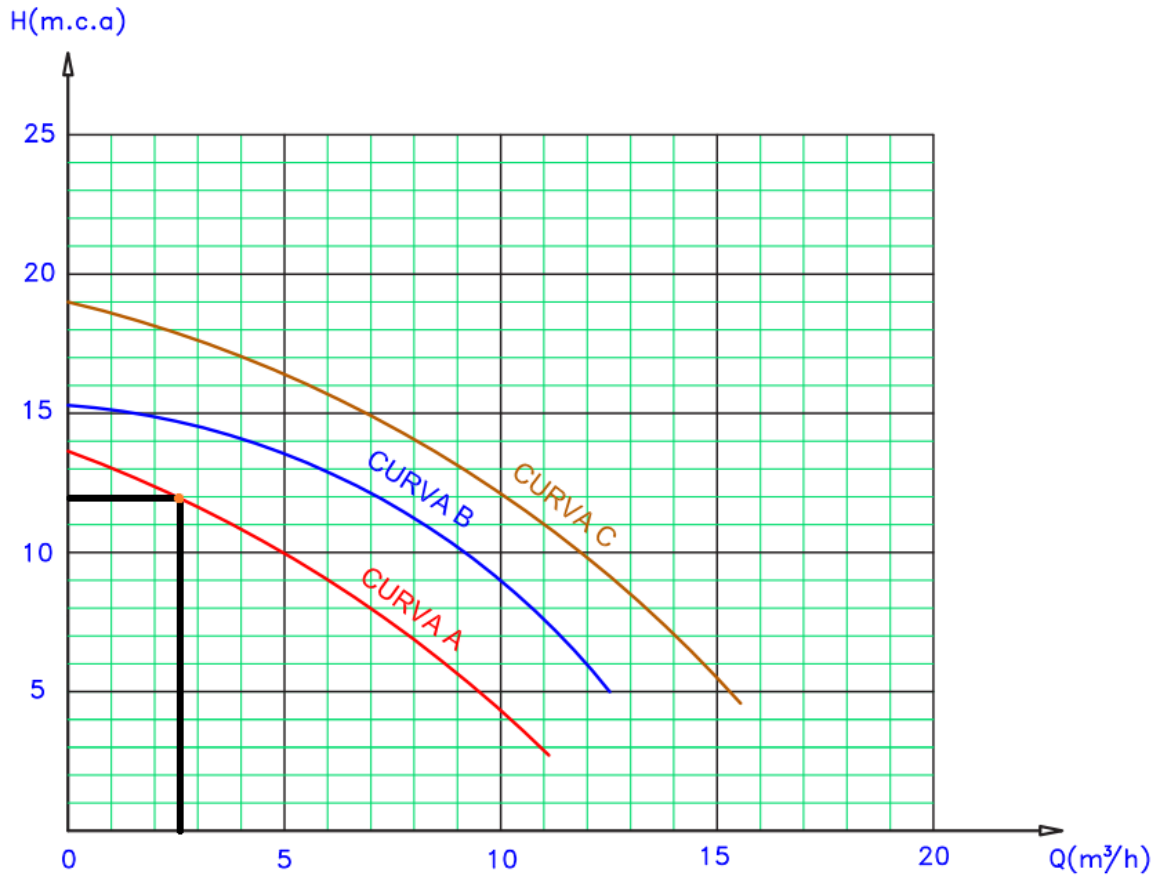
EQUIPO: Bomba centrífuga		CÓD.: LVPH_E005
OPERACIÓN: Alimentar con agua de cola el evaporador		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: SL-DSL 303	CAP. NOMINAL: 2,6 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Modelo	SL-DSL 303	Sistema de cierre de sello mecánico, carcasa de hierro fundido. Motor trifásico y eje inox AISI 316.
Capacidad de la bomba	4 m ³ /h	
Potencia	2 HP	
RPM	1500	

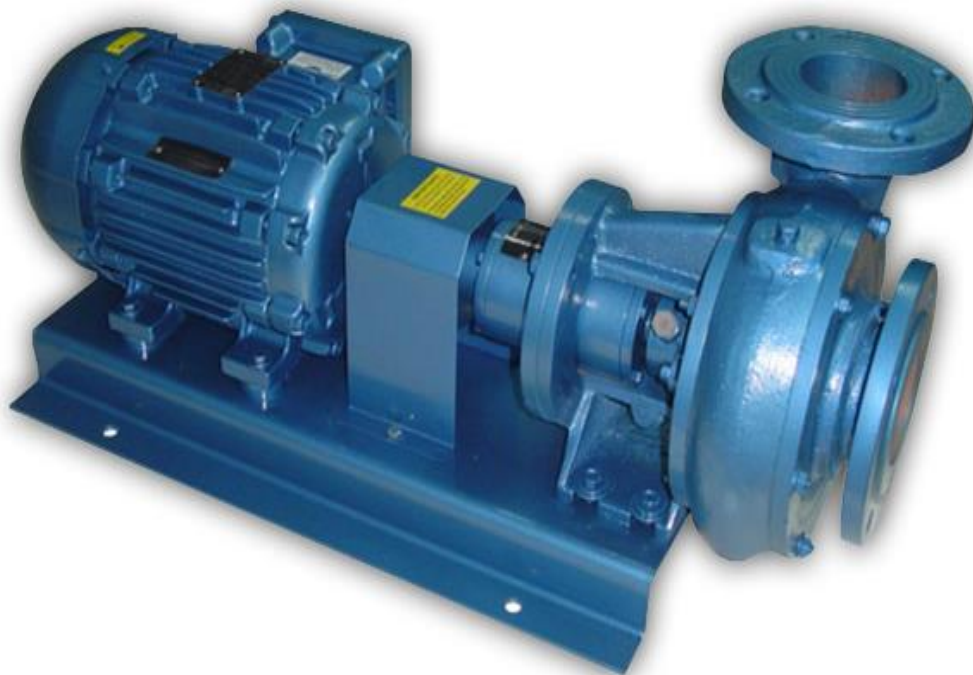
A continuación, se muestra el punto de trabajo de la bomba.



1.3.22 Bomba centrífuga de salida del evaporador (LVPH_E025)

Esta bomba bombea el concentrado hacia el secador de discos. La bomba se selecciona con los requerimientos de caudal y presión determinados en la "sección 4.5 de la memoria de cálculo".

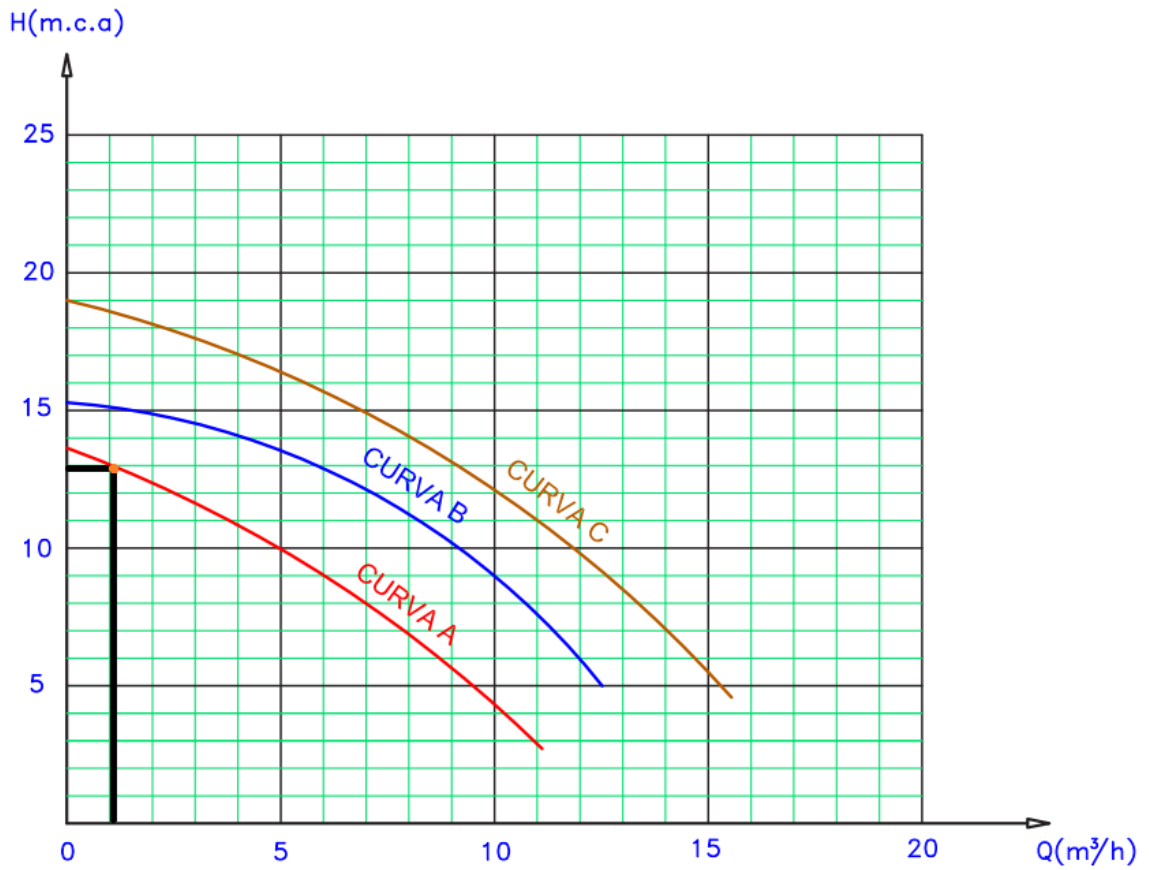
EQUIPO: Bomba centrífuga		CÓD.: LVPH_E020
OPERACIÓN: Alimentar con agua de cola el evaporador		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: SL-DSL 303	CAP. NOMINAL: 1,03 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Modelo	SL-DSL 303	Sistema de cierre de sello mecánico, carcasa de hierro fundido. Motor trifásico y eje inox AISI 316.
Capacidad de la bomba	4 m ³ /h	
Potencia	2 HP	
RPM	1500	

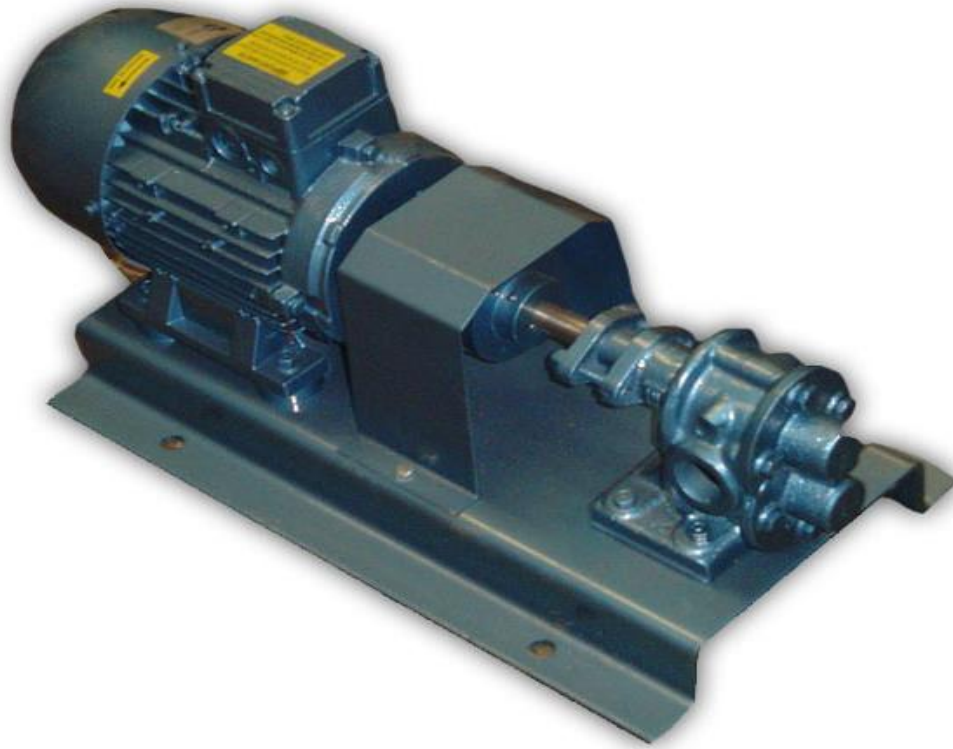
A continuación, se muestra el punto de trabajo de la bomba.



1.3.23 Bomba de aceite (LVPH_G025)

Se selecciona este tipo de bomba ya que se trata del bombeo de un fluido viscoso, para los cuales las bombas a engranajes tienen mejor rendimiento. Con los requerimientos de caudal y presión determinados “sección 4.5 de la memoria de cálculo”, se selecciona la siguiente bomba.

EQUIPO: Bomba a engranaje de grasa		CÓD.: LVPH_G025
OPERACIÓN: Enviar el aceite desde el decanter hasta el tanque de expedición		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo	MODELO: BEG $\frac{3}{4}$ "	CAP. NOMINAL: 2,1 m ³ /h a 1400 rpm



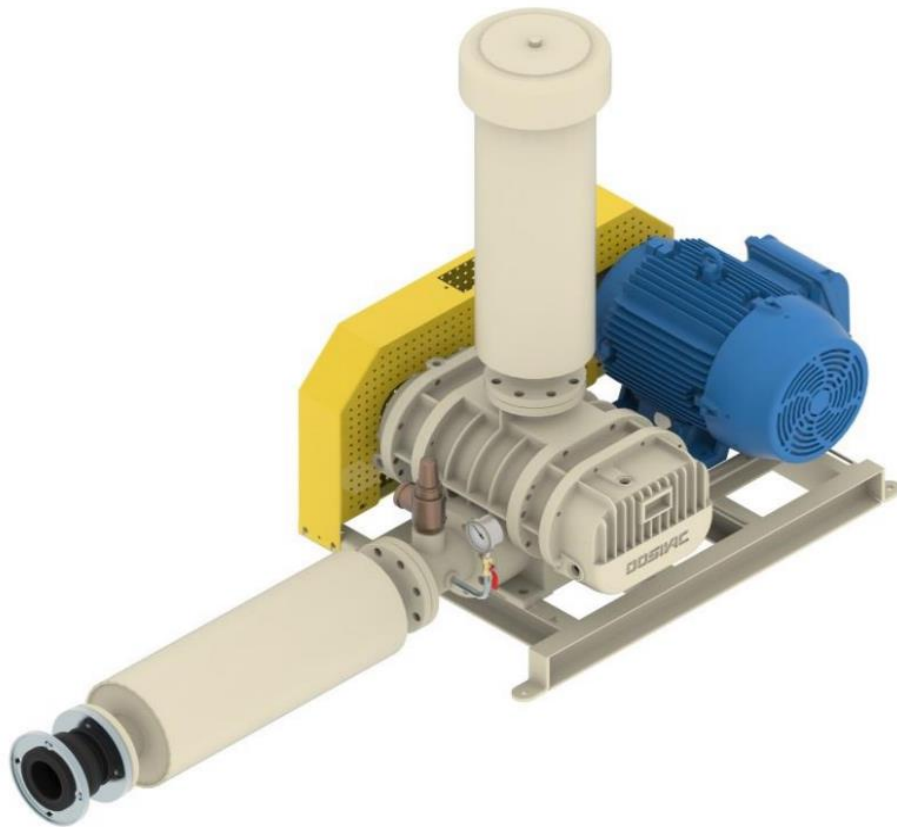
ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.3.24 Soplador roots (LVPH_H020)

El soplador se selecciona en base a los requerimientos calculados en la “sección 4.3 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Soplador roots		CÓD.: LVPH_H020
OPERACIÓN: Enviar harina desde el tamiz vibratorio hasta la tolva de acopio		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Dosivac	MODELO: DS-500	CAP. NOMINAL: 410 m ³ /h a 1450 rpm



ESPECIFICACIONES

Modelo	DS 500	Aire limpio libre de aceite. Cuerpo en hierro fundido y rotores fabricados en acero inoxidable.
RPM	1450	
Presión diferencial	100 mbar	
Caudal	410 m ³ /h	
Potencia	2,6 HP	

1.3.25 Tuberías de alimentación de equipos

Todas las cañerías de interconexión de equipos deberán fabricarse en acero inoxidable AISI 304 L.

A continuación, se incluye una tabla indicando el diámetro de cañería y espesor de pared según el tramo del proceso.

Tramo	Equipos conectados	Material	Largo [m]	Diámetro de tubería [pulg]	Espesor de pared [mm]	Característica técnica
LVPH_TR01	LVPH_K005-LVPH_K015	AISI 304 L	7	2"	4	Caño nominal con costura
LVPH_TR02	LVPH_K015-LVPH_A000-	AISI 304 L	8	2"	4	Caño nominal con costura
LVPH_TR03	LVPH_A000-LVPH_A010	AISI 304 L	2,5	2"	4	Caño nominal con costura
LVPH_TR04	LVPH_A010-LVPH_E000	AISI 304 L	17	2"	4	Caño nominal con costura
LVPH_TR05	LVPH_E000-LVPH_E005	AISI 304 L	5	2"	4	Caño nominal con costura
LVPH_TR06	LVPH_A010-LVPH_A030	AISI 304 L	10,5	1"	3	Caño nominal con costura
LVPH_TR07	LVPH_E025-LVPH_V005	AISI 304 L	20	2"	4	Caño nominal con costura
LVPH_TR08	LVPH_H015-LVPH_H020	PVC	26,5	4"	4	Tubos de PVC fabricados bajo norma IRAM 13250

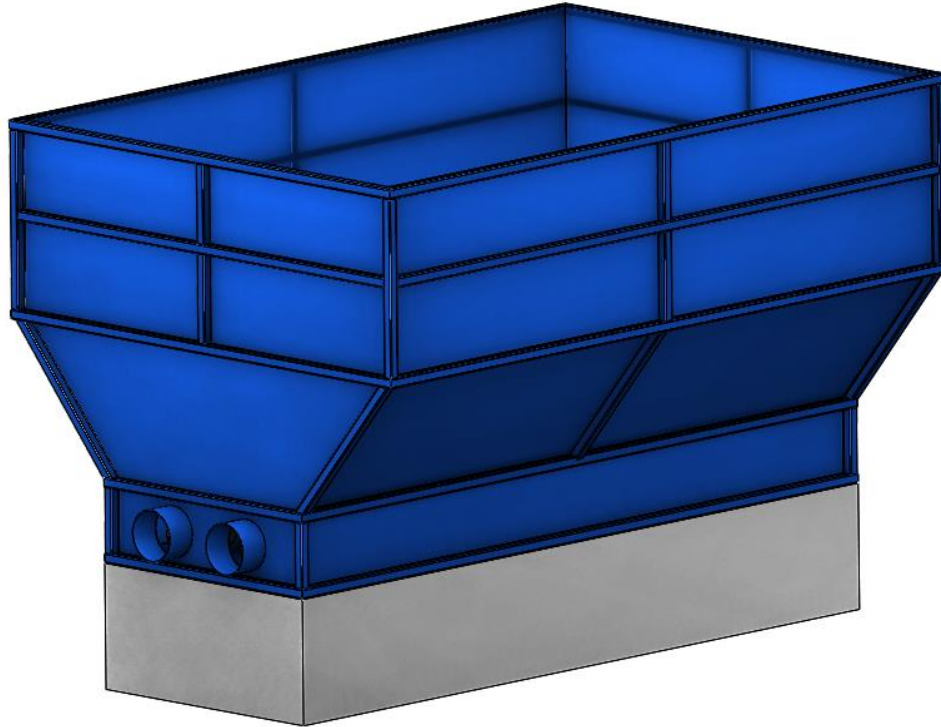
1.4 Línea de proceso mixto de vísceras

El diagrama de proceso se especifica en el plano PE_LVPM_01.

1.4.1 Tolva de recepción de vísceras (LVPM_R000)

Este equipo debe tener la capacidad de almacenar al menos una jornada de faena para que, en el caso de que surja una parada de planta inesperada durante el proceso, no se vea afectada la planta de faena. Ver dimensiones en el plano PD_LVPS_01.

EQUIPO: Tolva de recepción de vísceras		CÓD.: LVPM_R000
OPERACIÓN: Recepción		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: 2 Sinfines	CAP. NOMINAL: 50 m ³



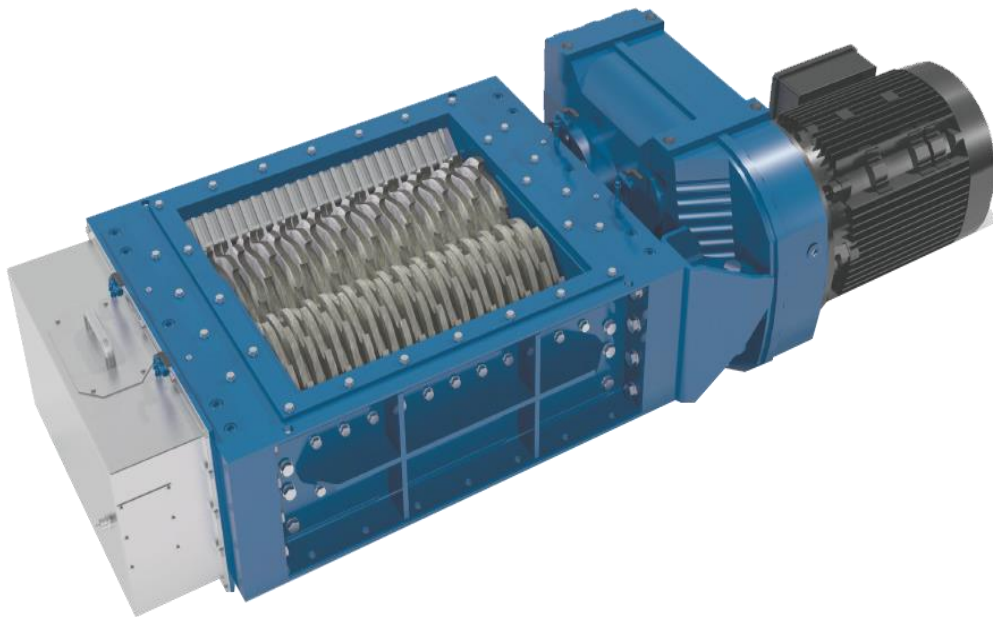
ESPECIFICACIONES

Largo	6 m	Posee dos roscas transportadoras en la parte inferior que descargan el producto por un lateral de tolva. Cuenta con un desatascador para evitar acúmulos de vísceras en la salida de la tolva.
Ancho	4 m	
Alto	3,3 m	
Peso	1800 kg	
Potencia	20 HP	
Material	SAE 1010	
Diámetro sinfín	250 mm	

1.4.2 Triturador fine crusher (LVPM_Z000)

El triturador va posicionado sobre la boca de carga del cocedor. Este tritura las vísceras para mejorar la eficiencia del cocedor. El equipo se seleccionó con el caudal masico m_1 del plano PE_LVPM_01.

EQUIPO: Triturador fine crusher		CÓD.: LVPM_R015
OPERACIÓN: Reducción del tamaño de vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: FC13/55	CAP. NOMINAL: 3 - 15 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Capacidad	3 – 15 Tn/h	El diseño del triturador incorpora dos ejes t paralelos de rotación contraria. Los dos ejes están accionados mediante un motorreductor de uso pesado con un conjunto de engranajes internos que conectan los dos ejes.
Espacio e/cuchillas	13 mm	
Potencia del motor	45 kW	
Peso sin motor	3500 kg	
Longitud	2,76 m	
Anchura	1,03 m	
Alto	0,66 m	

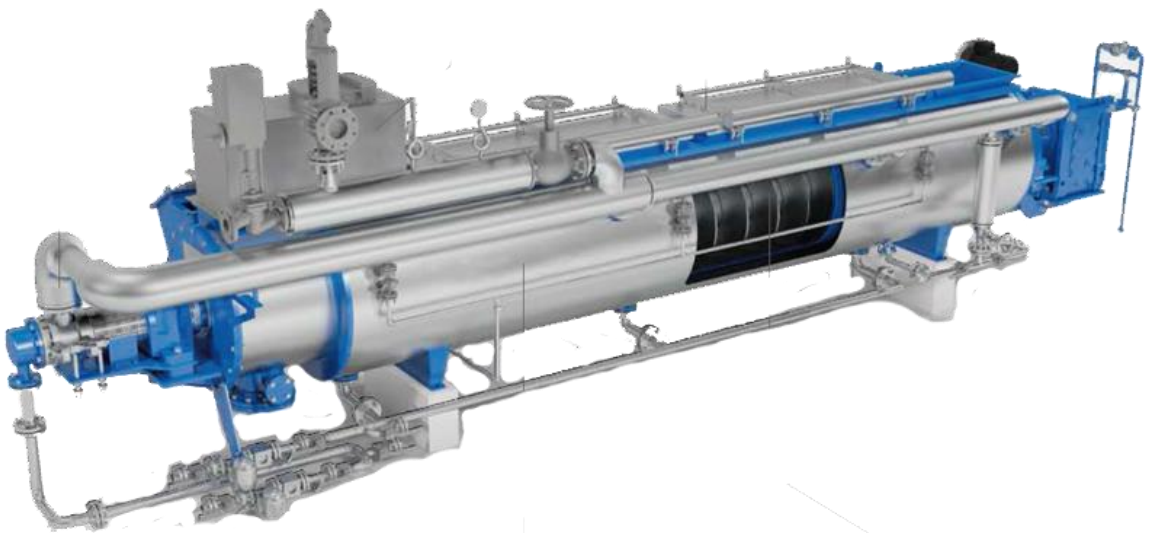
1.4.3 Pre-cocedor (LVPM_Z005)

En el equipo se lleva a cabo la precocción de las vísceras para esterilizar, coagular proteínas y liberar los lípidos retenidos en éstas. Éste se selección con el caudal nominal que puede cocer, siendo este determinado por el caudal masico m_1 del plano PE_LVPM_01.

En el pre-cocedor se incluye:

- Kit de válvulas de regulación de vapor y condensados.
- Boca de carga con válvula guillotina.

EQUIPO: Pre-cocedor		CÓD.: LVPM_Z005
OPERACIÓN: Reducción del tamaño de vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: SFC 0806	CAP. NOMINAL: 6,4 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Capacidad	6,4 Tn/h	Consta de una carcasa de estator con camisa calentada por vapor y un rotor de tornillo con husillos que están montados en toda la longitud del rotor. El rotor y los husillos se calientan indirectamente con vapor.
Peso	12 Tn	
Longitud	8,25 m	
Anchura	1,85 m	
Alto	1,85 m	
Potencia	45kW	
Presión de vapor	1 bar	

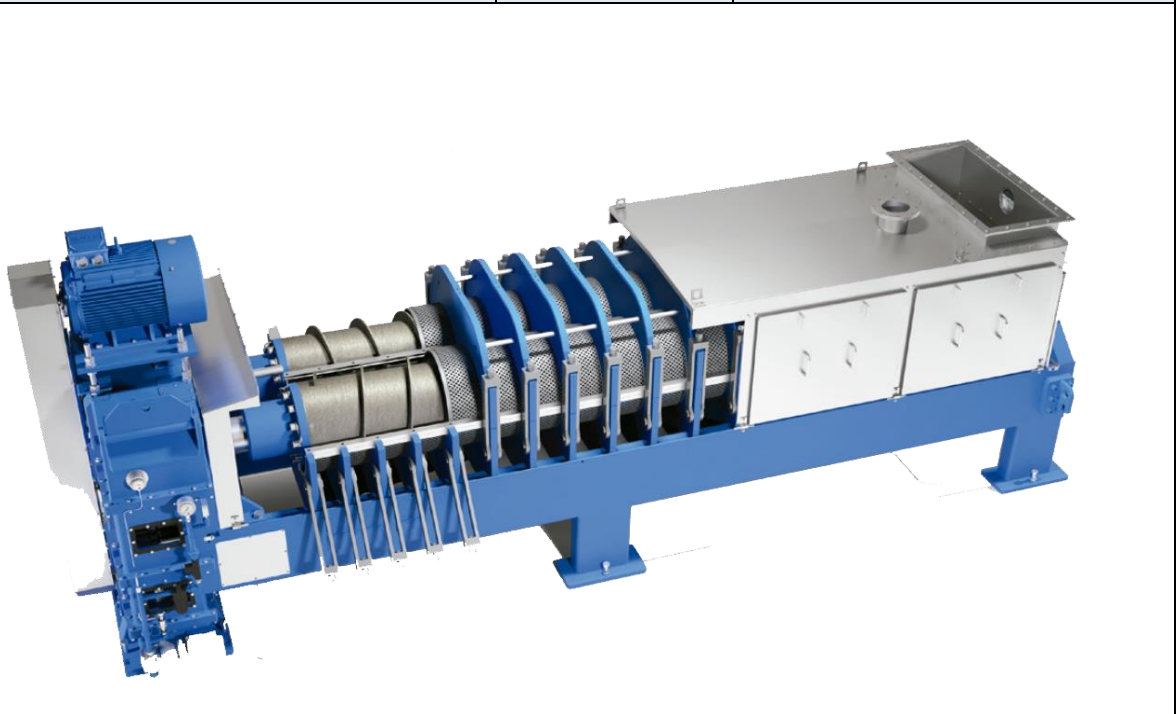
1.4.4 Prensa doble tornillo (LVPM_K005)

Con el caudal de vísceras se selecciona la siguiente prensa para material precocido. Esta es una prensa de doble eje diseñada especialmente para prensar este tipo de producto. La selección del equipo se realiza en base al caudal masico m_1 del plano PE_LVPM_01.

Este equipo se debe equipar con:

- Tolva de carga con imán permanente, la cual atrapa posibles metales arrastrados desde el triturador.

EQUIPO: Prensa doble tornillo		CÓD.: LVPH_K005
OPERACIÓN: Prensar líquidos de vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: MS-35	CAP. NOMINAL: 5 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Capacidad	5 Tn/h	La prensa consta de dos husillos interconectados rodeados de una caja de drenaje y encerrados por una cubierta. Los husillos giran en direcciones opuestas lo que impide que el material gire con los husillos.
Peso	7 Tn	
Longitud	5,46 m	
Anchura	1,2 m	
Alto	1,8 m	
Potencia	18,5 kW	

1.4.5 Tambor rotativo percolador de grasas (LVPH_K000)

Este equipo se selecciona con el flujo de ingreso (m_5), el cual es de 4tn/h como se indica en el plano PE_LVPM_01.

EQUIPO: Tambor rotativo percolador de grasas		CÓD.: LVPH_K010
OPERACIÓN: Separación solidos- líquidos		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: TR-050	CAP. NOMINAL: 1-4 Tn/h

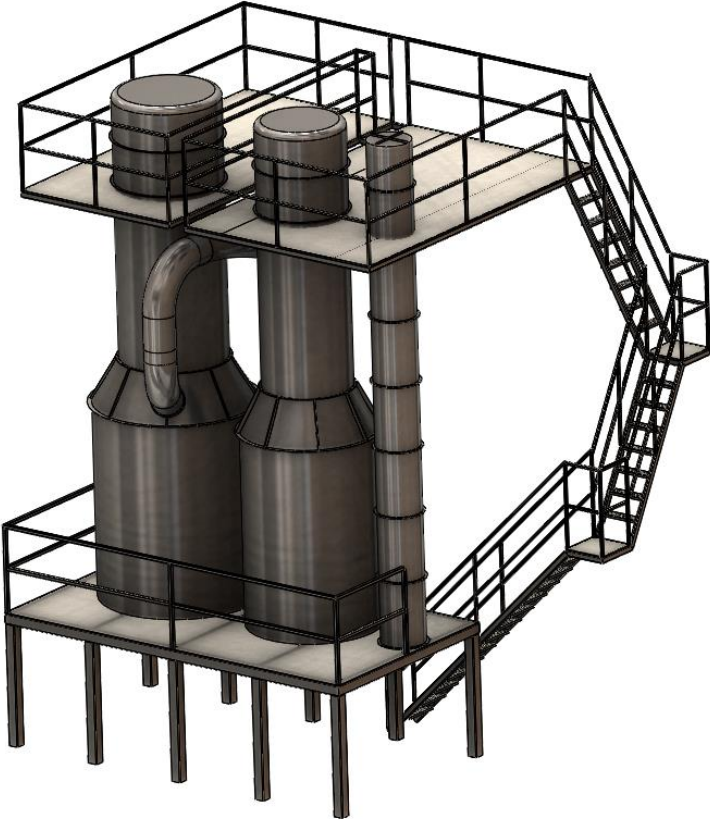


ESPECIFICACIONES

Largo	3,9 m	El separador consta de un tornillo de alimentación y un tambor giratorio perforado en el que se lleva a cabo la separación. La grasa que pasa a través de la perforación se recoge en el recipiente inferior y se introduce en una bomba. Los sólidos se descargan al final del tambor.
Ancho	1,05 m	
Alto	2,2 m	
Peso	1.000 kg	
Diámetro	550 mm	
Potencia	1,87 Kw	

1.4.6 Planta evaporadora (LVPM_E015)

Este equipo es un intercambiador de película descendente que trabaja en vacío. El área necesaria según se determinó en la “sección 2.7 de la memoria de cálculo” es de 65 m³. El fabricante recomienda para una evaporación de 1600 kg/h el evaporador mod 1076 que posee un área de intercambio de 70 m³. La planta se provee con bombas de vacío, recirculado y extracción de vahos.

EQUIPO: Planta evaporadora		CÓD.: LVPM_E015
OPERACIÓN: Reutilizar vahos para evaporar agua de las vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: WHE 1076	CAP. NOMINAL: 1700 kg/h
		
ESPECIFICACIONES		
Area de intercambio	76 m ³	Evaporador de película descendente. Incluye bombas de vacío y de recirculado para una correcta operación
Número de etapas	2	
Presión de vacío	0,65 barA	
Potencia bomba vacío	22 kW	
Potencia bomba recirculado	30 kW	

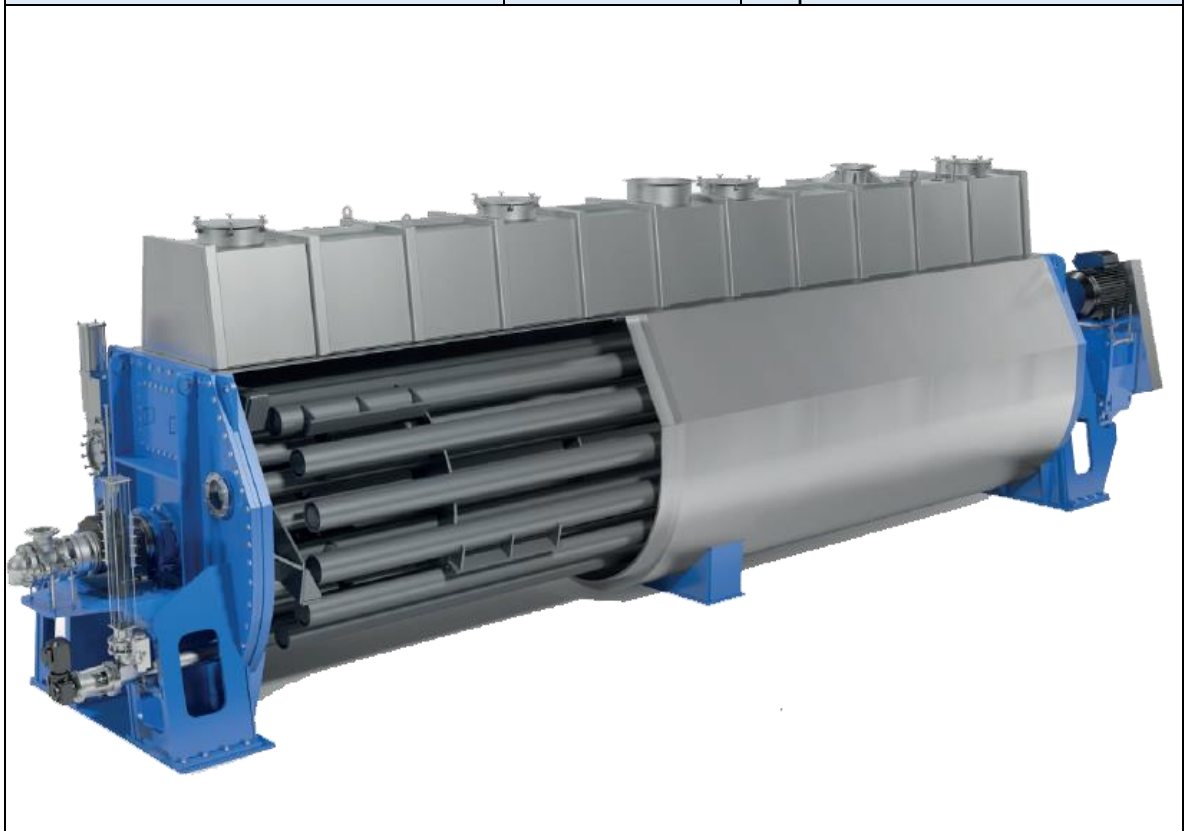
1.4.7 Digestor continuo de vísceras (LVPM_D005)

En este equipo se termina la cocción de las vísceras y se lleva a estas hasta la humedad relativa necesaria en la harina final. Éste se selecciona con la cantidad de agua a evaporar (m_{19} del plano PE_LVPM_01).

Este equipo incluye:

- Kit de válvulas de regulación de vapor y condensados.
- Ciclón construido en acero inoxidable para evitar el arrastre de sólidos en los vahos.

EQUIPO: Digestor continuo de vísceras		CÓD.: LVPM_D005
OPERACIÓN: Digestor		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: 400 US	CAP. NOMINAL: 1300 kg/h evaporación



ESPECIFICACIONES

Largo	7,4 m	<p>Un eje multitubular giratorio calentado por vapor en el interior del cuerpo del digestor proporciona una gran superficie de calefacción.</p> <p>El cuerpo del equipo está construido en acero ASTM A 36 y el eje en acero ASTM A 516. El agua evaporada se conduce a través de un ciclón donde se capturan las partículas arrastradas en el proceso de evaporación.</p>
Ancho	1,6 m	
Alto	2,5 m	
Peso	16.000 kg	
Potencia	37 Kw	
Presión alimentación vapor	6 bar	
Kg vapor / Kg evaporado	1,45	

1.4.8 Tambor rotativo percolador de grasas (LVPM_D015)

El flujo de salida del digestor se envía a este equipo. Éste se selecciona en base al caudal masico (m_{10} del plano PE_LVPM_01).

EQUIPO: Tambor rotativo percolador de grasas		CÓD.: LVPM_D015
OPERACIÓN: Separación solidos- líquidos		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: TR-050	CAP. NOMINAL: 1-4 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Largo	3,9 m	El separador consta de un tornillo de alimentación y un tambor giratorio perforado en el que se lleva a cabo la separación. La grasa que pasa a través de la perforación se recoge en el recipiente inferior y se introduce en una bomba. Los sólidos se descargan al final del tambor.
Ancho	1,05 m	
Alto	2,2 m	
Peso	1.000 kg	
Diámetro	550 mm	
Potencia	1,87 Kw	

1.4.9 Prensa (LVPM_P000)

El flujo de sólidos del percolador se lo envía a la prensa. La capacidad de entrada determina el tamaño de ésta, siendo el caudal de ingreso 2,5 tn/h (Ver m_{10} del plano PE_LVPM_01).

El equipo se debe equipar con una tolva de carga con pan magnético para evitar que ingresen metales que dañen el eje extrusor y una válvula neumática dosificadora para optimizar el rendimiento.

EQUIPO: Prensa		CÓD.: LVPM_P000
OPERACIÓN: Prensado de vísceras cocinadas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: ST - 2500	CAP. NOMINAL: 2,8 Tn/h
		
ESPECIFICACIONES		
Largo	3,9 m	La grasa se extrae por presión y el producto se descarga en forma de torta. La grasa que se expulsa a la jaula va a parar a una artesa de recogida donde un sinfín transporta la grasa y la lleva a la salida.
Ancho	1,8 m	
Alto	2,21 m	
Potencia	90 Kw	
Peso	6.900 Kg	
Producción máx. torta	1.750 kg/h	

1.4.10 Planta de molienda (LVPM_H000)

La molienda se realiza en molino de martillos. El modelo se selecciona en función del caudal a triturar según se indica en el flujo m_{12} (ver plano PE_LVPM_01).

La planta de molienda se debe equipar con:

- Rampa de inoxidable con imán permanente para evitar el ingreso de metales.
- Sistema de aspiración de polvos con ventilador.

EQUIPO: Planta de molienda		CÓD.: LVPM_H000
OPERACIÓN: Reducir el tamaño del chicharrón de la salida de la prensa		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: HM – 630	CAP. NOMINAL: 2 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Capacidad harina de carne	2 Tn/h	La planta de molienda consta de: Molino de martillo, acoplamiento y motor montados en un bastidor de base común equipado con amortiguadores de vibraciones. Un ventilador de separación y solución ciclónica para garantizar alta capacidad y prevenir un incremento excesivo de temperatura.
Potencia	45 Kw	

1.4.11 Tamiz vibratorio (LVPM_H015)

El tamiz vibratorio se fabrica a medida según los requerimientos de producción. Debe tener una capacidad nominal de 1,5 tn/h como se especifica en el flujo \dot{m}_3 en el plano PE_LVPM_01. El mismo debe tener un tamiz n° 10 y dos descargas para granulometría

EQUIPO: Tamiz vibratorio o zaranda circular		CÓD.: LPPM_H015
OPERACIÓN: Clasificar harina s/tamaño granular		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Vibromaq	MODELO: ZVMC/1	CAP. NOMINAL: 1,5 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Diametro	1200 mm	Se provee con un tamiz de malla tejida en AISI 304. Incluye estructura de apoyo, boca de carga, boca de descarga para fino y gruesos. Sistema de suspensión mediante tacos de poliuretano.
Potencia del vibrador	0,75 kW	
Bocas de descarga	2	
N° tamiz	10 ASTM	
Material	AISI 304	

1.4.12 Embolsadora de big bags (LVPM_H030)

La embolsadora se selecciona en base a la capacidad de pesaje de las celdas de cargas del equipo. Las bolsas big bags se llenan con 1200 kg de harina, con lo cual, para tener un margen de seguridad, las celdas deberán ser de 2000 kg. El sistema de pesaje se debe incluir con:

- Válvula neumática de apertura y cierre de carga.
- Control automático de carga.

EQUIPO: Embolsadora de big bags		CÓD.: LVPM_H030
OPERACIÓN: Pesaje y embolsado de harinas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Sipel	MODELO: Sipel Big Bags	CAP. NOMINAL: 2000 Kg



ESPECIFICACIONES

Largo	1,2 m	La embolsadora posee un sistema automático de llenado de big bags según el valor seteado, accionando la válvula de corte cuando se llega a este valor. Permite almacenar datos de hasta 500 pesajes.
Ancho	1,2 m	
Alto	1,5, m	
Resolución mínima	0,5 Kg	
Sistema de corte	Neumático	
Capacidad máxima	2.000 kg/h	

1.4.13 Decanter centrífugo (LVPM_G010)

EQUIPO: Decanter centrífugo		CÓD.: LVPM_G010
OPERACIÓN: Separar aceite de los sólidos		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Alfa Laval	MODELO: P2-200	CAP. NOMINAL: 1,7 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Material	AISI 304	Posee sistema de variación de velocidad para optimizar el proceso, control de vibraciones para mantenimiento preventivo.
Potencia motor principal	11kW	
Potencia motor secundario	7,5 kW	
Largo	2,18 m	
Ancho	0,58 m	
Alto	0,762 m	

1.4.14 Tanque de expedición (LVPM_G025)

EQUIPO: Tanque de expedición de aceite		CÓD.: LVPM_G025
OPERACIÓN: Almacenar el aceite hasta su carga en un camión cisterna para el transporte del producto		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 15 m ³



ESPECIFICACIONES

Diámetro	2,8 m	El tanque tiene una capacidad de almacenamiento de la producción de dos jornadas de 9 hs.
Altura	2,3 m	
Material	AISI 304	
Altura patas	1 m	
Presión vapor	1 bar	
Espesor de chapa	2mm	

1.4.15 Depósito pulmón de aceite (LVPM_G020)

EQUIPO: Depósito de aceite		CÓD.: LVPM_G020
OPERACIÓN: Almacenar extraído del decanter centrifugo		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 2 m ³



ESPECIFICACIONES

Diámetro	1,3 m	Desde este se envía el recirculado de aceite al digestor y, además, al tanque de expedición.
Altura	1,5 m	
Material	AISI 304	
Altura patas	1 m	
Espesor de chapa	2 mm	

1.4.16 Depósito pulmón con agitación (LVPM_G000)

EQUIPO: Depósito con agitación		CÓD.: LVPM_000
OPERACIÓN: Almacenar y agitar el aceite extraído de la prensa y el percolador de grasa		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Fabricación local	MODELO:	CAP. NOMINAL: 2 m ³



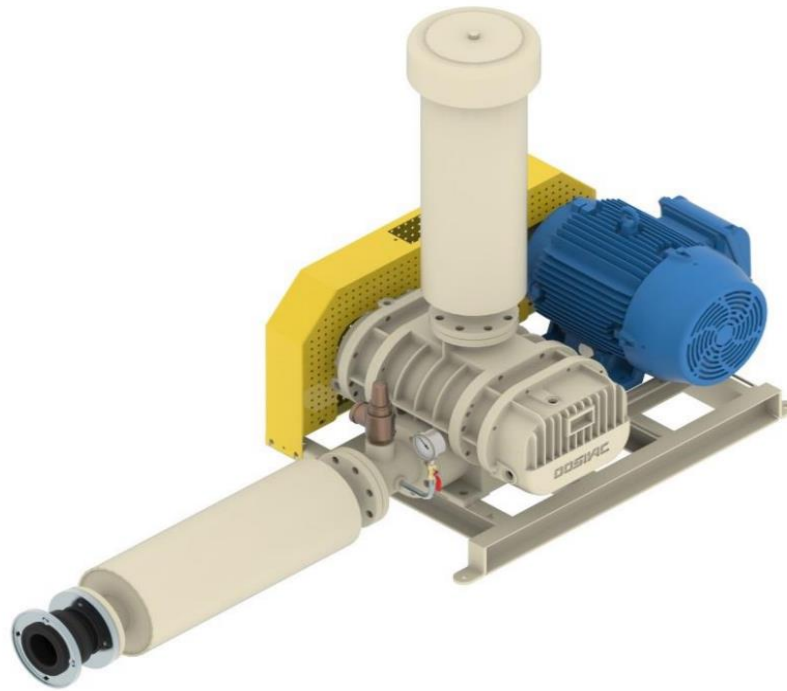
ESPECIFICACIONES

Diámetro	1,3 m	El tanque posee un agitador con un motor de accionamiento de 1HP. Cumple la función de pulmón para el correcto funcionamiento del decanter centrífugo.
Altura	1,5 m	
Material	AISI 304	
Potencia	1 HP	
Altura patas	1 m	
Espesor de chapa		

1.4.17 Soplador (LVPM_H020)

El soplador se selecciona en base a los requerimientos de caudal y presión calculados en la "sección 4.3 de la memoria de cálculo".

EQUIPO: Soplador Roots		CÓD.: LVPM_H020
OPERACIÓN: Enviar la harina desde tamiz vibratorio hasta la tolva de acopio		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Dosivac	MODELO: DS 500	CAP. NOMINAL: 410 m ³ /h a 1450 rpm



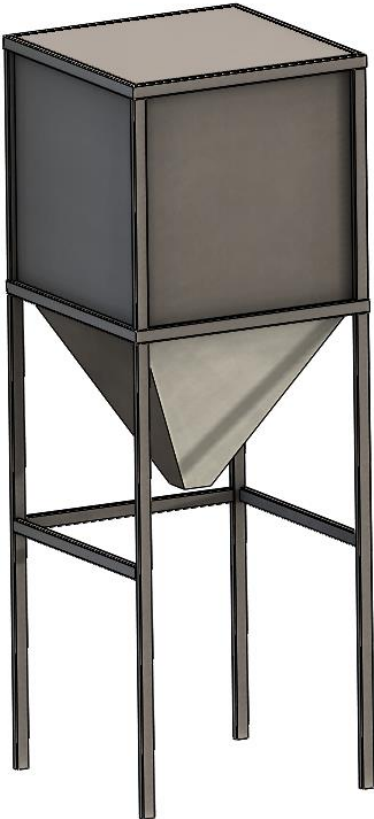
ESPECIFICACIONES

Modelo	DS 500	Aire limpio libre de aceite. Cuerpo en hierro fundido y rotores fabricados en acero inoxidable.
RPM	1450	
Presión diferencial	100 mbar	
Caudal	410 m ³ /h	
Potencia	2,6 HP	

1.4.18 Tolva de acopio (LVPM_H025)

La tolva de acopio cumple la función de almacenamiento y de alimentar la embolsadora. Está montada sobre una estructura en altura para descargar directamente sobre la válvula de la embolsadora.

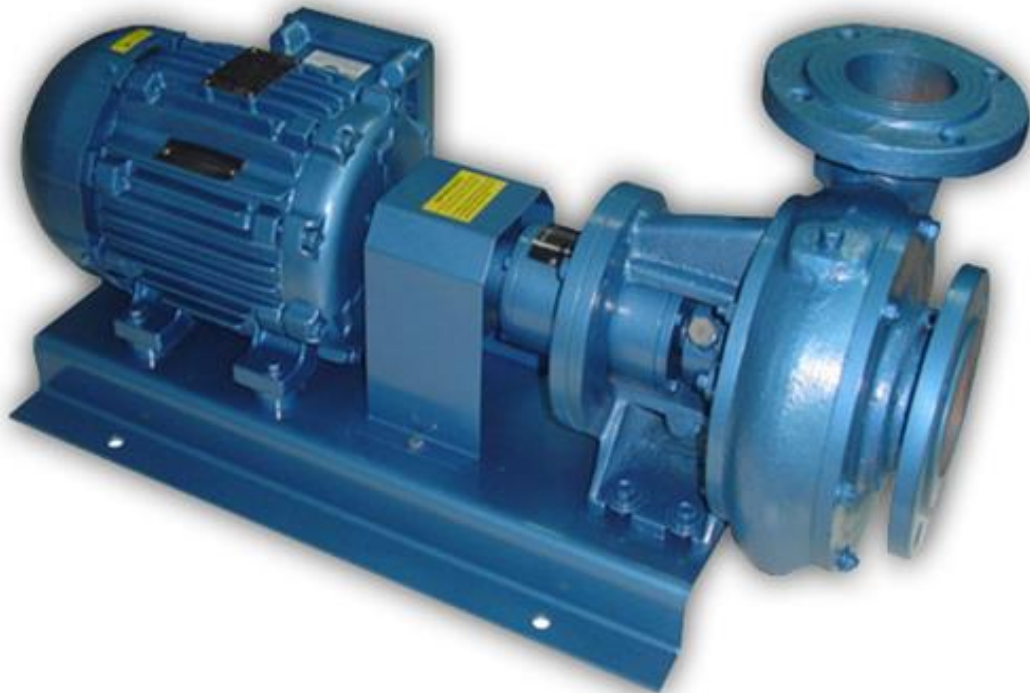
Las dimensiones se especifican en el plano PD_LV_04.

EQUIPO: Tolva de acopio de harina		CÓD.: LVPM_H025
OPERACIÓN: Almacenar la harina producida		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MODELO:	CAP. NOMINAL: 15 m ³
		
ESPECIFICACIONES		
Volumen almacenamiento	15 m ³	Las dimensiones están diseñadas para colocar la embolsadora debajo de esta. Toda la estructura está fabricada de caño estructural cuadrado. En la descarga del transporte neumático se coloca un ciclón para realizar la descarga del material.
Ancho	2,5 m	
Altura boca descarga	3 m	
Altura total	5,5 m	
Material	Sae 1010	
Espesor de chapa	1/16"	

1.4.19 Bomba centrífuga de grasa salida percolador (LVPM_K010)

La bomba se selecciona con el caudal y la presión requeridas según se determinó en la "sección 4.5 de la memoria de cálculo".

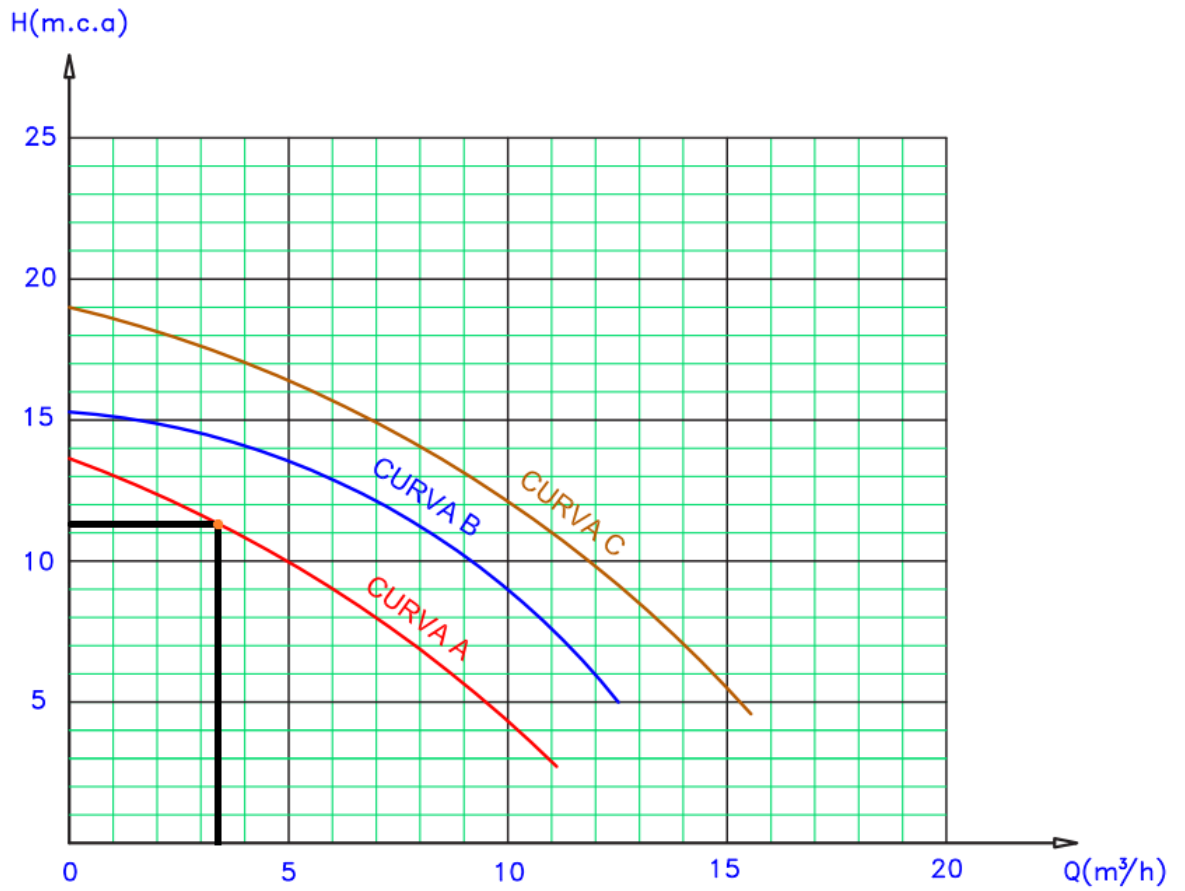
EQUIPO: Bomba centrífuga de grasa		CÓD.: LVPM_K020
OPERACIÓN: Enviar el producto liquido depósito de agua de cola		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: SL-DSL 303	CAP. NOMINAL: 4 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Modelo	SL-DSL-303	Sistema de cierre de sello mecánico, carcasa de hierro fundido. Motor trifásico y eje inox AISI 316
Capacidad de la bomba	4 m ³ /h	
Potencia	2 HP	
RPM	1500	

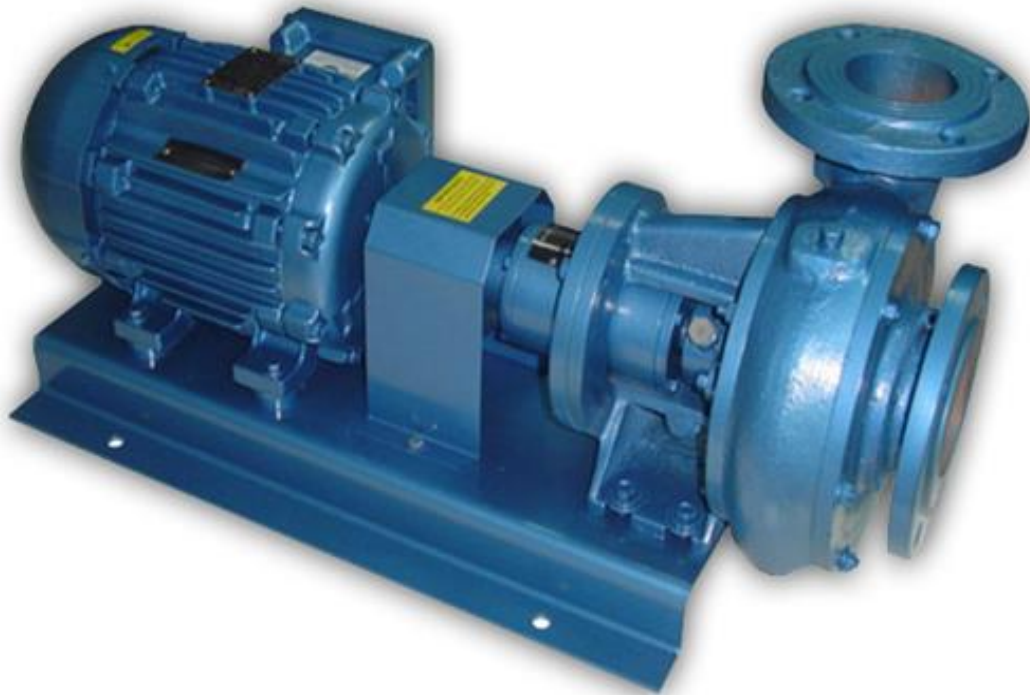
A continuación, se muestra el punto de trabajo de la bomba.



1.4.20 Bomba centrífuga de alimentación de la planta evaporadora (LVPM_E010)

La bomba se selecciona con el caudal y la presión requeridas según se determinó en la "sección 4.5 de la memoria de cálculo".

EQUIPO: Bomba centrífuga de grasa		CÓD.: LVPM_E010
OPERACIÓN: Enviar el producto liquido al percolador		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: SL-DSL 303	CAP. NOMINAL: 4 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Modelo	SL-DSL-303	Sistema de cierre de sello mecánico, carcasa de hierro fundido. Motor trifásico y eje inox AISI 316.
Capacidad de la bomba	4 m ³ /h	
Potencia	2 HP	
RPM	1500	

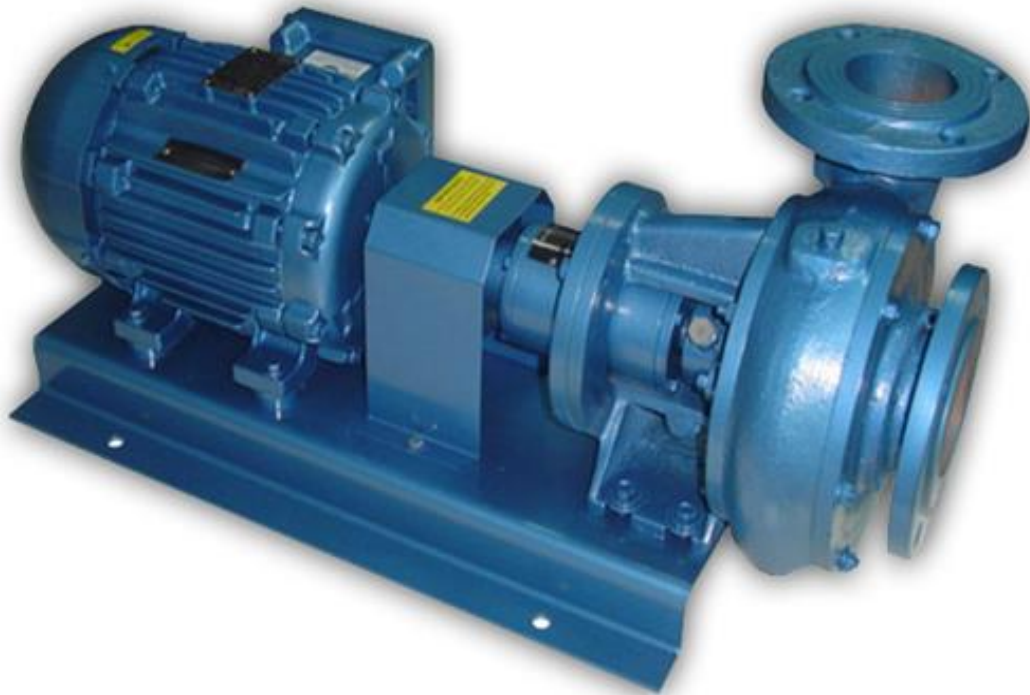
A continuación, se muestra el punto de trabajo de la bomba.



1.4.21 Bomba centrífuga de salida de la planta evaporadora (LVPM_E005)

La bomba se selecciona con el caudal y la presión requeridas según se determinó en la "sección 4.5 de la memoria de cálculo".

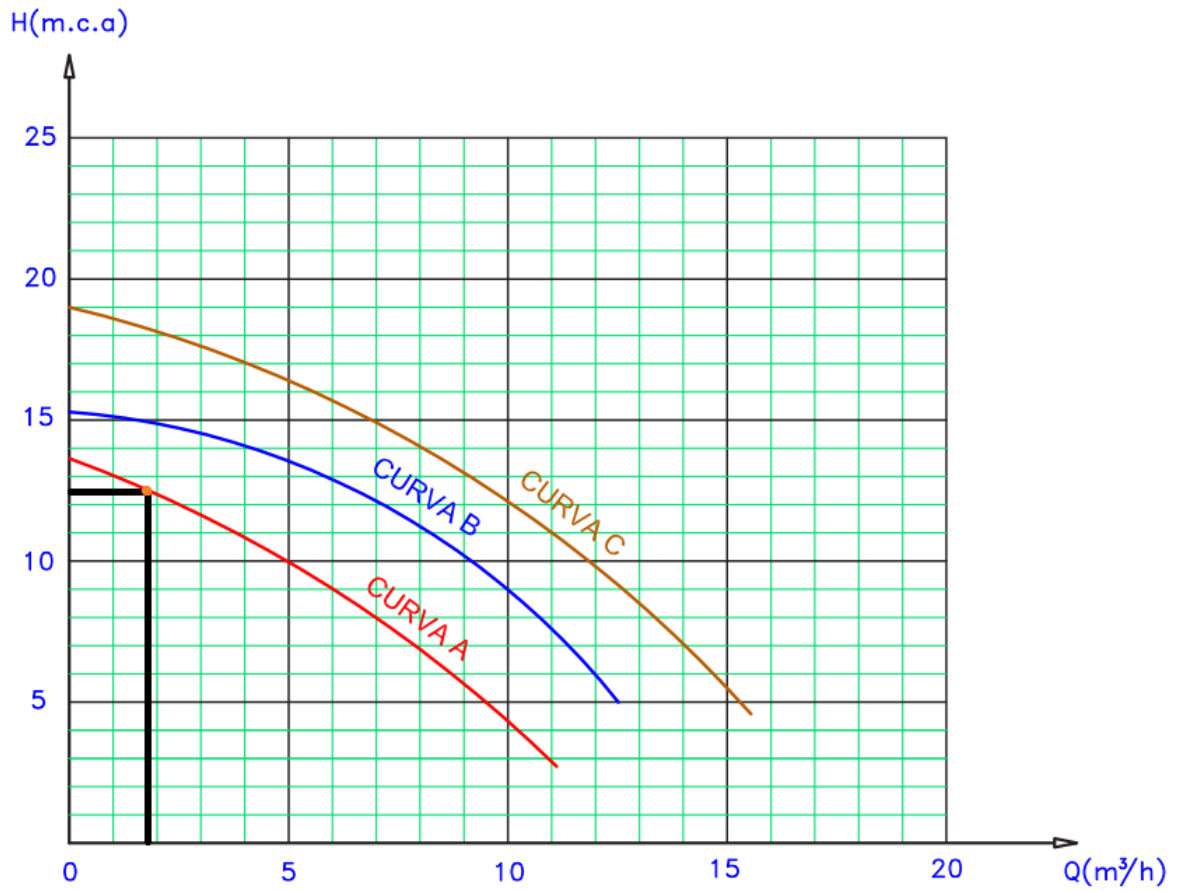
EQUIPO: Bomba centrífuga de grasa		CÓD.: LVPM_E010
OPERACIÓN: Enviar el concentrado al digestor		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: SL-DSL 303	CAP. NOMINAL: 2 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Modelo	SL-DSL-303	Sistema de cierre de sello mecánico, carcasa de hierro fundido. Motor trifásico y eje inox AISI 316.
Capacidad de la bomba	2 m ³ /h	
Potencia	2 HP	
RPM	1500	

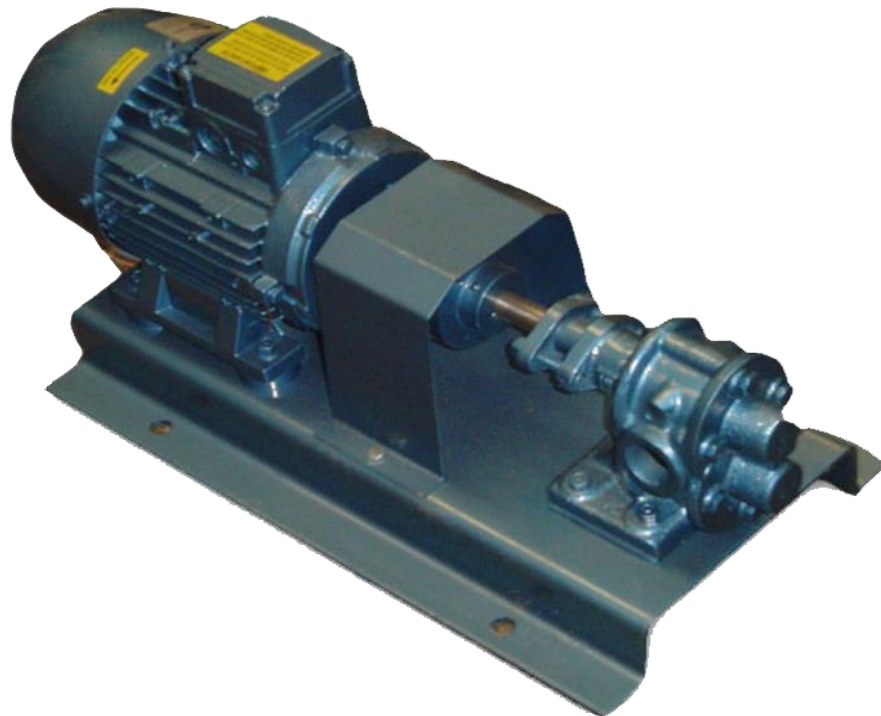
A continuación, se muestra el punto de trabajo de la bomba



1.4.22 Bomba de engranajes salida percolador de cocido (LVPM_D020)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la memoria de cálculo “sección 4.5 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Bomba a engranaje de grasa prensa		CÓD.: LVPM_D020
OPERACIÓN: Enviar el producto liquido separado en el percolador al depósito de grasa		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



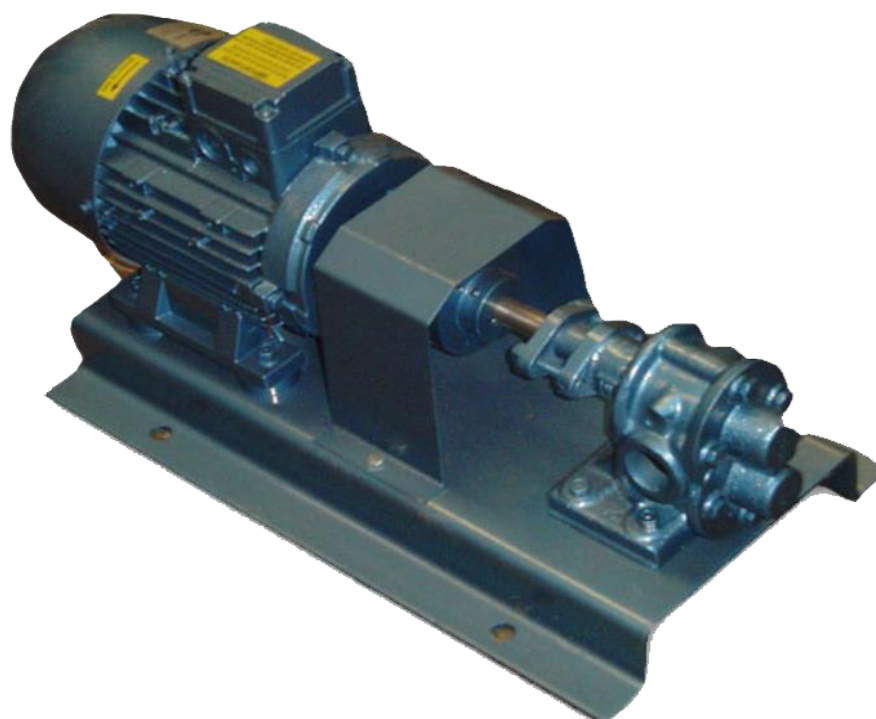
ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.4.23 Bomba de engranajes salida prensa de cocido (LVPM_P005)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la memoria de cálculo "sección 4.5 de la memoria de cálculo".

EQUIPO: Bomba a engranaje de grasa prensa		CÓD.: LVPM_P005
OPERACIÓN: Enviar el producto liquido separado en la prensa al depósito de grasa		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



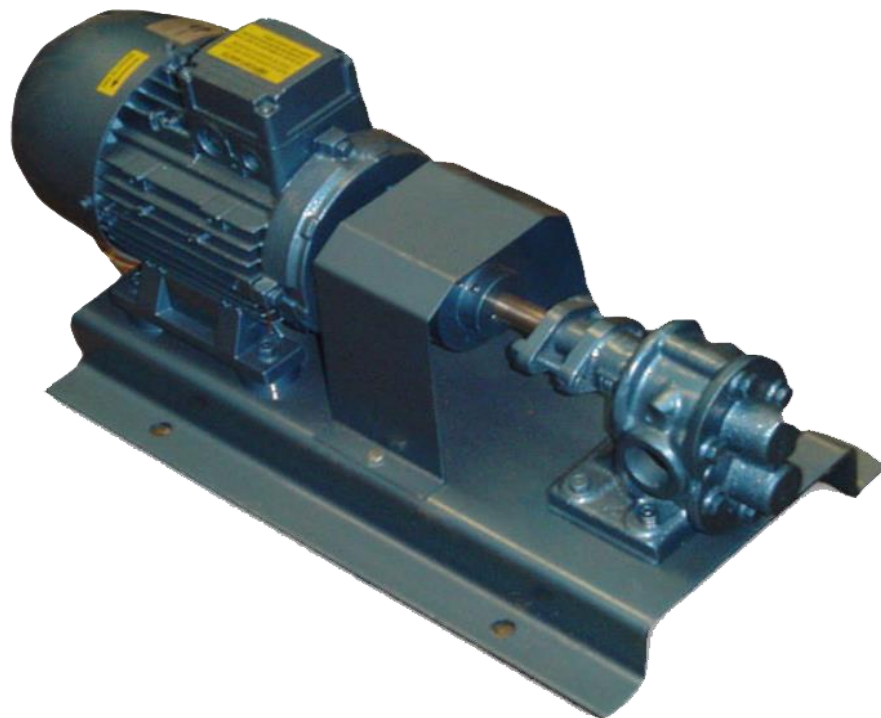
ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.4.24 Bomba de engranajes alimentación del decanter (LVPM_G005)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la memoria de cálculo "sección 4.5 de la memoria de cálculo".

EQUIPO: Bomba a engranaje de grasa prensa		CÓD.: LVPM_G005
OPERACIÓN: Enviar el producto liquido al decanter centrifugo		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



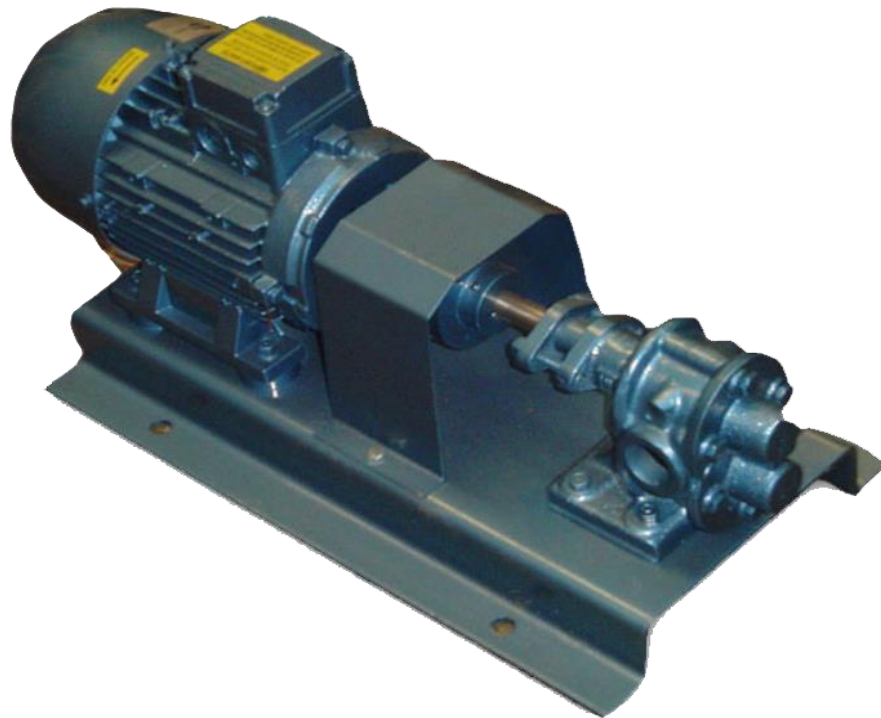
ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.4.25 Bomba de engranajes salida del decanter (LVPM_G015)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la memoria de cálculo "sección 4.5 de la memoria de cálculo".

EQUIPO: Bomba a engranaje de grasa		CÓD.: LVPM_G015
OPERACIÓN: Enviar el aceite separado en el decanter al tanque pulmón		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



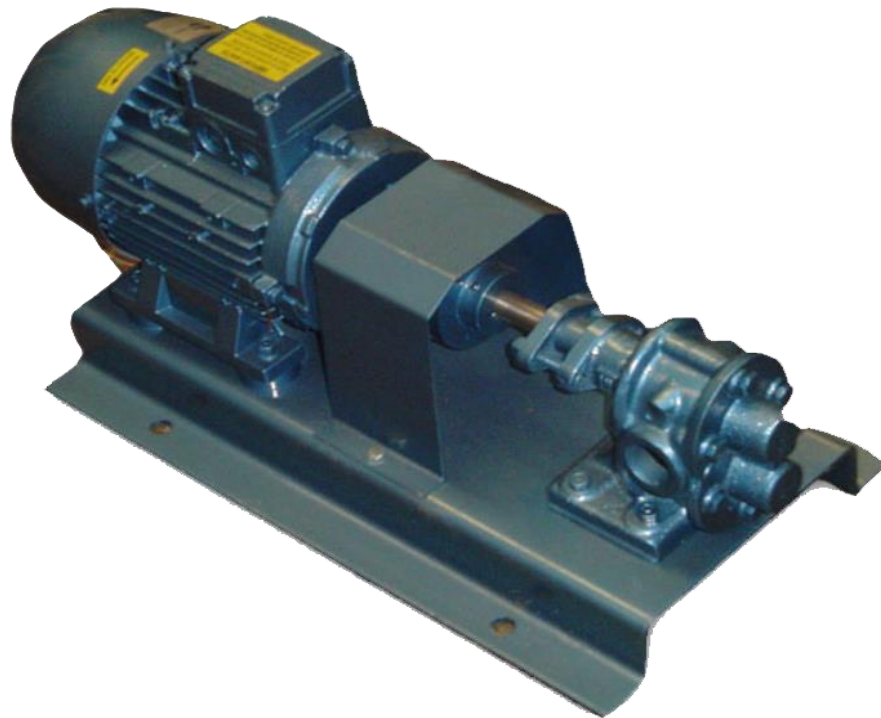
ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.4.26 Bomba de engranajes recirculado de aceite (LVPM_G030)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la memoria de cálculo “sección 4.5 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Bomba a engranaje de grasa		CÓD.: LVPM_G015
OPERACIÓN: Enviar el aceite de recirculado al digestor		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



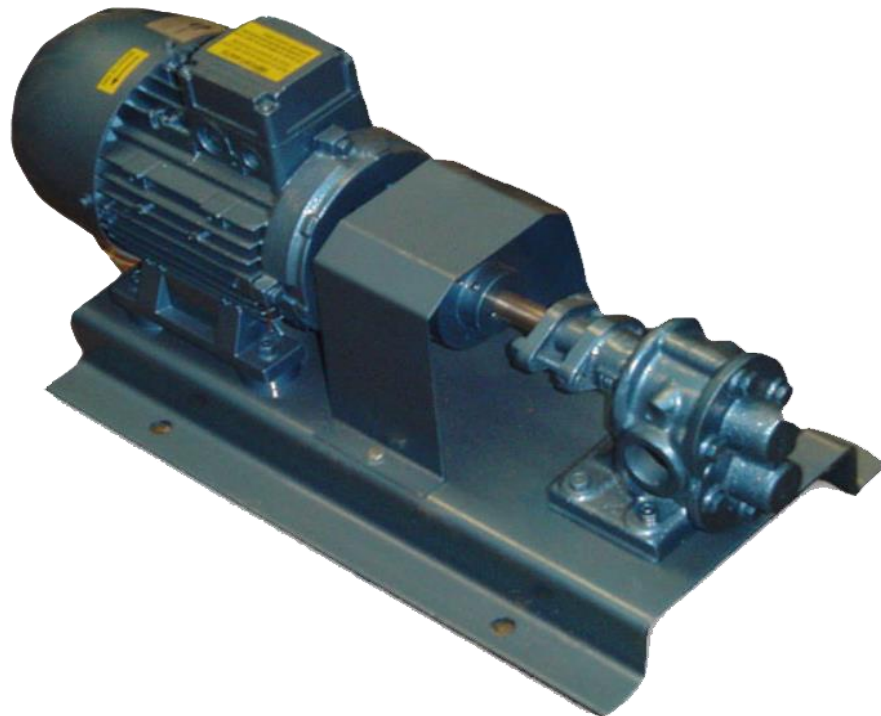
ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.4.27 Bomba de engranajes alimentación tanque de expedición (LVPM_G035)

Este equipo se selecciona con los requerimientos de altura y caudal calculados en la memoria de cálculo "sección 4.5 de la memoria de cálculo".

EQUIPO: Bomba a engranaje de grasa		CÓD.: LVPM_G035
OPERACIÓN: Enviar el aceite desde el tanque pulmón al tanque de expedición de aceite		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: Beg 3/4"	CAP. NOMINAL: 2,8 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Potencia nominal	0,75 HP	La construcción de la carcasa es de hierro fundido, con engranajes y ejes de acero. Incluye motor acoplado directo por medio de acoplamiento semielástico.
Caudal nominal	2800 lts/h	
Presión diferencial	1 kg/cm ²	
Material carcasa	Hierro fundido	
RPM	1400 rpm	

1.4.28 Transportador sinfín (LVPM_R005)

Los tornillos sinfines se construyen a partir de las especificaciones detalladas a continuación. A modo de resumen, se anexa una tabla con las características principales de las demás roscas transportadoras para la misma línea.

EQUIPO: Transportador sinfín		CÓD.: LVPM_R005
OPERACIÓN: Desde tolva hasta triturador		CANTIDAD REQ.: 1
LARGO: 6m	DIÁMETRO: 400mm	CAPACIDAD: 5.040 kg/h
		
ESPECIFICACIONES		
Esesor del canal	8mm	Canal construido en acero al carbono ASTM A-36. Tapas construidas en acero inoxidable AISI-304L. Tornillo serie pesada construido en acero al carbono ASTM A-36. Sistema de transmisión directa con motoreductor y rodamientos de primera línea. Sistema eficiente de estanqueidades para evitar pérdidas y fugas.
Esesor de la hélice	10mm	
Esesor de la tapa	2mm	
Largo	6m	
Potencia instalada	4,5 Kw	

Código de proyecto	Descripción	Largo [m]	Diámetro [mm]	Capacidad [kg/h]	Velocidad [rpm]	Potencia [kW]
LVPM_D000	Carga Digestor	7	400	1.734	50	4,5
LVPM_D010	Carga Percolador	4,5	300	2.765	50	5,5
LVPM_D025	Salida Percolador	5	300	2.765	50	5,5
LVPM_P010	Salida prensa	5	300	1.310	50	2,5
LVPM_G031	Salida Decanter y recirculado Percolador	4	300	439,2	50	1,1
LVPM_H005	Carga Tamiz vibratorio	3,5	250	1.310	50	2,2
LVPM_H015	Recirculado de harina	3,5	150	300	50	1,1

1.4.29 Tuberías de alimentación de equipos

Todas las cañerías de interconexión de equipos deberán fabricarse en acero inoxidable AISI 304 L.

A continuación, se incluye una tabla indicando el diámetro de cañería y espesor de pared según el tramo del proceso.

Tramo	Equipos conectados	Material	Largo [m]	Diámetro de tubería [pulg]	Característica técnica
LVPM_TR01	LVPM_K005-LVPM_K010	AISI 304 L	6,5	1" sch 40	Caño nominal con costura
LVPM_TR02	LVPM_K010-LVPM_E000	AISI 304 L	9,2	1" sch 40	Caño nominal con costura
LVPM_TR03	LVPM_E000-LVPM_E015	AISI 304 L	5	1" sch 40	Caño nominal con costura
LVPM_TR04	LVPM_E015-LVPM_D005	AISI 304 L	15	1" sch 40	Caño nominal con costura
LVPM_TR05	LVPM_D015-LVPM_G000	AISI 304 L	16	3/8" sch 40	Caño nominal con costura
LVPM_TR06	LVPM_P000-LVPM_G000	AISI 304 L	7,5	1/2" sch 40	Caño nominal con costura
LVPM_TR07	LVPM_G000-LVPM_G010	AISI 304 L	22,5	3/4" sch 40	Caño nominal con costura
LVPM_TR08	LVPM_G010-LVPM_G020	AISI 304 L	13,	3/4" sch 40	Caño nominal con costura
LVPM_TR09	LVPM_G020-LVPM_G025	AISI 304 L	19,5	1/2" sch 40	Caño nominal con costura
LVPM_TR10	LVPM_G020-LVPM_D005	AISI 304 L	3,5	1/2" sch 40	Caño nominal con costura

LVPM_TR11	LVPM_H020- LVPM_H025	PVC	26,5	4"	Tubos de PVC fabricados bajo norma IRAM 13250
-----------	-------------------------	-----	------	----	---

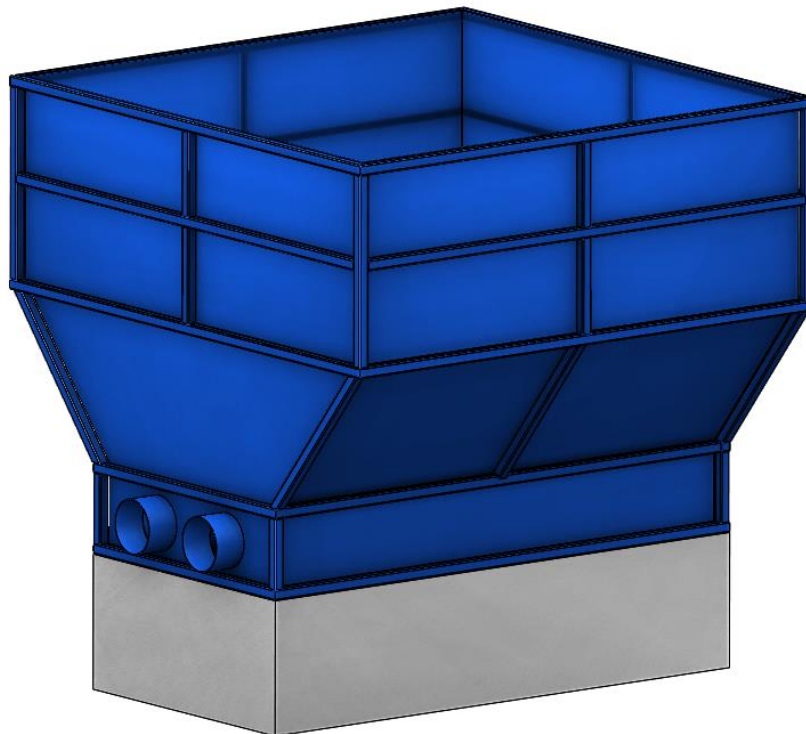
1.5 Línea del proceso de plumas

El diagrama de proceso se especifica en el plano PE_LP_01.

1.5.1 Tolva de recepción de vísceras (LP_R000)

La tolva debe tener la capacidad de almacenar al menos una jornada de faena para que, en el caso de que surja una parada de planta inesperada durante el proceso, no se vea afectada la producción de la planta de a faena. Ver dimensiones en el plano PD_LP_01.

EQUIPO: Tolva de recepción de plumas		CÓD.: LP_R000
OPERACIÓN: Recepción		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: 2 Sinfines + Desatascador	CAP. NOMINAL: 30 m ³



ESPECIFICACIONES

Largo	4 m	Posee dos roscas transportadoras en la parte inferior que descargan el producto por un lateral de la tolva. Cuenta con un desatascador para evitar acúmulos de vísceras en la salida de la tolva.
Ancho	4 m	
Alto	3,3 m	
Peso	1300 kg	
Potencia total	24,2 kW	
Material	SAE 1010	
Diámetro sinfín	250 mm	

1.5.2 Detector de metales (LP_D000)

Sobre este detector se descargan las plumas desde la tolva de recepción. Este se coloca sobre la boca de carga del hidrolizador, ya que el objetivo de este detector es evitar que metales arrastrados desde la faena ingresen al hidrolizador pudiendo así, dañar el equipo.

EQUIPO: Detector de metales		CÓD.: LP_D000
OPERACIÓN: Detección de metales a la entrada del triturador		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: Vertical	CAP. NOMINAL: 5 Tn/h



ESPECIFICACIONES

Largo	0,5 m	Detecta metales mientras el material cae por un conducto no férreo. El equipo posee un separador automático de accionamiento neumático para retirar el metal.
Ancho	0,7 m	
Alto	2 m	
Boca de carga	0,3 x 0,3 m	

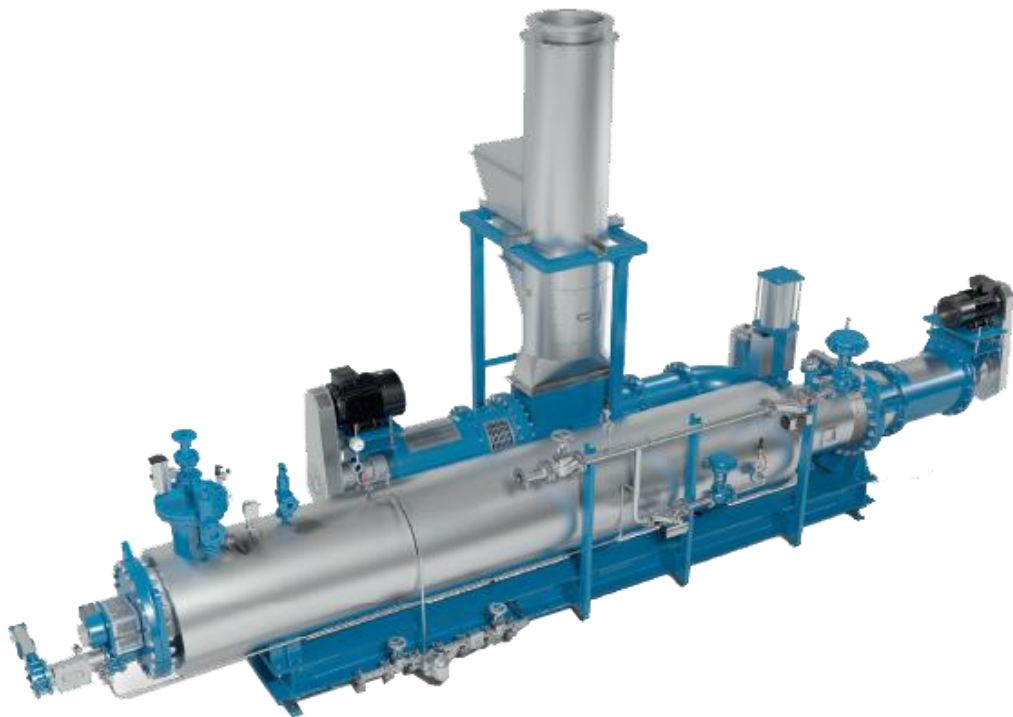
1.5.3 Hidrolizador (LP_D010)

El hidrolizador se selecciona con el flujo de plumas a hidrolizar. La producción de plumas es de 2,6 tn/h (ver flujo \dot{m}_1 del plano PE_LP_01) y, dado que el tamaño mas chico de equipo es de 2,4 tn/h, se selecciona un hidrolizador para una producción de 5 tn/h.

Esta selección se justifica también desde el lado económico, ya que, la diferencia de costos entre los equipos es mínima.

EQUIPO: Hidrolizador continuo		CÓD.: LP_D010
OPERACIÓN: Hidrolizar las plumas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: CFH-50	CAP. NOMINAL: 5 tn/h

W



ESPECIFICACIONES

Largo	9,25 m	Posee un sistema automático de alimentación de producto que asegura la presión dentro del hidrolizador. Incluye todos los instrumentos de medición y válvulas necesarias para el funcionamiento.
Ancho	2,6 m	
Alto	2,65 m	
Peso	15.000 kg	
Presión de trabajo	4 bar	
Potencia instalada	55,5 kW	

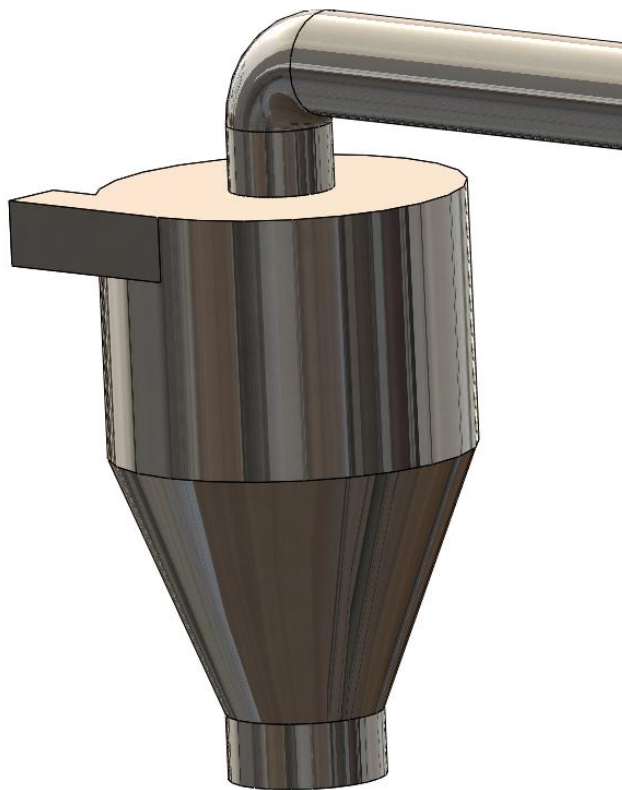
1.5.4 Ciclón salida hidrolizador (LP_D015)

El ciclón se coloca sobre la carga del secador de anilos. Se utiliza para recibir las plumas hidrolizadas y presurizadas y separarlas de los vahos arrastrados desde el hidrolizador.

A partir del hidrolizador seleccionado, el fabricante recomienda las dimensiones del ciclón teniendo en cuenta la producción por hora.

Este equipo debe estar montado en altura sobre una estructura fabricada en caño estructural cuadrado de modo que la boca de descarga del ciclón este sobre la boca del secador

EQUIPO: Ciclón de plumas		CÓD.: LP_D015
OPERACIÓN: Separar plumas hidrolizadas de los vahos arrastrados desde el hidrolizador.		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MATERIAL: AISI 304	CAP. NOMINAL:



ESPECIFICACIONES

Alto total	2 m	Construido en acero inoxidable de cierre hermético reforzado para recibir las plumas presurizadas.
Diámetro	1,4 m	
Altura cono	1,1 m	
Diámetro descarga	600 mm	
Material	AISI 304	
Espesor de chapa	1/4"	

1.5.5 Válvula rotativa alimentador secador (LP_S000)

Esta válvula rotativa va colocada en la descarga del ciclón de plumas. La función es dosificar la carga de material al secador de discos.

EQUIPO: Válvula rotativa alimentador secador		CÓD.: LP_S000
OPERACIÓN: Dosificar la carga de plumas al secador de anillos		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Royac	MODELO: PV 220/220	CAP. NOMINAL: 5,3 lts/rev



ESPECIFICACIONES

Diámetro rodete	220 mm	Cuerpo y tapas en fundición de inoxidable AISI 304, rotor de construcción soldada en inoxidable AISI 304. Alabes rectos.
Capacidad por revolución	5,3 Lts/rev	
Alto	320 mm	
Material Rotor	AISI 304	
Ancho boca de carga	160 mm	
Largo boca de carga	200 mm	

1.5.6 Secador de discos (LP_S005)

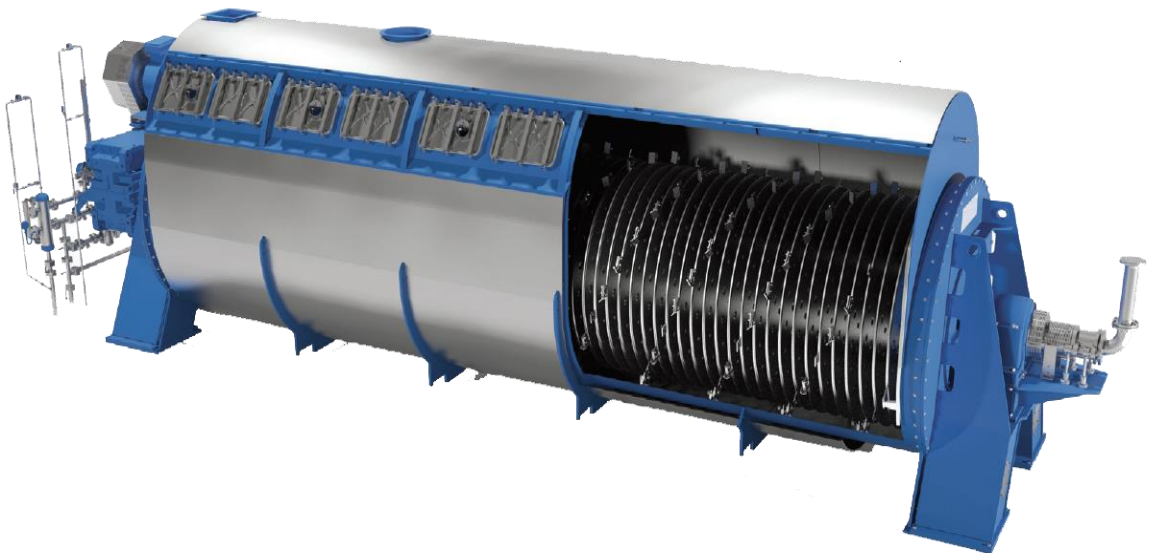
La pluma hidrolizada se envía a este secador para llevarla a una humedad relativa final del 6%.

Con los requerimientos de evaporación y superficie determinados “sección 2.6 de la memoria de cálculo”, se selecciona el siguiente equipo.

En este se incluye:

- Kit de válvulas de regulación de vapor y condensados.

EQUIPO: Secador		CÓD.: LP_S005
OPERACIÓN: Evaporar la humedad de las plumas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: HM-1850	CAP. NOMINAL: 215 m ³



ESPECIFICACIONES

Superficie de calefacción	215 m ³	El rotor consta de un tubo central equipado con discos paralelos de doble pared, lo que da como resultante una gran superficie de calefacción logrando asi una evaporación de alta eficiencia.
Potencia	75 kW	
Presión alimentación	3 bar	
Longitud	11,1 m	
Anchura	2,56 m	
Alto	3,5 m	
Peso	52 Tn	

1.5.7 Planta de molienda (LP_H005)

La molienda se realiza en molino de martillos. El modelo se selecciona en función del caudal a triturar según se indica en el flujo \dot{m}_3 (ver plano PE_LP_01).

La planta de molienda se debe equipar con:

- Rampa de inoxidable con imán permanente para evitar el ingreso de metales.
- Sistema de aspiración de polvos con ventilador.

EQUIPO: Planta de molienda		CÓD.: LP_H005
OPERACIÓN: Transformar en harina las plumas hidrolizadas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: HM – 630	CAP. NOMINAL: 2 Tn/h
		
ESPECIFICACIONES		
Capacidad harina de carne	2 Tn/h	La planta de molienda consta de: Molino de martillo, acoplamiento y motor montados en un bastidor de base común equipado con amortiguadores de vibraciones. Un ventilador de separación y solución ciclónica para garantizar alta capacidad y prevenir un incremento excesivo de temperatura.
Potencia	45 Kw	

1.5.8 Tamiz vibratorio (LP_H015)

El tamiz vibratorio se fabrica a medida según los requerimientos de producción. Debe tener una capacidad nominal de 1,5 tn/h como se especifica en el flujo \dot{m}_3 en el plano PE_LP_01. El mismo debe tener un tamiz n° 10 y dos descargas para granulometría.

EQUIPO: Tamiz vibratorio o zaranda circular		CÓD.: LP_H015
OPERACIÓN: Clasificar harina s/tamaño granular		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Vibromaq	MODELO: ZVMC/1	CAP. NOMINAL: 1,5 Tn/h



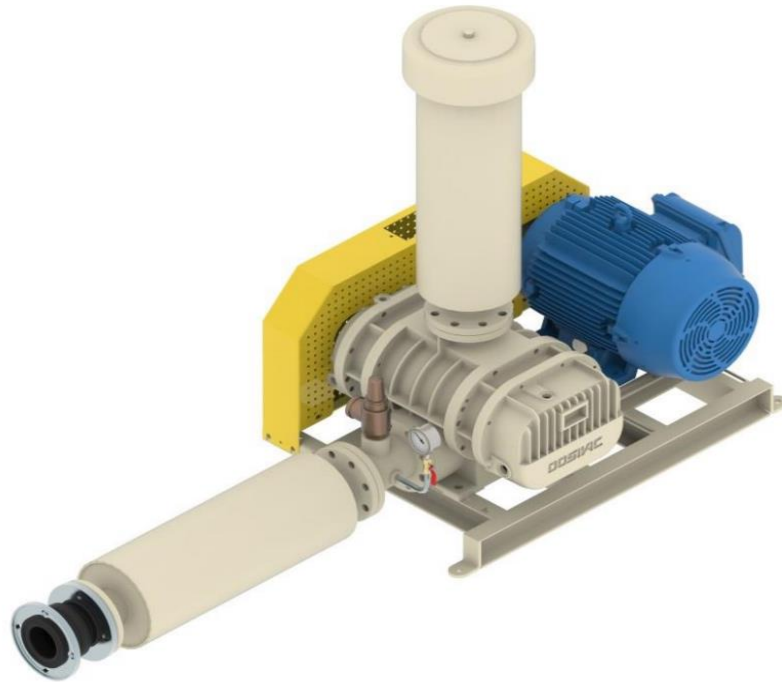
ESPECIFICACIONES

Diametro	1200mm	Se provee con un tamiz de malla tejida en AISI 304. Incluye estructura de apoyo, boca de carga, boca de descarga para fino y gruesos. Sistema de suspensión mediante tacos de poliuretano.
Potencia del vibrador	0,75 kW	
Bocas de descarga	2	
N° tamiz	10 ASTM	
Material	AISI 304	

1.5.9 Soplador (LP_H020)

El soplador se selecciona en base a los requerimientos de caudal y presión calculados en la “sección 4.3 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Soplador Roots		CÓD.: LP_H020
OPERACIÓN: Enviar la harina desde tamiz vibratorio hasta la tolva de acopio		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Dosivac	MODELO: DS 500	CAP. NOMINAL: 410 m ³ /h a 1450 rpm



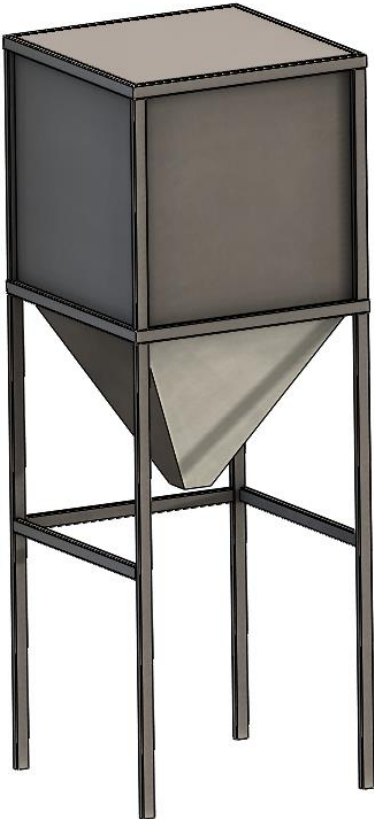
ESPECIFICACIONES

Modelo	DS 500	Aire limpio libre de aceite. Cuerpo en hierro fundido y rotores fabricados en acero inoxidable.
RPM	1450	
Presión diferencial	100 mbar	
Caudal	410 m ³ /h	
Potencia	2,6 HP	

1.5.10 Tolva de acopio (LP_H030)

La tolva de acopio cumple la función de almacenamiento y de alimentar la embolsadora. Está montada sobre una estructura en altura para descargar directamente sobre la válvula de la embolsadora.

Las dimensiones se especifican en el plano PD_LV_04.

EQUIPO: Tolva de acopio de harina		CÓD.: LP_H030
OPERACIÓN: Almacenar la harina producida		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MODELO:	CAP. NOMINAL: 15 m ³
		
ESPECIFICACIONES		
Volumen almacenamiento	15 m ³	Las dimensiones están diseñadas para colocar la embolsadora debajo de esta. Toda la estructura está fabricada de caño estructural cuadrado. En la descarga del transporte neumático se coloca un ciclón para realizar la descarga del material.
Ancho	2,5 m	
Altura boca descarga	3 m	
Altura total	5,5 m	
Material	Sae 1010	
Espesor de chapa	1/16"	

1.5.11 Embolsadora de big bags (LP_H030)

La embolsadora se selecciona en base a la capacidad de pesaje de las celdas de cargas del equipo. Las bolsas big bags se llenan con 1200 kg de harina, con lo cual, para tener un margen de seguridad, las celdas deberán ser de 2000 kg. El sistema de pesaje se debe incluir con:

- Válvula neumática de apertura y cierre de carga.
- Control automático de carga.

EQUIPO: Embolsadora de big bags		CÓD.: LP_H030
OPERACIÓN: Pesaje y embolsado de harinas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Sipel	MODELO: Sipel Big Bags	CAP. NOMINAL: 2000 Kg



ESPECIFICACIONES

Largo	1,2 m	La embolsadora posee un sistema automático de llenado de big bags según el valor seteado, accionando la válvula de corte cuando se llega a este valor. Permite almacenar datos de hasta 500 pesajes.
Ancho	1,2 m	
Alto	1,5, m	
Resolución mínima	0,5 Kg	
Sistema de corte	Neumático	
Capacidad máxima	2.000 kg/h	

1.5.12 Transportador sinfín (LP_R005)

Los tornillos sinfines se construyen a partir de las especificaciones detalladas a continuación. A modo de resumen, se anexa una tabla con las características principales de las demás roscas transportadoras para la misma línea.

EQUIPO: Transportador sinfín		CÓD.: LP_R005
OPERACIÓN: Desde tolva hasta Detector de Metales		CANTIDAD REQ.: 1
LARGO: 5m	DIÁMETRO: 230mm	CAPACIDAD: 2.640 kg/h
		
ESPECIFICACIONES		
Espesor del canal	8mm	Canal construido en acero al carbono ASTM A-36. Tapas construidas en acero inoxidable AISI-304L. Tornillo serie pesada construido en acero al carbono ASTM A-36. Sistema de transmisión directa con motoreductor y rodamientos de primera línea. Sistema eficiente de estanqueidades para evitar pérdidas y fugas.
Espesor de la hélice	10mm	
Espesor de la tapa	2mm	
Potencia instalada	3,5 kW	

Código de proyecto	Descripción	Largo [m]	Diámetro [mm]	Capacidad [kg/h]	Velocidad [rpm]	Potencia [kW]
LP_R005	Salida de tolva a Detector de metales	5	400	2.640	50	11
LP_D020	Salida de Detector de metales a Hidrolizador	5,5	400	2.640	50	11
LP_S005	Carga de Secador	5,5	300	1.263,6	50	7,5
LP_S010	Salida de Secador a Enfriador	5,5	300	1.263,6	50	7,5
LP_S015	Salida de Enfriador a Molino	5	250	1.263,6	50	3
LP_H010	Salida de Molino a Tamiz vibratorio	3,5	250	1.263,6	50	2,2
LP_H020	Recirculado a Molino	4	150	250	50	1,1

1.5.13 Tuberías de alimentación de equipos

Todas las cañerías de interconexión de equipos deberán fabricarse en acero inoxidable AISI 304 L.

A continuación, se incluye una tabla indicando el diámetro de cañería y espesor de pared según el tramo del proceso

Tramo	Equipos conectados	Material	Largo [m]	Diámetro de tubería [pulg]	Característica técnica
LP_TR01	LP_D010- LP_D015	AISI 304 L	7	1" sch 40	Caño nominal con costura
LP_TR02	LP_H025- LP_H030	PVC	11	4"	Tubos de PVC fabricados bajo norma IRAM 13250

1.6 Línea del proceso de sangre

El diagrama de proceso se especifica en el plano PE_LS_01.

1.6.1 Tanque de recepción con agitador (LS_R000)

Sobre este tanque se descarga la sangre transportada desde la planta de faena. El tanque tiene las dimensiones para poder almacenar hasta una jornada de 16 horas.

Las características del agitador se determinaron en la "sección 2.5 de la memoria de cálculo". Las dimensiones se especifican en el plano PD_LS_01.

EQUIPO: Tanque de recepción de sangre		CÓD.: LS_R000
OPERACIÓN: Almacenar la harina producida		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MODELO:	CAP. NOMINAL: 9,5 m ³



ESPECIFICACIONES

Volumen almacenamiento	9,5 m ³	Fondo cónico para la descarga del producto. Fabricado íntegramente en acero inoxidable AISI 304. Alimentación del tanque con criba para filtrar la sangre y evitar impurezas provenientes del transporte.
Potencia del agitador	1,5 HP	
RPM	150	
Diámetro	2,3 m	
Altura patas	1,2 m	
Altura total	5,5 m	
Material	AISI 304	
Espesor de chapa	2 mm	

1.6.2 Secador de anillo (LS_S000)

El secador de anillo se utiliza para deshidratar la sangre. Este equipo se selecciona en base a la cantidad de energía que se necesita transferir para evaporar la humedad de la sangre. La cantidad de energía necesaria se calculó en la “sección 2.5 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Secador de anillos		CÓD.: LS_S000
OPERACIÓN: Secar la sangre		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Dupps	MODELO: 2400B	CAP. NOMINAL: 1.890.000 Kcal/h



ESPECIFICACIONES

Máximo aporte térmico	1.890.000 kcal/h	Se incluye Scrubber para control de olores de los gases originados en el equipo.
Potencia total	245 CV	
Capacidad	27.000 m ³ /h	
Tamaño conducto	610 mm ²	
Altura E	12.497 mm	
Ancho A	7.671 mm	
Ancho B	6.325 mm	

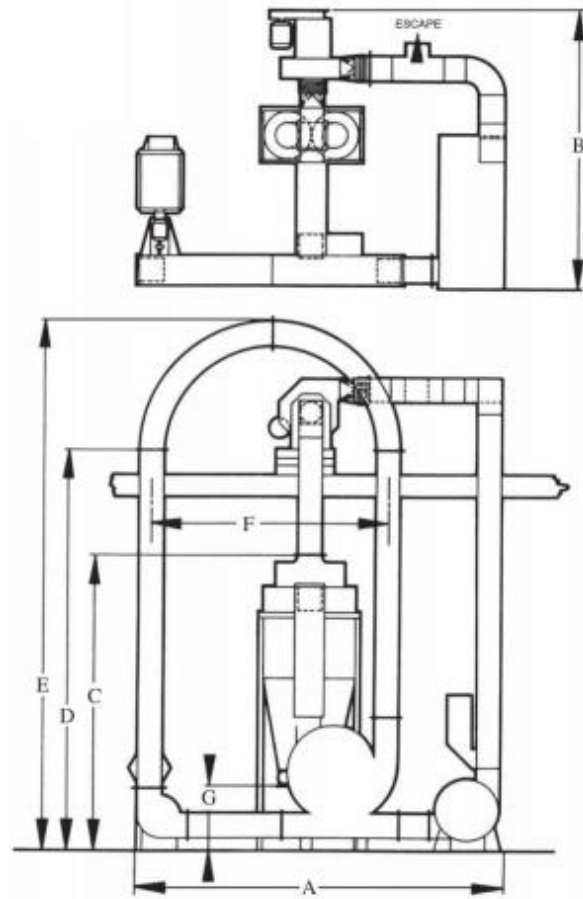


Fig. 17. Dimensiones de Secador de anillos. Fuente: Dupps.

1.6.3 Bomba de paleta flexible (LS_R005)

La bomba se selecciona con el caudal y la presión requeridas según se determinó en la “sección 4.5 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Bomba de paleta flexible		CÓD.: LS_R005
OPERACIÓN: Alimentar el secador de anillo		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Marzo Pumps	MODELO: BPF 430 BM 1" x 1"	CAP. NOMINAL: 1000 m ³ /h



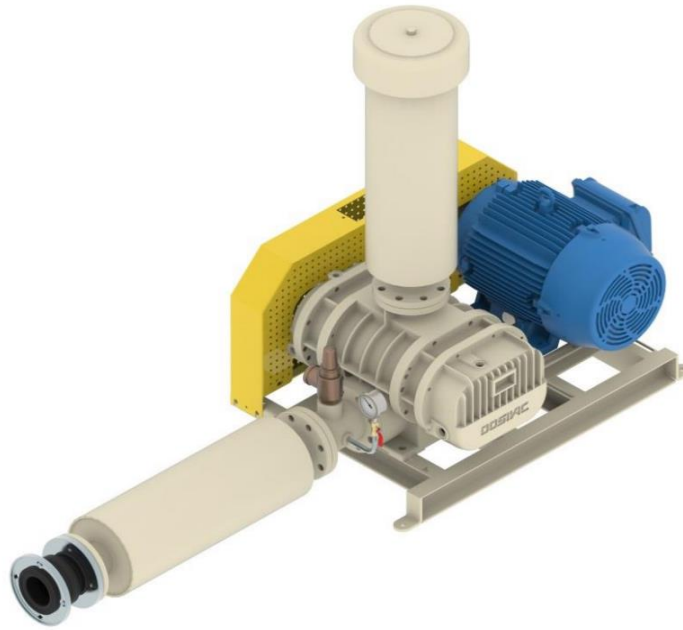
ESPECIFICACIONES

Modelo	BPF 430 BM	Bomba de paletas flexibles autocebante. Los materiales en contacto con el fluido son de acero AISI 304. Incluye motor con variador de frecuencia para regular el caudal de la bomba.
Caudal	0 m ³ /h	
Diámetro de aspiración y descarga	1"	
Potencia	0,75 HP	
Altura máxima	5 m.c.a	
RPM	1400	

1.6.4 Soplador (LS_H000)

El soplador se selecciona en base a los requerimientos de caudal y presión calculados en “sección 4.3 de la memoria de cálculo”.

EQUIPO: Soplador Roots		CÓD.: LS_H000
OPERACIÓN: Enviar la harina de sangre desde el secador de anillos hasta la tolva de acopio		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Dosivac	MODELO: DS 150	CAP. NOMINAL: 79 m ³ /h a 1000 rpm



ESPECIFICACIONES

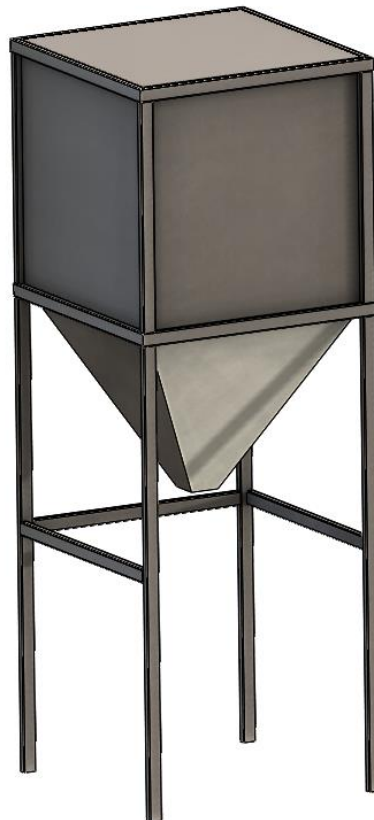
Modelo	DS 150	Aire limpio libre de aceite. Cuerpo en hierro fundido y rotores fabricados en acero inoxidable.
RPM	1000	
Presión diferencial	100 mbar	
Caudal	79 m ³ /h	
Potencia	0,5 HP	

1.6.5 Tolva de acopio (LP_H005)

La tolva de acopio cumple la función de almacenamiento y de alimentar la embolsadora. Está montada sobre una estructura en altura para descargar directamente sobre la válvula de la embolsadora.

Las dimensiones se especifican en el plano PD_LS_02.

EQUIPO: Tolva de acopio de harina		CÓD.: LP_H005
OPERACIÓN: Almacenar la harina producida		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MODELO:	CAP. NOMINAL: 15 m ³



ESPECIFICACIONES

Volumen almacenamiento	15 m ³	Las dimensiones están diseñadas para colocar la embolsadora debajo de esta. Toda la estructura está fabricada de caño estructural cuadrado. En la descarga del transporte neumático se coloca un ciclón para realizar la descarga del material.
Ancho	2,5 m	
Altura boca descarga	3 m	
Altura total	5,5 m	
Material	Sae 1010	
Espesor de chapa	1/16"	

1.6.6 Embolsadora de big bags (LS_H015)

La embolsadora se selecciona en base a la capacidad de pesaje de las celdas de cargas del equipo. Las bolsas big bags se llenan con 1200 kg de harina, con lo cual, para tener un margen de seguridad, las celdas deberán ser de 2000 kg. El sistema de pesaje se debe incluir con:

- Válvula neumática de apertura y cierre de carga.
- Control automático de carga.

EQUIPO: Embolsadora de big bags		CÓD.: LVPM_H015
OPERACIÓN: Pesaje y embolsado de harinas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Sipel	MODELO: Sipel Big Bags	CAP. NOMINAL: 2000 Kg



ESPECIFICACIONES

Largo	1,2 m	La embolsadora posee un sistema automático de llenado de big bags según el valor seteado, accionando la válvula de corte cuando se llega a este valor. Permite almacenar datos de hasta 500 pesajes.
Ancho	1,2 m	
Alto	1,5, m	
Resolución mínima	0,5 Kg	
Sistema de corte	Neumático	
Capacidad máxima	2.000 kg/h	

1.6.7 Tuberías de alimentación de equipos

A continuación, se incluye una tabla indicando el diámetro de cañería y espesor de pared según el tramo del proceso

Tramo	Equipos conectados	Material	Largo [m]	Diámetro de tubería [pulg]	Característica técnica
LS_TR01	LS_R005-LS_S000	AISI 304 L	5	1/2" sch 40	Caño nominal con costura
LS_TR02	LS_H000-LS_H005	PVC	10,5	4"	Tubos de PVC fabricados bajo norma IRAM 13250

2 Tratamiento de vahos

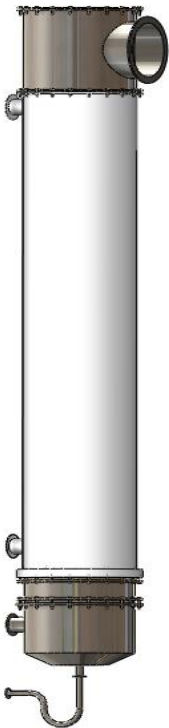
2.1 Planta con proceso seco de vísceras

El diagrama del tratamiento de vahos se especifica en el plano PE_LE_01

2.1.1 Aquocondensador de vahos de vísceras (LEPS_A000)

Los vahos originados en el proceso de transformación de harina de vísceras se envían a este intercambiador de calor para recuperar parte de la energía disponible de estos.

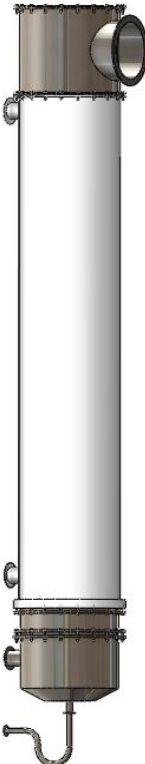
La cantidad de tubos y el área necesaria de transferencia de calor de este equipo se determinaron en la "sección 5.1 de la memoria de cálculo". Las dimensiones se disponen en el plano PD_LC_01.

EQUIPO: Aquocondensador de vahos de vísceras		CÓD.: LEPS_A000
OPERACIÓN: Condensar vahos de vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MODELO:	Área de intercambio: 61 m ²
		
ESPECIFICACIONES		
Área de intercambio	61 m ²	Los tubos, las placas y los cabezales de salida de los vahos están fabricados de acero inoxidable AISI 340. La carcasa y los bafles son de acero SAE 1010.
Tubos	³ / ₄ " de 1 mm espesor	
Cantidad de tubos	379	
Alto	4,2 m	
Diámetro carcasa	550 mm	
Nº pasos	1	

2.1.2 Aquocondensador de vahos de plumas (LEPS_A010)

Se dispone de otro aquocondensador para el tratamiento de los vahos de las plumas, ya que, para tratar los vahos de las vísceras y de las plumas juntos se debería colocar un condensador de gran tamaño.

La cantidad de tubos y el área necesaria de transferencia de calor de este equipo se determinaron en la "sección 5.1 de la memoria de cálculo". Las dimensiones se disponen en el plano PD_LC_02.

EQUIPO: Aquocondensador de vahos de plumas		CÓD.: LEPS_A010
OPERACIÓN: Condensar vahos de plumas		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MODELO:	Área de intercambio: 40 m ²
		
ESPECIFICACIONES		
Área de intercambio	40 m ²	Los tubos, las placas y los cabezales de salida de los vahos están fabricados de acero inoxidable AISI 340. La carcasa y los bafles son de acero SAE 1010.
Tubos	³ / ₄ " de 1 mm espesor	
Cantidad de tubos	186	
Alto	4,9 m	
Diámetro carcasa	390 mm	
Nº pasos	1	

2.1.3 Lavador de gases (LEPS_B000)

El lavador de gases o humidificador de aire se selecciona en base al caudal que debe humidificar. Este se determinó en la “sección 5.3 de la memoria de cálculo”.

Este equipo se debe equipar con un ventilador centrifugo (Cod. LEPS_B005) que permita la correcta circulación de los vahos por este equipo y el biofiltro.

EQUIPO: Lavador de gases		CÓD.: LEPS_B000
OPERACIÓN: Humidificar y bajar la temperatura de los vahos incondensables		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: AW-25	CAP. NOMINAL: 25.000 m ³ /h

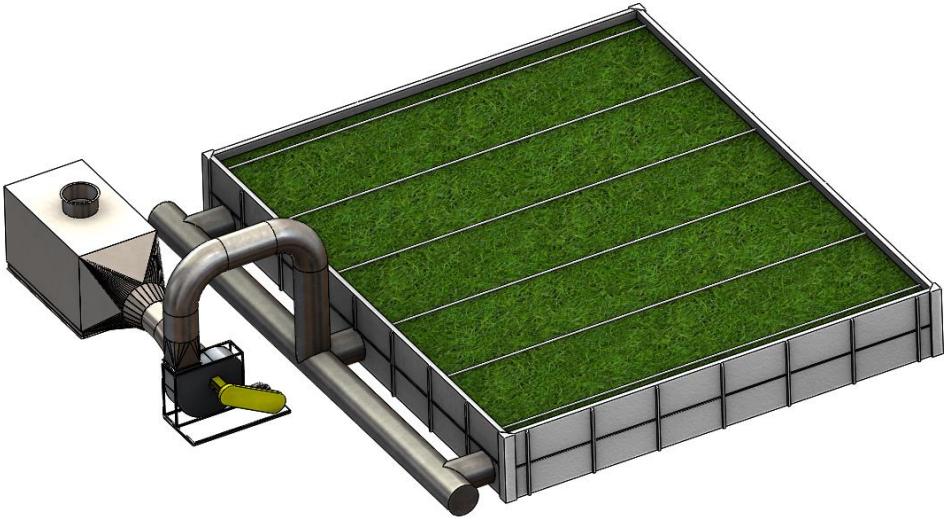


ESPECIFICACIONES

Capacidad	25.000 m ³ /h	Construido íntegramente en acero inoxidable AISI-304. Picos de aspersión autolimpiantes. Ventilador en acero inoxidable con rotor central de alabes radiales de alta rotación para provocar el paso de aire a través del lavador de gases.
Potencia bomba recirculado	4 kW	
Potencia ventilador centrifugo	18,5 kW	
Longitud	3.000 mm	
Altura	2.120 mm	
Anchura	1.650 mm	
Boca entrada/salida de aire	Ø957 mm	

2.1.4 Biofiltro (LEPS_B010)

Este biofiltro se fabrica en el lugar del establecimiento. Tiene una estructura de acero inoxidable que contiene el material orgánico. Ver dimensiones en el plano PD_LE_01.

EQUIPO: Biofiltro		CÓD.: LEPS_B010
OPERACIÓN: Filtrar los olores de los gases incondensables		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MODELO:	CAP. NOMINAL: 18.000 m ³ /h
		
ESPECIFICACIONES		
Ancho	12 m	El biofiltro esta construido con paredes de acero inoxidable AISI 304. Cuenta con regadores en la parte superior del aserrín para mantener la humedad en el material orgánico.
Largo	10 m	
Alto	1,6 m	
Material Orgánico	Aserrín	
Volumen material filtrante	144 m ³	

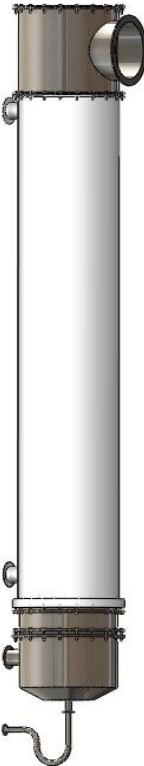
2.2 Planta con proceso húmedo de vísceras

El diagrama del tratamiento de vahos se especifica en el plano PE_LE_02.

2.2.1 Aquocondensador de vahos (LEPH_A000)

Una parte de los vahos se condensan en la planta evaporadora y, el residual de vahos, se condensa en este aquocondensador.

La cantidad de tubos y el área necesaria de transferencia de calor de este equipo se determinaron en la “sección 5.2 de la memoria de cálculo”. Las dimensiones se disponen en el plano PD_LC_03.

EQUIPO: Aquocondensador de vahos de vísceras		CÓD.: LEPH_A000
OPERACIÓN: Condensar vahos de vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MODELO:	Área de intercambio: 40 m ²
		
ESPECIFICACIONES		
Área de intercambio	40 m ²	Los tubos, las placas y los cabezales de salida de los vahos están fabricados de acero inoxidable AISI 340. La carcasa y los bafles son de acero SAE 1010.
Tubos	³ / ₄ " de 1 mm espesor	
Cantidad de tubos	186	
Alto	3,8 m	
Diámetro carcasa	390 mm	
Nº pasos	1	

2.2.2 Lavador de gases (LEPH_B000)

El lavador de gases o humidificador de aire se selecciona en base al caudal que debe humidificar. Este se determinó en la “sección 5.3 de la memoria de cálculo”

Este equipo se debe equipar con un ventilador centrifugo (cod. LEPH_B005) que permita la correcta circulación de los vahos por este y el biofiltro.

EQUIPO: Lavador de gases		CÓD.: LEPH_B000
OPERACIÓN: Humidificar y bajar la temperatura de los vahos incondensables		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: AW-25	CAP. NOMINAL: 25.000 m ³ /h

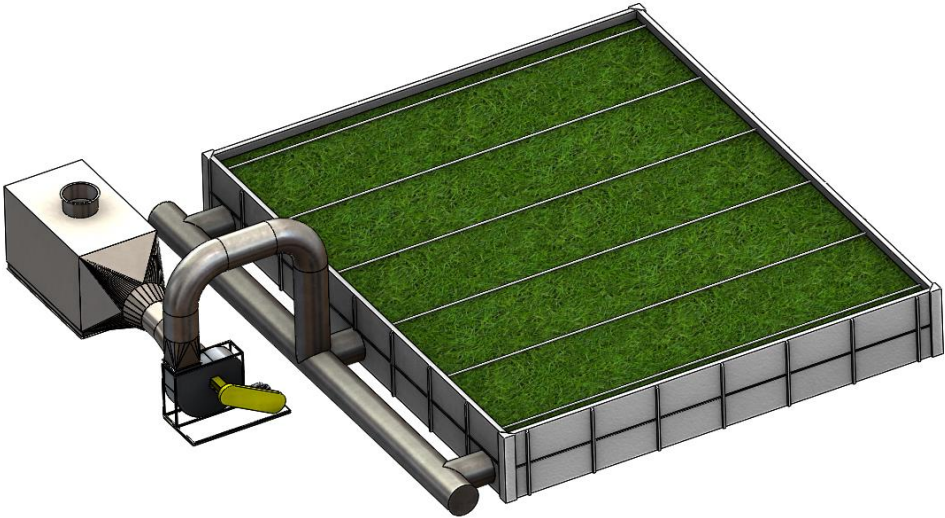


ESPECIFICACIONES

Capacidad	25.000 m ³ /h	Construido íntegramente en acero inoxidable AISI-304. Picos de aspersión autolimpiantes. Ventilador en acero inoxidable con rotor central de alabes radiales de alta rotación para provocar el paso de aire a través del lavador de gases.
Potencia bomba recirculado	4 kW	
Potencia ventilador centrifugo	18,5 kW	
Longitud	3.000 mm	
Altura	2.120 mm	
Anchura	1.650 mm	
Boca entrada/salida de aire	Ø957 mm	

2.2.3 Biofiltro (LEPH_B010)

Este biofiltro se fabrica en el lugar del establecimiento. Tiene una estructura de acero inoxidable que contiene el material orgánico. Ver dimensiones en el plano PD_LE_01.

EQUIPO: Biofiltro		CÓD.: LEPH_B010
OPERACIÓN: Filtrar los olores de los gases incondensables		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MODELO:	CAP. NOMINAL: 18.000 m ³ /h
		
ESPECIFICACIONES		
Ancho	12 m	El biofiltro está construido con paredes de acero inoxidable AISI 304. Cuenta con regadores en la parte superior del aserrín para mantener la humedad en el material orgánico.
Largo	10 m	
Alto	1,6 m	
Material Orgánico	Aserrín	
Volumen material filtrante	144 m ³	

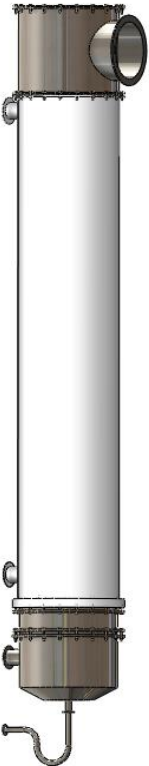
2.3 Planta con proceso mixto de vísceras

El diagrama del tratamiento de vahos se especifica en el plano PE_LE_03.

2.3.1 Aquocondensador de vahos (LEPM_A000)

Una parte de los vahos se condensan en la planta evaporadora y, el residual de vahos, se condensa en este aquocondensador.

La cantidad de tubos y el área necesaria de transferencia de calor de este equipo se determinaron en la “sección 5.2 de la memoria de cálculo”. Las dimensiones se disponen en el plano PD_LC_03.

EQUIPO: Aquocondensador de vahos de vísceras		CÓD.: LEPM_A000
OPERACIÓN: Condensar vahos de vísceras		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MODELO:	Área de intercambio: 40 m ²
		
ESPECIFICACIONES		
Área de intercambio	40 m ²	Los tubos, las placas y los cabezales de salida de los vahos están fabricados de acero inoxidable AISI 340. La carcasa y los bafles son de acero SAE 1010.
Tubos	³ / ₄ " de 1 mm espesor	
Cantidad de tubos	186	
Alto	3,8 m	
Diámetro carcasa	390 mm	
Nº pasos	1	

2.3.2 Lavador de gases (LEPM_B000)

El lavador de gases o humidificador de aire se selecciona en base al caudal que debe humidificar. Este se determinó en la “sección 5.3 de la memoria de cálculo”.

Este equipo se debe equipar con un ventilador centrifugo (cod. LEPM_B005) que permita la correcta circulación de los vahos por este y el biofiltro.

EQUIPO: Lavador de gases		CÓD.: LEPM_B000
OPERACIÓN: Humidificar y bajar la temperatura de los vahos incondensables		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: AW-25	CAP. NOMINAL: 25.000 m ³ /h



ESPECIFICACIONES

Capacidad	25.000 m ³ /h	Construido íntegramente en acero inoxidable AISI-304. Picos de aspersión autolimpiantes. Ventilador en acero inoxidable con rotor central de alabes radiales de alta rotación para provocar el paso de aire a través del lavador de gases.
Potencia bomba recirculado	4 kW	
Potencia ventilador centrifugo	18,5 kW	
Longitud	3.000 mm	
Altura	2.120 mm	
Anchura	1.650 mm	
Boca entrada/salida de aire	Ø957 mm	

2.3.3 Biofiltro (LEPM_B010)

Este biofiltro se fabrica en el lugar del establecimiento. Tiene una estructura de acero inoxidable que contiene el material orgánico. Ver dimensiones en el plano PD_LE_01.

EQUIPO: Biofiltro		CÓD.: LEPM_B010
OPERACIÓN: Filtrar los olores de los gases incondensables		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Propia	MODELO:	CAP. NOMINAL: 18.000 m ³ /h
		
ESPECIFICACIONES		
Ancho	12 m	El biofiltro está construido con paredes de acero inoxidable AISI 304. Cuenta con regadores en la parte superior del aserrín para mantener la humedad en el material orgánico.
Largo	10 m	
Alto	1,6 m	
Material Orgánico	Aserrín	
Volumen material filtrante	144 m ³	

3 Recuperación de condensados

3.1.1 Sistema recuperación de condensados SARC (LC_S000)

EQUIPO: Sistema de recuperación de condensados		CÓD.: LC_S000
OPERACIÓN: Devolver el condensado a la caldera bajo presión.		CANTIDAD REQ.: 1
MARCA: Haarslev	MODELO: SARC	CAP. NOMINAL:



ESPECIFICACIONES

Potencia	15kW	Válvulas de apertura y cierre automáticas. Bomba con control de velocidad y baja cavitación. By-pass automático de los condensados en caso de fallo o no liberación de la caldera.
Peso	1100 kg	
Dimensiones	1,1 x 2,9 x 3,2 m	
Presión máxima	15 bar	

4 Conclusiones

Aspectos a comparar	VIA SECA	VIA MIXTA	VIA HUMEDA
Digestibilidad	★	★	★★★
Palatabilidad	★★★	★★★	★
Calidad del aceite	★	★	★★★
Ambiental	★★★	★★★	★★★
Simplicidad técnica y operativa	★★★	★	★
Ahorro energético	★	★★★	★★★
Rentabilidad	★★★	★★	★★

Fig. 18. Resumen ilustrativo de estudio de tecnologías disponibles. Fuente: Propia

Debajo se resumen los puntos más importantes y conclusiones del estudio de tecnologías realizado:

- Las tres tecnologías (vía seca, mixta y húmeda) de procesamiento de subproductos avícolas son proyectos altamente rentables. Sin embargo, no hay una que se destaque respecto al resto si se consideran las hipótesis de precios de energía constantes y que los productos finales tengan los mismos precios.
- El contexto externo donde la “vía húmeda” se puede hacer altamente competitiva es:
 - Mercado que pague el aceite de mayor calidad que tiene como producto final respecto al resto de tecnologías
 - Que el costo de la energía térmica se incremente.
- El factor interno que puede hacer de la vía húmeda un proceso más competitivo se es el proceso de secado de la harina de vísceras. Los proveedores proponen secadores indirectos (generalmente secador de discos) de gran rendimiento (<1kg vapor/kg de evaporación) y excelente regulación, pero el costo de este equipo es aproximadamente un 85% del costo de la línea de vísceras de la vía seca o convencional. Luego, otro aspecto que puede hacer favorecer la simplicidad técnica del proceso es utilizar una planta evaporadora atmosférica (se incursiona de esta manera en costos operativos mayores debido a que se aportaría vapor a la misma).
- La misma observación del inciso anterior se realiza para la línea de plumas.
- Si bien un secado directo de harinas puede implicar una rentabilidad mayor para cada línea, hace que sea necesario realizar un tratamiento extra de grandes volúmenes (>30mil m³) de incondensables (gases, vapor, olores, etc.).
- La vía mixta se presenta como una opción viable si se desea conservar la palatabilidad del producto final o si se quiere aumentar la capacidad de la planta sin cambiar el digestor continuo utilizado en una planta vía seca preexistente.

5 Cotización de equipos

5.1 Vía seca

COD. PROYECTO	EQUIPOS	PRECIO	SUBTOTAL
LINEA DE VÍSCERAS			
LVPS_T000	SOPLADOR VÍSCERAS MATERIA PRIMA	USD	4.096,00
LVPS_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE VÍSCERAS	USD	54.546,00
LVPS_R005	SINFIN CARGA DIGESTOR	USD	6.998,40
LVPS_D000	DIGESTOR CONTINUO	USD	305.454,80
LVPS_D001	KIT VALVULERIA DIGESTOR CONTÍNUO	USD	20.000,00
LVPS_D002	CICLON INOXIDABLE DIGESTOR CONTINUO	USD	12.728,00
LVPS_D005	SINFIN EXTRACCIÓN DIGESTOR CONTINUO	USD	3.283,20
LVPS_D010	TAMBOR ROTATIVO SEPARACIÓN DE BORRAS	USD	52.437,00
LVPS_D015	BOMBA DE ENGRANAJES TAMBOR ROTATIVO	USD	1.289,00
LVPS_D020	SINFIN SALIDA DEL TAMBOR ROTATIVO	USD	2.160,00
LVPS_P000	PRENSA DE EXTRACCIÓN DE GRASA	USD	147.635,60
LVPS_P001	VÁLVULA NEUMÁTICA DE LA PRENSA	USD	3.019,00
LVPS_P002	RAMPA INOX CON IMAN PERMANENTE	USD	3.019,00
LVPS_P003	VALVULA DE ACCIONAMIENTO NEUMÁTICO P/ DESVIO DE MATERIAL	USD	2.609,00
LVPS_P005	BOMBA DE ENGRANAJES PRENSA	USD	1.289,00
LVPS_P010	SINFIN SALIDA PRENSA	USD	2.073,60
LVPS_G000	DEPÓSITO DE GRASA CON AGITADOR Y CALEFACCIÓN	USD	21.818,00
LVPS_G005	BOMBA DE ENGRANAJES ENTRADA DECANTER	USD	1.289,00
LVPS_G010	DECANTER CENTRIFUGO DE GRASA	USD	60.000,00
LVPS_G015	BOMBA ENGRANAJES SALIDA DECANTER	USD	1.289,00
LVPS_G020	DEPOSITO GRASA PULMÓN SALIDA DECANTER	USD	12.000,00
LVPS_G025	SINFIN BORRA A PRENSA	USD	1.296,00
LVPS_G030	BOMBA ENGRANAJES RECIRCULADO ACEITE	USD	1.289,00
LVPS_G035	BOMBA ENGRANAJES GRASA EXPEDICIÓN	USD	1.289,00
LVPS_G040	DEPOSITO GRASA EXPEDICIÓN CON CALEFACCIÓN	USD	50.910,00
LVPS_H000	MOLINO DE HARINA DE VÍSCERAS	USD	22.000,00
LVPS_H001	RAMPA INOX CON IMAN PERMANENTE MOLINO VISCERAS	USD	3.019,00
LVPS_H002	BOCA INOX SALIDA DE HARINA DEL MOLINO VISCERAS	USD	1.819,00
LVPS_H003	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO VISCERAS CON VENTILADOR	USD	9.091,00
LVPS_H005	SINFIN CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO VISCERAS	USD	1.987,20
LVPS_H010	TAMIZ VIBRATORIO VISCERAS	USD	5.000,00
LVPS_H015	SINFIN RECIRCULADO A MOLINO VISCERAS	USD	1.296,00

LVPS_H020	SOPLADOR HARINA DE VISCERAS	USD	3.804,00
LVPS_H025	TOLVA DE ACOPIO VISCERAS	USD	16.077,00
LVPS_H026	VALVULA ROTATIVA SALIDA TOLVA VISCERAS	USD	3.964,00
LVPS_H030	EMBOLSADORA DE BIG BAGS VISCERAS	USD	6.646,00
			USD 848.520,80

LINEA DE PLUMAS			
LP_T000	PRENSA DE PLUMAS	USD	40.000,00
LP_T005	SINFÍN SALIDA PRENSA DE PLUMAS	USD	3.715,20
LP_T010	SOPLADOR PLUMAS MATERIA PRIMA	USD	4.096,00
LP_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE PLUMAS CON DESASTACADOR	USD	83.637,00
LP_R005	SINFIN SALIDA TOLVA DE RECEPCIÓN	USD	5.184,00
LP_D000	SISTEMA DETECTOR DE METALES	USD	72.728,00
LP_D001	VALVULA DE ACIONAMIENTO PNEUMÁTICO P/ DESVIO DE MATERIAL	USD	3.637,00
LP_D002	MESA DE SELECCIÓN DE MATERIAL DESCARTADO	USD	1.818,00
LP_D005	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL HIDROLIZADOR	USD	4.752,00
LP_D010	HIDROLIZADOR	USD	223.637,00
LP_D015	CICLON SALIDA DEL HIDROLIZADOR	USD	10.000,00
LP_S000	VÁLVULA ROTATIVA SALIDA DEL CICLON	USD	3.960,00
LP_S001	BANCADA PARA SUSTENTACIÓN DEL CICLON	USD	3.544,00
LP_S005	SECADOR DE DISCOS	USD	712.727,40
LP_S006	VALVULERIA DO SECADOR DE DISCOS	USD	23.637,00
LP_H000	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL MOLINO	USD	2.851,20
LP_H005	MOLINO DE HARINA DE PLUMAS	USD	22.000,00
LP_H006	RAMPA INOX CON IMAN PERMANENTE MOLINO PLUMAS	USD	3.019,00
LP_H007	BOCA INOX SALIDA DE HARINA DEL MOLINO PLUMAS	USD	1.819,00
LP_H008	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO DE PLUMAS CON VENTILADOR	USD	9.091,00
LP_H010	SINFIN SALIDA MOLINO PLUMAS CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	USD	1.641,60
LP_H015	TAMIZ VIBRATORIO PLUMAS	USD	5.000,00
LP_H020	SINFÍN RECIRCULADO HARINA A MOLINO PLUMAS	USD	864,00
LP_H025	SOPLADOR HARINA DE PLUMAS	USD	3.804,00
LP_H030	TOLVA DE ACOPIO PLUMAS	USD	16.077,00
LP_H031	VALVULA ROTATIVA SALIDA TOLVA PLUMAS	USD	3.964,00
LP_H035	EMBOLSADORA DE BIG BAGS PLUMAS	USD	6.646,00
			USD 1.273.849,40

LINEA DE SANGRE

LS_T000	BOMBA HELICOIDAL SANGRE MATERIA PRIMA	USD	3.650,00
LS_R000	TANQUE RECEPCION DE SANGRE CON AGITACIÓN	USD	36.180,00
LS_R005	BOMBA DE PALETAS ALIMENTADOR SECADOR	USD	1.490,00
LS_S000	SECADOR DE ANILLO CON LAVADOR DE GASES	USD	152.000,00
LS_H000	SOPLADOR HARINA DE SANGRE	USD	3.636,00
LS_H005	TOLVA DE ACOPIO SANGRE	USD	16.077,00
LS_H006	VÁLVULA ROTATIVA SALIDA SILO DE EXPEDICIÓN	USD	3.964,00
LS_H010	EMBOLSADORA DE BIG BAGS SANGRE	USD	6.646,00
			USD 223.643,00

RECUPERACIÓN DE CONDENSADO			
LC_S000	SISTEMA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS	USD	45.000,00
			USD 45.000,00

LINEA DE VAHOS			
LE_A000	AQUOCONDENSADOR DE VAHOS VÍSCERAS	USD	18.386,31
LE_A005	BOMBA AGUA ALIMENTACIÓN AQUO VISCERAS	USD	5.190,90
LE_A010	AQUOCONDENSADOR DE VAHOS PLUMAS	USD	11.781,45
LE_A015	BOMBA AGUA ALIMENTACIÓN AQUO PLUMAS	USD	3.166,90
LE_A020	TANQUE DEP. DE CONDENSADOS	USD	3.000,00
LE_A025	BOMBA PARA CONDENSADOS	USD	3.796,00
LE_B000	LAVADOR DE GASES	USD	16.324,00
LE_B005	VENTILADOR ASPIRACIÓN LAVADOR DE GASES	USD	7.681,00
LE_B010	BIOFILTRO	USD	15.000,00
			USD 84.326,56

CONTROL DE PROCESOS			
SS_E000	CUADRO ELÉCTRICO SISTEMA DE CONTROL SCADA - (LICENCIA, AUTOMATIZACIÓN Y KIT 2 PC)	USD	13.819,00
SS_E005	CUADRO ELECTRICO DE POTENCIA Y CONTROL - LINEA DE VÍSCERAS	USD	63.637,00
SS_E010	CUADRO ELECTRICO DE POTENCIA Y CONTROL - LINEA DE PLUMAS	USD	54.546,00
SS_E015	CUADRO ELECTRICO DE POTENCIA Y CONTROL - LINEA DE SANGRE	USD	15.000,00
SS_I000	SERVICIOS TÉCNICOS INGENIERIA, PROGRAMACIÓN, DIR. TECNICA Y PUESTA EN MARCHA	USD	54.546,00
			USD 201.548,00

TOTAL	USD 2.676.887,76		
--------------	-------------------------	--	--

5.1.1 Vía Húmeda

COD. PROYECTO	EQUIPOS	PRECIO	SUBTOTAL
LINEA DE VÍSCERAS			
LVPH_T000	SOPLADOR VÍSCERAS MATERIA PRIMA	USD	4.096,00
LVPH_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE VÍSCERAS (2 SINFINES)	USD	54.546,00
LVPH_R005	SINFIN EXTRACCIÓN DE TOLVA	USD	6.998,40
LVPH_Z000	TRITURADOR FINE CRUSHER	USD	83.781,60
LVPH_Z001	BOCA INOX CON IMAN PERMANENTE ALIMENTACIÓN TRITURADOR	USD	3.909,80
LVPH_Z005	PRE-COCEDOR CON VALVULA GUILLOTINA	USD	165.818,40
LVPH_Z006	CONJUNTO DE BOCA DE ENTRADA DE VÍSCERAS	USD	4.201,94
LVPH_K000	SINFIN PERCOLADOR CARGA PRENSA DOBLE TORNILLO	USD	5.616,00
LVPH_K005	PRENSA DOBLE TORNILLO	USD	178.909,20
LVPH_K006	RAMPA INOX CON IMAN PERMANENTE ALIMENTACIÓN PRENSA DOBLE TORNILLO	USD	4.590,29
LVPH_K010	BOMBA DE GRASA PRENSA DOBLE CON DEPÓSITO	USD	1.500,00
LVPH_G000	DEPÓSITO DE GRASA PULMÓN CON CALEFACCIÓN	USD	21.390,20
LVPH_G005	BOMBA DE GRASA ALIMENTACION TRIDECANTER	USD	1.289,00
LVPH_G010	TRIDECANTER CENTRÍFUGO	USD	128.000,00
LVPH_G015	BOMBA CENTRIFUGA AGUA DE COLA SALIDA DEL TRIDECANTER CON DEPOSITO	USD	1.389,00
LVPH_G025	BOMBA DE ENGRANAJES A TANQUE EXPEDICION ACEITE	USD	1.289,00
LVPH_G030	DEPOSITO GRASA EXPEDICIÓN CON CALEFACCIÓN	USD	50.910,00
LVPH_E000	DEPOSITO AGUA DE COLA CON CALEFACCION	USD	21.390,00
LVPH_E005	BOMBA CENTRIFUGA ALIMENTACION EVAPORADORES	USD	1.389,00
LVPH_E010	PLANTA EVAPORADORA VENTILADOR MOTOBOMBA CONDENSADO MOTOBOMBA VÁCUO MOTOBOMBA CONCENTRADO MOTOBOMBA AGUA DE COLA MOTOBOMBA RECIRCULADO 1° ETAPA TANQUE. DEP. DE CONCENTRADO CON AGITADOR + CALEFACCIÓN	USD	235.636,80
LVPH_E015	TANQUE DEP. DE SODA CÁUSTICA		
LVPH_E020	TANQUE DEP. DE ACIDO		
LVPH_E025	BOMBA CENTRIFUGA SALIDA PLANTA EVAPORADORA	USD	1.389,00
LVPH_V000	SINFÍN SALIDA TRIDECANTER	USD	1.209,60
LVPH_V005	SINFÍN ALIMENTACION SECADOR DE DISCOS	USD	3.283,20

LVPH_V010	SECADOR DE DISCOS	USD	712.727,40
LVPH_V011	VALVULERIA SECADOR DE DISCOS	USD	23.637,00
LVPH_V015	SINFÍN EXTRACCIÓN DEL SECADOR DE DISCOS	USD	1.987,20
LVPH_H000	MOLINO DE HARINA DE VISCERAS	USD	22.000,00
LVPH_H001	RAMPA INOX CON IMAN PERMANENTE MOLINO	USD	3.019,00
LVPH_H002	BOCA INOX SALIDA DE HARINA DEL MOLINO	USD	1.818,00
LVPH_H003	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO CON VENTILADOR	USD	9.091,00
LVPH_H005	SINFIN CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	USD	1.987,20
LVPH_H010	TAMIZ VIBRATORIO VISCERAS	USD	5.000,00
LVPH_H015	SIN FIN RECIRCULADO A MOLINO	USD	864,00
LVPH_H020	SOPLADOR HARINA DE VISCERAS	USD	3.804,00
LVPH_H025	TOLVA DE ACOPIO VISCERAS	USD	1.641,60
LVPH_H021	VALVULA ROTATIVA SALIDA TOLVA	USD	3.964,00
LVPH_H030	EMBOLSADORA DE BIG BAGS VISCERAS	USD	6.646,00
			USD 1.780.718,83

LINEA DE PLUMAS			
LP_T000	PRENSA DE PLUMAS	USD	40.000,00
LP_T005	SINFÍN SALIDA PRENSA DE PLUMAS	USD	3.715,20
LP_T010	SOPLADOR PLUMAS MATERIA PRIMA	USD	4.096,00
LP_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE PLUMAS CON DESASTACADOR	USD	83.637,00
LP_R005	SINFIN SALIDA TOLVA DE RECEPCIÓN	USD	5.184,00
LP_D000	SISTEMA DETECTOR DE METALES	USD	72.728,00
LP_D001	VALVULA DE ACCIONAMIENTO PNEUMÁTICO P/ DESVIO DE MATERIAL	USD	3.637,00
LP_D002	MESA DE SELECCIÓN DE MATERIAL DESCARTADO	USD	1.818,00
LP_D005	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL HIDROLIZADOR	USD	4.752,00
LP_D010	HIDROLIZADOR	USD	223.637,00
LP_D015	CICLON SALIDA DEL HIDROLIZADOR	USD	10.000,00
LP_S000	VÁLVULA ROTATIVA SALIDA DEL CICLON		
LP_S001	BANCADA PARA SUSTENTACIÓN DEL CICLON	USD	3.544,00
LP_S005	SECADOR DE DISCOS	USD	712.727,40
LP_S006	VALVULERIA DO SECADOR DE DISCOS	USD	23.637,00
LP_H000	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL MOLINO	USD	2.851,20
LP_H005	MOLINO DE HARINA DE PLUMAS	USD	22.000,00
LP_H006	RAMPA INOX CON IMAN PERMANENTE MOLINO PLUMAS	USD	3.019,00
LP_H007	BOCA INOX SALIDA DE HARINA DEL MOLINO PLUMAS	USD	1.819,00
LP_H008	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO PLUMAS CON VENTILADOR	USD	9.091,00

LP_H010	SINFÍN SALIDA MOLINO PLUMAS CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	USD	1.641,60
LP_H015	TAMIZ VIBRATORIO PLUMAS	USD	5.000,00
LP_H020	SINFÍN RECIRCULADO HARINA A MOLINO PLUMAS	USD	864,00
LP_H025	SOPLADOR HARINA DE PLUMAS	USD	3.804,00
LP_H030	TOLVA DE ACOPIO PLUMAS	USD	16.077,00
LP_H031	VALVULA ROTATIVA SALIDA TOLVA PLUMAS	USD	3.964,00
LP_H035	EMBOLSADORA DE BIG BAGS PLUMAS	USD	6.646,00
			USD 1.269.889,40

LINEA DE SANGRE

LS_T000	BOMBA HELICOIDAL SANGRE MATERIA PRIMA	USD	3.650,00
LS_R000	TANQUE RECEPCION DE SANGRE CON AGITACIÓN	USD	36.180,00
LS_R005	BOMBA DE PALETAS ALIMENTADOR SECADOR	USD	1.490,00
LS_S000	SECADOR DE ANILLO CON LAVADOR DE GASES	USD	152.000,00
LS_H000	SOPLADOR HARINA DE SANGRE	USD	3.636,00
LS_H005	TOLVA DE ACOPIO SANGRE	USD	16.077,00
LS_H006	VÁLVULA ROTATIVA SALIDA SILO DE EXPEDICIÓN DN250mm INOX	USD	3.964,00
LS_H010	EMBOLSADORA DE BIG BAGS SANGRE	USD	6.646,00
			USD 223.643,00

RECUPERACIÓN DE CONDENSADO

LC_S000	SISTEMA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS	USD	45.000,00
			USD 45.000,00

LINEA DE VAHOS

LE_A000	AQUOCONDENSADOR DE VAHOS VÍA HUMEDA	USD	18.386,31
LE_A005	BOMBA AGUA ALIMENTACIÓN AQUO VISCERAS	USD	3.167,00
LE_A025	BOMBA PARA CONDENSADOS	USD	1.342,00
LE_B000	LAVADOR DE GASES	USD	16.324,00
LE_B005	VENTILADOR ASPIRACIÓN LAVADOR DE GASES	USD	7.681,00
LE_B010	BIOFILTRO	USD	15.000,00
			USD 61.900,31

CONTROL DE PROCESOS

SS_E000	CUADRO ELÉCTRICO SISTEMA DE CONTROL SCADA - (LICENCIA, AUTOMATIZACIÓN Y KIT 2 PC)	USD	13.819,00
SS_E005	CUADRO ELECTRICO DE POTENCIA Y CONTROL - LINEA DE VISCERAS	USD	63.637,00

SS_E010	CUADRO ELECTRICO DE POTENCIA Y CONTROL - LINEA DE PLUMAS	USD	54.546,00
SS_E015	CUADRO ELECTRICO DE POTENCIA Y CONTROL - LINEA DE SANGRE	USD	15.000,00
SS_I000	SERVICIOS TÉCNICOS INGENIERIA, PROGRAMACIÓN, DIR. TECNICA Y PUESTA EN MARCHA	USD	54.546,00
			USD 201.548,00

Total	USD 3.582.699,54
--------------	-------------------------

5.1.2 Vía Mixta

COD. PROYECTO	EQUIPOS	PRECIO	SUBTOTAL [USD]
LINEA DE VÍSCERAS			
LVPM_T000	SOPLADOR VÍSCERAS MATERIA PRIMA	USD	4.096,00
LVPM_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE VÍSCERAS (2 SINFINES)	USD	54.546,00
LVPM_R005	SINFIN EXTRACCIÓN DE TOLVA	USD	6.998,40
LVPM_Z000	TRITURADOR	USD	83.781,60
LVPM_Z001	BOCA INOX CON IMAN PERMANENTE ALIMENTACIÓN TRITURADOR	USD	3.909,80
LVPM_Z005	PRE-COCEDOR CON VALVULA GUILLOTINA	USD	165.818,40
LVPM_Z006	CONJUNTO DE BOCA DE ENTRADA DE VÍSCERAS	USD	4.201,94
LVPM_K000	SINFIN PERCOLADOR CARGA PRENSA DOBLE TORNILLO	USD	3.715,20
LVPM_K005	PRENSA DOBLE TORNILLO	USD	178.909,20
LVPM_K006	RAMPA INOX CON IMAN PERMANENTE ALIMENTACIÓN PRENSA DOBLE TORNILLO	USD	4.590,29
LVPM_K010	BOMBA DE GRASA PRENSA CON DEPÓSITO	USD	3.938,83
LVPM_D000	SINFIN ALIMENTACION DEL DIGESTOR CONTINUO	USD	2.160,00
LVPM_D005	DIGESTOR CONTINUO CON MOTOR Y AISLAMIENTO TÉRMICO	USD	170.000,00
LVPM_D006	KIT VALVULERIA DIGESTOR CONTÍNUO	USD	20.000,00
LVPM_D007	CICLON INOXIDABLE DIGESTOR CONTINUO	USD	12.728,00
LVPM_D010	SINFIN EXTRACCIÓN DEL DIGESTOR CONTINUO	USD	2.592,00
LVPM_D015	TAMBOR ROTATIVO PERCOLADOR DE GRASA	USD	52.437,00
LVPM_D020	BOMBA DE ENGRANAJES TAMBOR ROTATIVO	USD	1.289,00
LVPM_D025	SINFIN SALIDA DEL TAMBOR ROTATIVO	USD	2.851,20
LVPM_E000	DEPOSITO AGUA DE COLA CON CALEFACCION	USD	21.390,00

LVPM_E005	BOMBA CENTRIFUGA ALIMENTACION EVAPORADORES	USD	1.389,00
LVPM_E010	PLANTA EVAPORADORA VENTILADOR MOTOBOMBA CONDENSADO MOTOBOMBA VÁCUO MOTOBOMBA CONCENTRADO MOTOBOMBA AGUA DE COLA MOTOBOMBA RECIRCULADO 1° ETAPA TANQUE. DEP. DE CONCENTRADO CON AGITADOR + CALEFACCIÓN	USD	235.636,80
LVPM_E015	TANQUE DEP. DE SODA CÁUSTICA		
LVPM_E020	TANQUE DEP. DE ACIDO		
LVPM_E025	BOMBA CENTRIFUGA SALIDA PLANTA EVAPORADORA	USD	1.389,00
LVPM_P000	PRENSA CONTINUA	USD	147.635,60
LVPM_P001	VÁLVULA NEUMÁTICA DE LA PRENSA	USD	3.019,00
LVPM_P002	RAMPA INOX CON IMAN PERMANENTE	USD	3.019,00
LVPM_P005	BOMBA DE ENGRANAJES PRENSA	USD	1.289,00
LVPM_P010	SINFIN SALIDA DE LA PRENSA CONTINUA	USD	2.851,20
LVPM_G000	DEPÓSITO DE GRASA PULMÓN CON CALEFACCIÓN	USD	21.818,00
LVPM_G005	BOMBA DE ENGRANAJES ALIMENTACIÓN DECANTER	USD	1.289,00
LVPM_G010	DECANTER CENTRIFUGO DE GRASA + KIT MANTENIMIENTO	USD	81.000,00
LVPM_G015	BOMBA DE ENGRANAJES SALIDA DECANTER	USD	1.289,00
LVPM_G020	DEPOSITO GRASA PULMÓN SALIDA DECANTER	USD	12.000,00
LVPM_G025	DEPOSITO GRASA EXPEDICIÓN CON CALEFACCIÓN	USD	50.910,00
LVPM_G030	BOMBA ENGRANAJES RECIRCULADO ACEITE	USD	1.289,00
LVPM_G031	SINFIN BORRA A PRENSA	USD	864,00
LVPM_G035	BOMBA ENGRANAJES GRASA EXPEDICIÓN	USD	1.289,00
LVPM_H000	MOLINO DE HARINA DE VÍSCERAS CON MOTOR	USD	22.000,00
LVPM_H001	RAMPA INOX CON IMAN PERMANENTE MOLINO M-10	USD	3.019,00
LVPM_H002	BOCA INOX SALIDA DE HARINA DEL MOLINO	USD	1.819,00
LVPM_H003	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO CON VENTILADOR	USD	9.091,00
LVPM_H005	SINFIN CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	USD	1.987,20
LVPM_H010	TAMIZ VIBRATORIO VISCERAS	USD	5.000,00
LVPM_H015	SIN FIN RECIRCULADO A MOLINO	USD	864,00

LVPM_H020	SOPLADOR HARINA DE VISCERAS	USD	3.804,00
LVPM_H025	TOLVA DE ACOPIO VISCERAS	USD	5.000,00
LVPM_H026	VALVULA ROTATIVA SALIDA TOLVA	USD	3.964,00
LVPM_H030	EMBOLSADORA DE BIG BAGS VISCERAS	USD	6.646,00
			USD 1.431.123,66

LINEA DE PLUMAS			
LP_T000	PRENSA DE PLUMAS	USD	40.000,00
LP_T005	SINFÍN SALIDA PRENSA DE PLUMAS	USD	3.715,20
LP_T010	SOPLADOR PLUMAS MATERIA PRIMA	USD	4.096,00
LP_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE PLUMAS CON DESASTACADOR	USD	83.637,00
LP_R005	SINFIN SALIDA TOLVA DE RECEPCIÓN	USD	5.184,00
LP_D000	SISTEMA DETECTOR DE METALES	USD	72.728,00
LP_D001	VALVULA DE ACIONAMIENTO PNEUMÁTICO P/ DESVIO DE MATERIAL	USD	3.637,00
LP_D002	MESA DE SELECCIÓN DE MATERIAL DESCARTADO	USD	1.818,00
LP_D005	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL HIDROLIZADOR	USD	4.752,00
LP_D010	HIDROLIZADOR	USD	223.637,00
LP_D015	CICLON SALIDA DEL HIDROLIZADOR	USD	10.000,00
LP_S000	VÁLVULA ROTATIVA SALIDA DEL CICLON	USD	3.960,00
LP_S001	BANCADA PARA SUSTENTACIÓN DEL CICLON	USD	3.544,00
LP_S005	SECADOR DE DISCOS	USD	712.727,40
LP_S006	VALVULERIA DO SECADOR DE DISCOS	USD	23.637,00
LP_H000	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL MOLINO	USD	2.851,20
LP_H005	MOLINO DE HARINA DE PLUMAS	USD	22.000,00
LP_H006	RAMPA INOX CON IMAN PERMANENTE MOLINO PLUMAS	USD	3.019,00
LP_H007	BOCA INOX SALIDA DE HARINA DEL MOLINO PLUMAS	USD	1.819,00
LP_H008	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO PLUMAS CON VENTILADOR	USD	9.091,00
LP_H010	SINFIN SALIDA MOLINO PLUMAS CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	USD	1.641,60
LP_H015	TAMIZ VIBRATORIO PLUMAS	USD	5.000,00
LP_H020	SINFÍN RECIRCULADO HARINA A MOLINO PLUMAS	USD	864,00
LP_H025	SOPLADOR HARINA DE PLUMAS	USD	3.804,00
LP_H030	TOLVA DE ACOPIO PLUMAS	USD	16.077,00
LP_H031	VALVULA ROTATIVA SALIDA TOLVA PLUMAS	USD	3.964,00
LP_H035	EMBOLSADORA DE BIG BAGS PLUMAS	USD	6.646,00
			USD 1.273.849,40

LÍNEA DE SANGRE			
LS_T000	BOMBA HELICOIDAL SANGRE MATERIA PRIMA	USD	3.650,00
LS_R000	TANQUE RECEPCION DE SANGRE CON AGITACIÓN	USD	36.180,00
LS_R005	BOMBA DE PALETAS ALIMENTADOR SECADOR	USD	1.490,00
LS_S000	SECADOR DE ANILLO CON LAVADOR DE GASES	USD	152.000,00
LS_H000	SOPLADOR HARINA DE SANGRE	USD	3.636,00
LS_H005	TOLVA DE ACOPIO SANGRE	USD	16.077,00
LS_H006	VÁLVULA ROTATIVA SALIDA SILO DE EXPEDICIÓN DN250mm INOX	USD	3.964,00
LS_H010	EMBOLSADORA DE BIG BAGS SANGRE	USD	6.646,00
			USD 223.643,00

RECUPERACIÓN DE CONDENSADO			
LC_S000	SISTEMA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS	USD	45.000,00
			USD 45.000,00

LÍNEA DE VAHOS			
LE_A000	AQUOCONDENSADOR DE VAHOS VÍA MIXTA	USD	18.386,31
LE_A005	BOMBA AGUA ALIMENTACIÓN AQUO VISCERAS	USD	3.167,00
LE_A025	BOMBA PARA CONDENSADOS	USD	1.342,00
LE_B000	LAVADOR DE GASES	USD	16.324,00
LE_B005	VENTILADOR ASPIRACIÓN LAVADOR DE GASES	USD	7.681,00
LE_B010	BIOFILTRO	USD	15.000,00
			USD 61.900,31

CONTROL DE PROCESOS			
SS_E000	CUADRO ELÉCTRICO SISTEMA DE CONTROL SCADA - (LICENCIA, AUTOMATIZACIÓN Y KIT 2 PC)	USD	13.819,00
SS_E005	CUADRO ELECTRICO DE POTENCIA Y CONTROL - LINEA DE VÍSCERAS	USD	63.637,00
SS_E010	CUADRO ELECTRICO DE POTENCIA Y CONTROL - LINEA DE PLUMAS	USD	54.546,00
SS_E015	CUADRO ELECTRICO DE POTENCIA Y CONTROL - LINEA DE SANGRE	USD	15.000,00
SS_I000	SERVICIOS TÉCNICOS INGENIERIA, PROGRAMACIÓN, DIR. TECNICA Y PUESTA EN MARCHA	USD	54.546,00

USD 201.548,00

Total	USD 3.237.064,37
--------------	-------------------------

6 Anexo 2 – EBITDA de los proyectos de inversión

6.1 Vía Seca

6.1.1 Combustible: Gas Natural

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
CAPEX												
Equipos, montaje y puesta en marcha	[USD]	2.676.887,8										
Ing. civil	[USD]	-505.750,0										
Caldera GN/GLP	[USD]	-200.000,0										
Instalación de vapor	[USD]	-60.000,0										
Subtotal	[USD]	3.442.637,8										
Imprevistos	[%]	3										
CAPEX Total	[USD]	3.549.111,1										
INGRESOS												
Venta harina de vísceras	[USD]	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0
Venta harina de plumas	[USD]	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0
Venta harina de sangre	[USD]	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0
Venta aceite de vísceras	[USD]	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0
Total ingresos	[USD]	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0
EGRESOS												
OPEX Energía eléctrica consumida	[USD]	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6
OPEX Gas Natural	[USD]	-631.238,5	-631.238,5	-631.238,5	-631.238,5	-631.238,5	-631.238,5	-631.238,5	-631.238,5	-631.238,5	-631.238,5	-631.238,5
OPEX Mantenimiento	[USD]	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8
OPEX Empleados	[USD]	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0

OPEX Big Bags	[USD]	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0
Total egresos	[USD]	1.111.807,9	1.111.807,9	1.111.807,9	1.111.807,9	1.111.807,9	1.111.807,9	1.111.807,9	1.111.807,9	1.111.807,9	1.111.807,9	1.111.807,9
EBITDA	[USD]	3.549.111,1	5.833.182,1	5.833.182,1	5.833.182,1	5.833.182,1	5.833.182,1	5.833.182,1	5.833.182,1	5.833.182,1	5.833.182,1	5.833.182,1

6.1.2 Combustible: GLP

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
CAPEX												
Equipos, montaje y puesta en marcha	[USD]	2.676.887,8										
Ing. civil	[USD]	-505.750,0										
Caldera GN/GLP Instalación de vapor	[USD]	-200.000,0										
	[USD]	-60.000,0										
		-										
Subtotal	[USD]	3.442.637,8										
Imprevistos	[%]	3										
		-										
CAPEX Total	[USD]	3.549.111,1										
INGRESOS												
Venta harina de vísceras	[USD]	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0
Venta harina de plumas	[USD]	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0
Venta harina de sangre	[USD]	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0
Venta aceite de vísceras	[USD]	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0
Total ingresos	[USD]	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0
EGRESOS												
OPEX Energía eléctrica consumida	[USD]	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6	-121.800,6
OPEX GLP	[USD]	1.535.920,7	1.535.920,7	1.535.920,7	1.535.920,7	1.535.920,7	1.535.920,7	1.535.920,7	1.535.920,7	1.535.920,7	1.535.920,7	1.535.920,7
OPEX Mantenimiento	[USD]	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8	-267.688,8
OPEX Empleados	[USD]	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0
OPEX Big Bags	[USD]	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0
		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total egresos	[USD]	2.016.490,1	2.016.490,1	2.016.490,1	2.016.490,1	2.016.490,1	2.016.490,1	2.016.490,1	2.016.490,1	2.016.490,1	2.016.490,1	2.016.490,1

EBITDA	[USD]	3.549.111,1	-	4.928.499,9	4.928.499,9	4.928.499,9	4.928.499,9	4.928.499,9	4.928.499,9	4.928.499,9	4.928.499,9	4.928.499,9	4.928.499,9	4.928.499,9
--------	-------	-------------	---	-------------	-------------	-------------	-------------	-------------	-------------	-------------	-------------	-------------	-------------	-------------

6.2 Vía húmeda

6.2.1 Combustible: Gas natural

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CAPEX											
Equipos, montaje y puesta en marcha	[USD]	3.582.699,5									
Ing. civil	[USD]	-505.750,0									
Caldera GN/GLP	[USD]	-200.000,0									
Instalación de vapor	[USD]	-60.000,0									
Subtotal	[USD]	4.348.449,5									
Imprevistos	[%]	3,0									
CAPEX Total	[USD]	4.482.937,7									
INGRESOS											
Venta harina de vísceras	[USD]	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0
Venta harina de plumas	[USD]	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0
Venta harina de sangre	[USD]	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0
Venta aceite de vísceras	[USD]	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0
Total ingresos	[USD]	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0
EGRESOS											
OPEX Energía eléctrica consumida	[USD]	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9
OPEX Gas Natural	[USD]	-499.103,0	-499.103,0	-499.103,0	-499.103,0	-499.103,0	-499.103,0	-499.103,0	-499.103,0	-499.103,0	-499.103,0
OPEX Mantenimiento	[USD]	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0
OPEX Empleados	[USD]	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0
OPEX Big Bags	[USD]	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0

Total egresos	[USD]	1.090.374,8	1.090.374,8	1.090.374,8	1.090.374,8	1.090.374,8	1.090.374,8	1.090.374,8	1.090.374,8	1.090.374,8	1.090.374,8	1.090.374,8
EBITDA	[USD]	4.482.937,7	5.847.335,2	5.847.335,2	5.847.335,2	5.847.335,2	5.847.335,2	5.847.335,2	5.847.335,2	5.847.335,2	5.847.335,2	5.847.335,2

6.2.2 Combustible: GLP

		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CAPEX												
Equipos, montaje y puesta en marcha	[USD]											
Ing. civil	[USD]											
Caldera GN/GLP Instalación de vapor	[USD]											
Subtotal	[USD]	4.348.449,5										
Imprevistos	[%]	3,0										
CAPEX Total	[USD]	4.482.937,7										
INGRESOS												
Venta harina de vísceras	[USD]	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0	3.238.200,0
Venta harina de plumas	[USD]	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0
Venta harina de sangre	[USD]	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0
Venta aceite de vísceras	[USD]	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0	1.765.680,0
Total ingresos	[USD]	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0	6.937.710,0
EGRESOS												
OPEX Energía eléctrica consumida	[USD]	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9	-141.921,9

OPEX GLP	[USD]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OPEX												
Mantenimiento	[USD]	1.214.410,3	1.214.410,3	1.214.410,3	1.214.410,3	1.214.410,3	1.214.410,3	1.214.410,3	1.214.410,3	1.214.410,3	1.214.410,3	1.214.410,3
OPEX Empleados	[USD]	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0	-358.270,0
OPEX Big Bags	[USD]	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0
Total egresos	[USD]	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0
		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
EBITDA	[USD]	1.805.682,2	1.805.682,2	1.805.682,2	1.805.682,2	1.805.682,2	1.805.682,2	1.805.682,2	1.805.682,2	1.805.682,2	1.805.682,2	1.805.682,2
		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	[USD]	4.482.937,7	5.132.027,8	5.132.027,8	5.132.027,8	5.132.027,8	5.132.027,8	5.132.027,8	5.132.027,8	5.132.027,8	5.132.027,8	5.132.027,8

6.3 Vía mixta

6.3.1 Combustible: Gas natural

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CAPEX											
Equipos, montaje y puesta en marcha	[USD]	3.237.064,4									
Ing. civil	[USD]	-505.750,0									
Caldera GN/GLP	[USD]	-200.000,0									
Instalación de vapor	[USD]	-60.000,0									
Subtotal	[USD]	4.002.814,4									
Imprevistos	[%]	3,0									
CAPEX Total	[USD]	4.126.612,8									
INGRESOS											
Venta harina de vísceras	[USD]	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0
Venta harina de plumas	[USD]	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0
Venta harina de sangre	[USD]	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0
Venta aceite de vísceras	[USD]	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0
Total ingresos	[USD]	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0
EGRESOS											
OPEX Energía eléctrica consumida	[USD]	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9
OPEX Gas Natural	[USD]	-488.199,3	-488.199,3	-488.199,3	-488.199,3	-488.199,3	-488.199,3	-488.199,3	-488.199,3	-488.199,3	-488.199,3
OPEX Mantenimiento	[USD]	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4
OPEX Empleados	[USD]	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0
OPEX Big Bags	[USD]	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0

Total egresos	[USD]	1.057.392,6	1.057.392,6	1.057.392,6	1.057.392,6	1.057.392,6	1.057.392,6	1.057.392,6	1.057.392,6	1.057.392,6	1.057.392,6	1.057.392,6
EBITDA	[USD]	4.126.612,8	5.887.597,4	5.887.597,4	5.887.597,4	5.887.597,4	5.887.597,4	5.887.597,4	5.887.597,4	5.887.597,4	5.887.597,4	5.887.597,4

4.3.2 Combustible GLP

		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CAPEX												
Equipos, montaje y puesta en marcha	[USD]	3.237.064,4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ing. civil	[USD]	-505.750,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Caldera GN/GLP Instalación de vapor	[USD]	-200.000,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	[USD]	-60.000,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Subtotal	[USD]	4.002.814,4										
Imprevistos	[%]	3,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CAPEX Total	[USD]	4.126.612,8										
INGRESOS												
Venta harina de vísceras	[USD]	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0	3.321.360,0
Venta harina de plumas	[USD]	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0	1.588.230,0
Venta harina de sangre	[USD]	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0	345.600,0
Venta aceite de vísceras	[USD]	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0	1.689.800,0
Total ingresos	[USD]	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0	6.944.990,0
EGRESOS												
OPEX Energía eléctrica consumida	[USD]	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9	-154.406,9

OPEX GLP	[USD]	1.187.879, ⁻ ₇	1.187.879, ⁻ ₇	1.187.879, ⁻ ₇	1.187.879, ⁻ ₇	1.187.879, ⁻ ₇	1.187.879, ⁻ ₇	1.187.879, ⁻ ₇	1.187.879, ⁻ ₇	1.187.879, ⁻ ₇	1.187.879, ⁻ ₇
OPEX Mantenimiento	[USD]	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4	-323.706,4
OPEX Empleados	[USD]	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0	-55.080,0
OPEX Big Bags	[USD]	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0	-36.000,0
Total egresos	[USD]	1.757.073,⁻₀	1.757.073,⁻₀	1.757.073,⁻₀	1.757.073,⁻₀	1.757.073,⁻₀	1.757.073,⁻₀	1.757.073,⁻₀	1.757.073,⁻₀	1.757.073,⁻₀	1.757.073,⁻₀
EBITDA	[USD]	4.126.612, ⁻ ₈	5.187.917, ₀	5.187.917, ₀	5.187.917, ₀	5.187.917, ₀	5.187.917, ₀	5.187.917, ₀	5.187.917, ₀	5.187.917, ₀	5.187.917, ₀

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL CONCEPCIÓN DEL URUGUAY



MEMORIAS DE CÁLCULO

PFC-2006A

BRUN, ALAN JESÚS
COBRE, FRANCO GIOVANNI
STRACK, FRANCO AGUSTÍN

Contenido

1	Marco teórico	184
1.1	Industria avícola global	184
1.2	Industria avícola Argentina	188
1.3	Entorno del procesamiento de subproductos o <i>renderizado</i> (Rendering)	192
1.4	Consumo de combustibles	194
1.5	Análisis Ambiental	195
1.6	Depósitos con agitación	198
2	Balance de masa	201
2.1	Datos de faena	201
2.2	Hipótesis	201
2.3	Línea de vísceras	205
2.4	Línea de plumas	237
2.5	Línea de sangre	242
2.6	Cálculos secadores	251
2.7	Cálculos evaporadores	255
3	Consumo energético	270
3.1	Cálculo consumo de vapor	270
3.2	Cálculo de consumo de combustible	280
3.3	Consumo eléctrico	285
4	Transportes y acopio	287
4.1	Cálculo de las capacidades de las tolvas	287
4.2	Cálculo de las potencialidades de transporte de las materias primas	289
4.3	Cálculo de las potencialidades de transporte neumático para las harinas	301
4.4	Dimensionamiento transportes helicoidales	307
4.5	Cálculo de las potencialidades de los transportes por bombas	312
5	Tratamiento de vahos	316
5.1	Calculo térmico aquocondensador – Vía seca	322
5.2	Cálculo térmico aquocondensador – Vía húmeda y mixta	328
5.3	Selección del lavador de gases y el biofiltro	330
6	Evaluación económico/financiera de los proyectos	331

6.2	Hipótesis estudio económico	332
6.3	Cálculo de la tasa de descuento para evaluar proyectos de inversión	335
6.4	Cálculo de costos	338
6.5	Cálculo de indicadores económico/financieros	344
6.6	Costos – Valores unitarios	348
6.7	Punto de equilibrio	351
7	<i>Análisis Ambiental</i>	353
7.1	Variables de estudio	353
8	<i>Comparación de procesos</i>	362
8.1	Digestibilidad y palatabilidad	362
8.2	Calidad del aceite	362
8.3	Ambiental (Calidad aguas vertido, huella de carbono)	362
8.4	Simplicidad técnica y operativa	362
8.5	Ahorro energético	362
8.6	Rentabilidad Económica	363
9	<i>Anexo 1 – Demanda de potencia</i>	364
9.1	Vía seca	364
9.2	Vía húmeda	365
9.3	Vía mixta	367

1 Marco teórico

1.1 Industria avícola global

1.1.1 Mercado mundial

Al observar la figura 1, de producción de carne de pollo a nivel mundial, se puede apreciar un profundo crecimiento en la década del 90. Este incremento se debe principalmente a la evolución de la genética, de la nutrición, de la sanidad y el nivel técnico de faena.

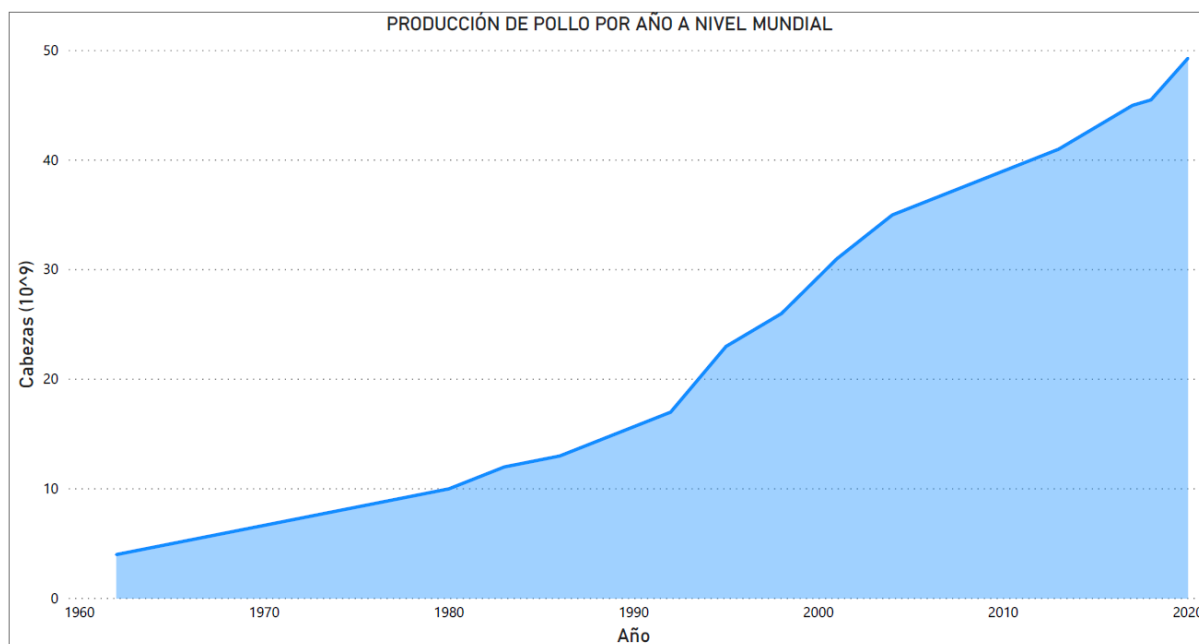


Fig. 19. Evolución de la producción aviar mundial. Fuente: Elaboración propia con datos de la Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura (FAO).

Durante este crecimiento hubo una gran reducción en el tiempo de cría del pollo y la disminución en el peso del alimento necesario por kilogramo vivo para la cría. En la década de 1950 el pollo tardaba 5 meses en llegar a la edad de faena con 2 kilogramos en promedio. Siendo necesarios 5 kilogramos de alimento por cada 1 kilogramo de pollo vivo. Hoy en día se necesitan únicamente 2,1 kilogramos de alimento por cada 1 kilogramo de peso vivo. La edad de cría es de 6 semanas (42 días) y llegan a pesar 3 kilogramos.

En los cuadros siguientes pueden observarse las producciones, consumos, importaciones y exportaciones de carne de pollo por países en miles de toneladas para los períodos 2018-2019.

PARTICIPACIÓN POR PAÍS				
	País	2018 [x10 ³ tn]	2019 [x10 ³ tn]	Participación
1	Estados Unidos	19.361	19.546	19,9%
2	Brasil	13.355	13.635	13,9%
3	China	11.700	12.650	12,9%
4	Unión Europea	12.200	12.475	12,7%
5	India	4.855	5.100	5,2%
6	Rusia	4.872	4.900	5,0%
7	México	3.485	3.600	3,7%
8	Tailandia	3.170	3.280	3,3%
9	Turquía	2.225	2.335	2,4%
10	Argentina	2.110	2.120	2,2%
11	Otros	18.167	18.741	19,0%
	Total Mundial	95.500	98.382	100,00%

Tabla 2. Producción de carne de pollo por países (miles de toneladas). Fuente: Elaboración propia con datos de Bolsa de Comercio de Rosario

CONSUMO POR PAÍS				
	País	2018 [x10 ³ tn]	2019 [x10 ³ tn]	Participación
1	Estados Unidos	16.185	16.322	16,9%
2	Brasil	11.595	12.800	13,3%
3	China	11.474	11.735	12,2%
4	Unión Europea	9.671	9.863	10,2%
5	India	4.852	5.097	5,3%
6	Rusia	4.947	4.965	5,1%
7	México	4.301	4.434	4,6%
8	Tailandia	2.761	2.807	2,9%
9	Turquía	2.345	2.352	2,4%
10	Argentina	1.997	2.001	2,1%
11	Otros	23.501	24.088	25,0%
	Total Mundial	93.629	96.464	100,00%

Tabla 3. Consumo de carne de pollo por países (miles de toneladas). Fuente: Elaboración propia con datos de Bolsa de Comercio de Rosario

IMPORTACIÓN POR PAÍSES				
	País	2018 [x10 ³ tn]	2019 [x10 ³ tn]	Participación
1	Japón	1.074	1.100	11,3%
2	México	820	840	8,7%
3	Unión Europea	703	720	7,4%
4	Irak	639	640	6,6%
5	Arabia Saudita	650	600	6,2%

6	China	342	575	5,9%
7	Sudáfrica	521	545	5,6%
8	Emiratos Árabes	395	400	4,1%
9	Filipinas	320	355	3,7%
10	Angola	317	300	3,1%
11	Otros	3.574	3.623	37,4%
	Total Mundial	9.355	9.698	100,00%

Tabla 4. Importación de carne de pollo por países (miles de toneladas). Fuente: Elaboración propia con datos de Bolsa de Comercio de Rosario

EXPORTACIÓN POR PAÍSES				
	País	2018 [x10 ³ tn]	2019 [x10 ³ tn]	Participación
1	Brasil	3.687	3.775	32,6%
2	Estados Unidos	3.244	3.272	28,2%
3	Unión Europea	1.429	1.460	12,6%
4	Tailandia	835	935	8,1%
5	Turquía	418	485	4,2%
6	China	447	425	3,7%
7	Ucrania	317	350	3,0%
8	Bielorrusia	166	155	1,3%
9	Rusia	128	135	1,2%
10	Argentina	124	130	1,1%
11	Otros	443	472	4,1%
	Total Mundial	11.238	11.594	100,00%

Tabla 5. Exportación de carne de pollo por países (miles de toneladas). Fuente: Elaboración propia con datos de Bolsa de Comercio de Rosario

El mayor productor a nivel mundial es Estados Unidos, país que acapara casi un 20% del producto global. En segundo lugar, se encuentra Brasil, con un 14% del mercado. En tanto, el tercer lugar en el podio corresponde a China, que con un gran salto del 8% interanual pasó a la Unión Europea.

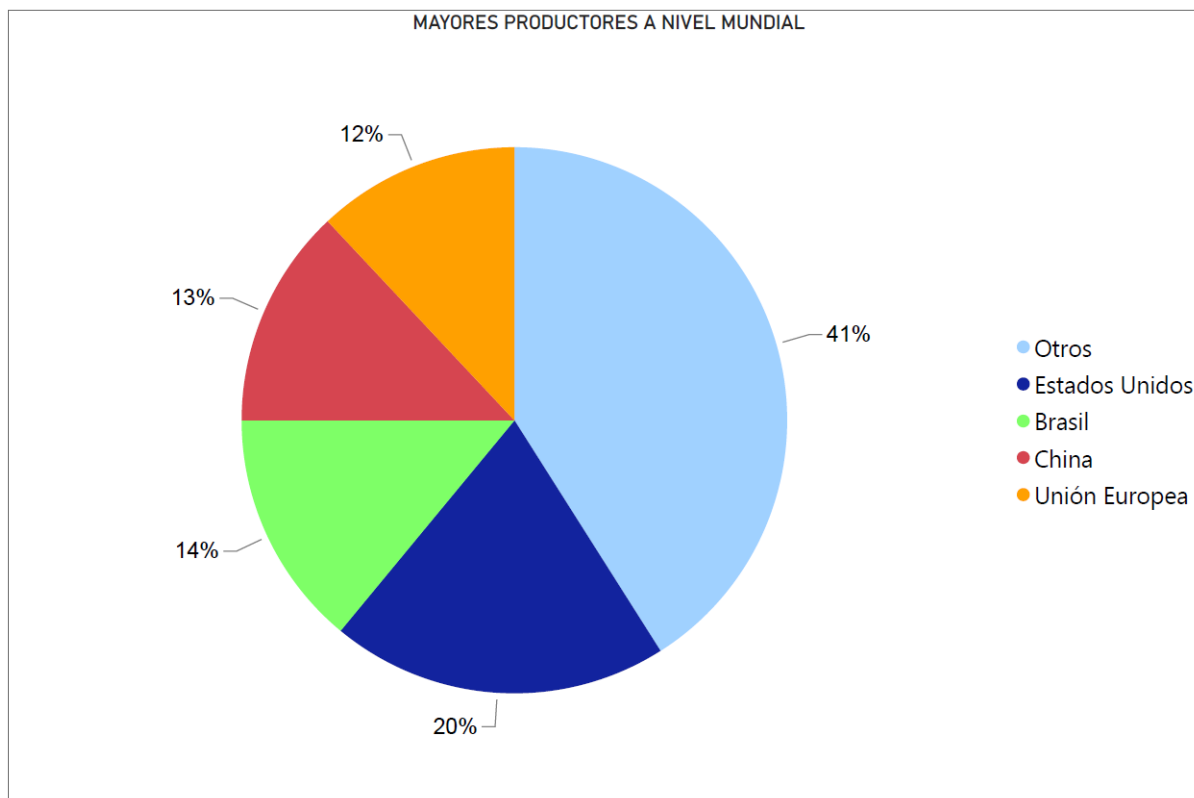


Fig. 20. Mayores productores de carne de pollo a nivel mundial. Fuente: Elaboración propia con datos de la Bolsa de Comercio de Rosario.

Argentina ocupa el décimo puesto en lo que respecta a producción de carne de pollo.

1.1.2 Pronóstico

Debido al aumento de la población mundial y al poder adquisitivo de las personas, se espera que el mercado avícola experimente un crecimiento significativo en el próximo período. Según el Banco Mundial, la población mundial era de 7.600 millones en diciembre de 2017 y se espera que alcance los 11.800 millones en 2021. (Coherent Market Insights, 2020).

Además, se espera que el aumento de la producción y el consumo de carne de aves de corral en comparación con otros productos cárnicos impulse el crecimiento del mercado avícola mundial. Según las estadísticas del Consejo Nacional del Pollo publicadas en septiembre de 2019, el consumo per cápita de carne roja total fue de 41,9 kilogramos, mientras que el consumo per cápita de carne de ave fue de 49,9 kilogramos en 2018 en todo el mundo. (Coherent Market Insights, 2020).

El mercado avícola mundial se valoró en US\$ 267.332,3 millones en el año 2018, y se espera que exhiba una TCAC del 3,0%, en términos de ingresos, durante el período de pronóstico (2019-2027), para llegar a US\$ 347.265,8 millones en 2027. (Coherent Market Insights, 2020).

Entre las regiones, Asia Pacífico representó la mayor participación en los ingresos del 27,3% en el mercado avícola mundial en 2018, y se espera que sea testigo de un crecimiento significativo durante el período siguiente, debido al aumento del consumo de aves de corral

en países como China, India, Malasia y Australia. Por ejemplo, según la Organización para la Agricultura y la Alimentación (FAO), el consumo per cápita de productos avícolas se situó en 48,7 kilogramos y 44,1 kilogramos en Malasia y Australia, respectivamente, en 2018. Se espera que estos factores impulsen la demanda de aves de corral en Asia Pacífico durante el período 2019-2027. (Coherent Market Insights, 2020).

1.2 Industria avícola Argentina

1.2.1 La producción industrial

La integración vertical es la forma en que comúnmente se organiza la producción de carne aviar industrial en el país. Se trata de una cadena que va desde la cría de los reproductores hasta la comercialización del producto final (carne), y elaborados cárnicos o subproductos como harina de vísceras, harina de plumas y grasa. En el país, hay varias empresas y cada una de ellas tiene su propio esquema y organización interna.

1.2.2 Demanda

En los últimos años la producción de carne aviar ha tenido un notable crecimiento, aventajando a la carne de cerdo. En el 2012, la faena superó los 734 millones de animales (7,6% más que en 2011), marcando once años de crecimiento continuo. Lo mismo sucedió con el consumo. Durante la última década la demanda interna de carne aviar creció un 126%, pasando de 17,6 kilogramos/habitante/año en 2002 a 40 kilogramos/habitante/año en 2012. Actualmente, este valor llega a los 47 kilogramos. (Min. Agr. De la Nación).

Los establecimientos avícolas de nuestro país están ubicados principalmente en la región Centro-Este, mayoritariamente en zonas templadas, concentrándose en las provincias de Entre Ríos y Buenos Aires.

1.2.3 Participación en la región

La Argentina es el segundo productor en toneladas de la región. Son unas 14 empresas las que explotan la industria y se distribuyen, mayoritariamente, en la zona centro y litoral del país.

En Latinoamérica, quien lidera el ranking claramente es Brasil, quien a su vez compite globalmente en los primeros puestos, como se pudo observar anteriormente. Luego, en segundo lugar, se encuentra Colombia en cantidad de aves faenadas, pero la Argentina la supera en kilogramos procesados finales. El pollo en Colombia tiene un peso promedio de 1,76 kilogramos (luego de procesado) y el total faenado en 2008 fue de 1,01 millones de toneladas. En la Argentina, el pollo tiene un peso promedio de 2,6 kilogramos y el total en peso para el mismo año fue de 1,43 millones de toneladas procesadas.

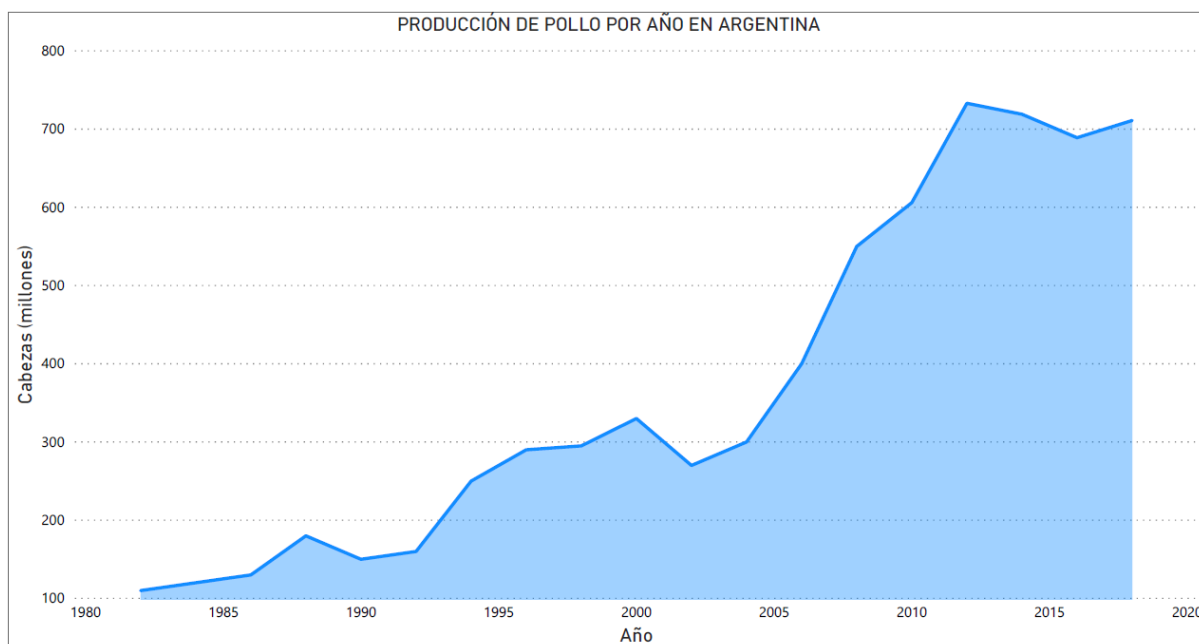


Fig. 21. Evolución de la producción de carne de pollo en Argentina. Fuente: Elaboración propia con datos de FAO y SENASA.

Durante el período de enero - abril del 2017, el 30% de envíos al exterior correspondieron a ave entera, el 33% a otros productos comestibles, el 5% a pata/muslo, el 6% a pechuga, el 0,8% a gallina procesada, el 14% a garras, el 11% a harina de plumas, y un 2% a otros no comestibles entre los que se encuentran harina de vísceras, crestas, y demás.

Mes	Aves enteras	Gallina procesada	Garras	Pechuga	Pata Muslo	Otros Comest.	Harina plumas	Otros no comest.	Total 2017
ENE	5.265	168	2.875	632	451	6.296	1.771	177	17.635
FEB	4.693	98	2.134	758	732	5.027	2.262	205	15.909
MAR	4.488	66	1.872	1.733	1.401	5.442	1.471	234	16.707
ABR	5.664	49	2.111	600	915	5.018	1.707	211	16.275
ENE-ABR	20.110	381	8.992	3.723	3.499	21.783	7.211	827	66.526
Partic.	30,23%	0,57%	13,52%	5,60%	5,26%	32,74%	10,84%	1,24%	100,00%

Tabla 6. Porcentajes de producción de productos y subproductos avícolas. Fuente: Área Avícola-Minagro con datos de SENASA

1.2.4 Empresas

Sólo 6 empresas controlan cerca del 57% de la faena nacional, mientras que 25 empresas poseen el restante 43%. Hay 8 plantas en el país con una capacidad de faena superior a los 90 mil pollos diarios.

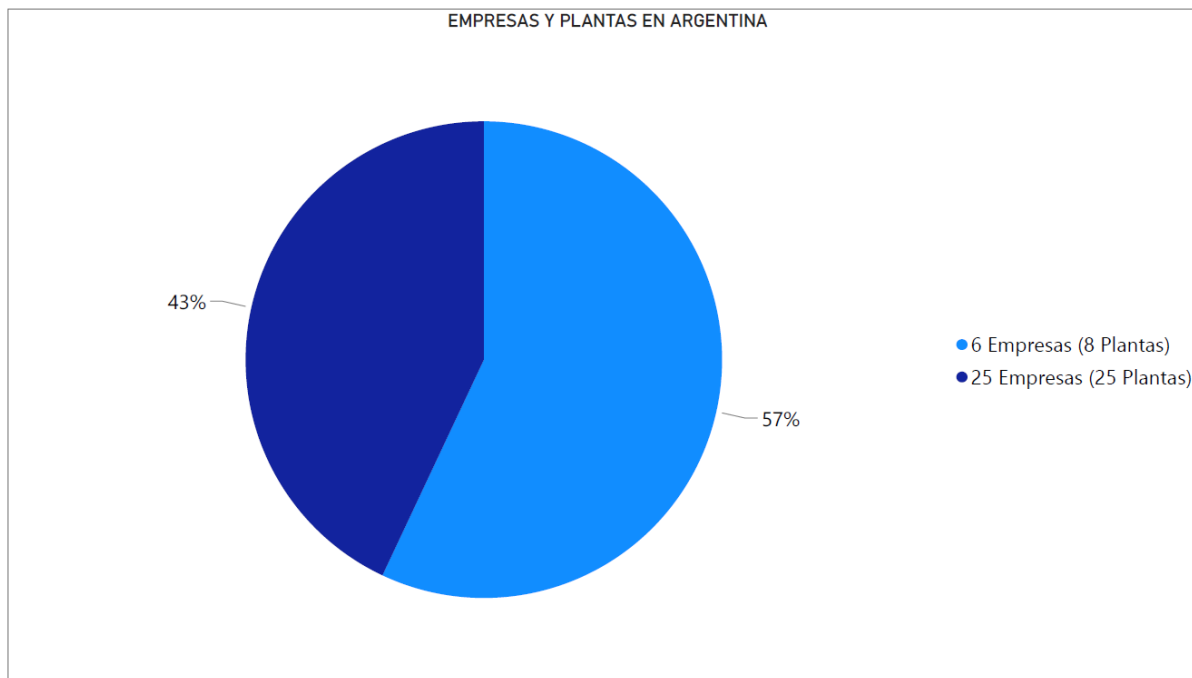


Fig. 22. Porcentaje de mercado por empresas. Fuente: Elaboración propia con datos de la Cámara Argentina de Productores Avícolas (CAPIA).

Hay únicamente dos grandes empresas con faena diaria superior a los 350.000 pollos diarios. Estas dos empresas son Granja Tres Arroyos y Rasic Hnos. Las empresas restantes son medianas con faenas de aproximadamente 50 mil aves diarias en promedio.

Años	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Enero	44.374	52.858	61.471	63.265	60.701	63.944	55.121	59.748	58.253
Febrero	46.641	50.784	53.580	54.703	54.061	57.468	51.076	53.221	50.502
Marzo	52.656	56.184	65.812	61.557	56.219	61.460	57.474	64.230	59.944
Abril	49.902	55.029	55.335	60.733	60.279	62.888	57.071	56.063	58.408
Mayo	47.207	57.888	63.748	64.995	60.733	58.361	58.217	59.047	62.130
Junio	51.940	57.167	60.005	55.491	58.270	63.695	57.632	63.491	57.447
Julio	52.049	54.834	60.991	66.082	63.647	64.226	57.556	61.603	61.499
Agosto	51.330	58.887	65.247	60.499	59.192	57.080	62.988	61.764	63.511
Septiembre	53.573	58.373	58.480	55.649	64.431	61.745	58.772	50.926	55.325
Octubre	49.696	52.461	67.070	62.966	65.509	59.874	55.594	59.397	63.380
Noviembre	51.363	60.933	62.189	52.895	52.139	55.766	55.861	53.196	61.699
Diciembre	56.261	62.280	59.813	60.220	64.355	59.049	62.247	55.485	59.357
Total Acumulado	606.992	677.678	733.741	719.055	719.536	725.556	689.609	698.171	711.455

Tabla 7. Producción mensual por año de Argentina. Fuente: SENASA

1.2.5 Distribución por provincia

La producción nacional se centra, mayoritariamente, en la zona litoral y centro del país. La gran producción se da en las provincias de Entre Ríos y Buenos Aires, con un 53% y un 34% de la faena total respectivamente.

	Provincia	Año 2018	Participación
1	Entre Ríos	374.774.640	52,7%
2	Buenos Aires	243.250.745	34,2%
3	Santa Fe	33.818.294	4,8%
4	Río Negro	20.613.688	2,9%
5	Córdoba	24.245.180	3,4%
6	Mendoza	4.949.846	0,7%
7	Salta	7.343.231	1,0%
8	Jujuy	1.994.703	0,3%
11	La Rioja	469.212	0,1%
Total Nacional		711.459.539	100,00%

Tabla 8. Faena Nacional habilitada por SENASA (cabezas), para el período Enero-diciembre del 2018. Fuente: Elaboración propia con datos de Área Avícola-Minagro

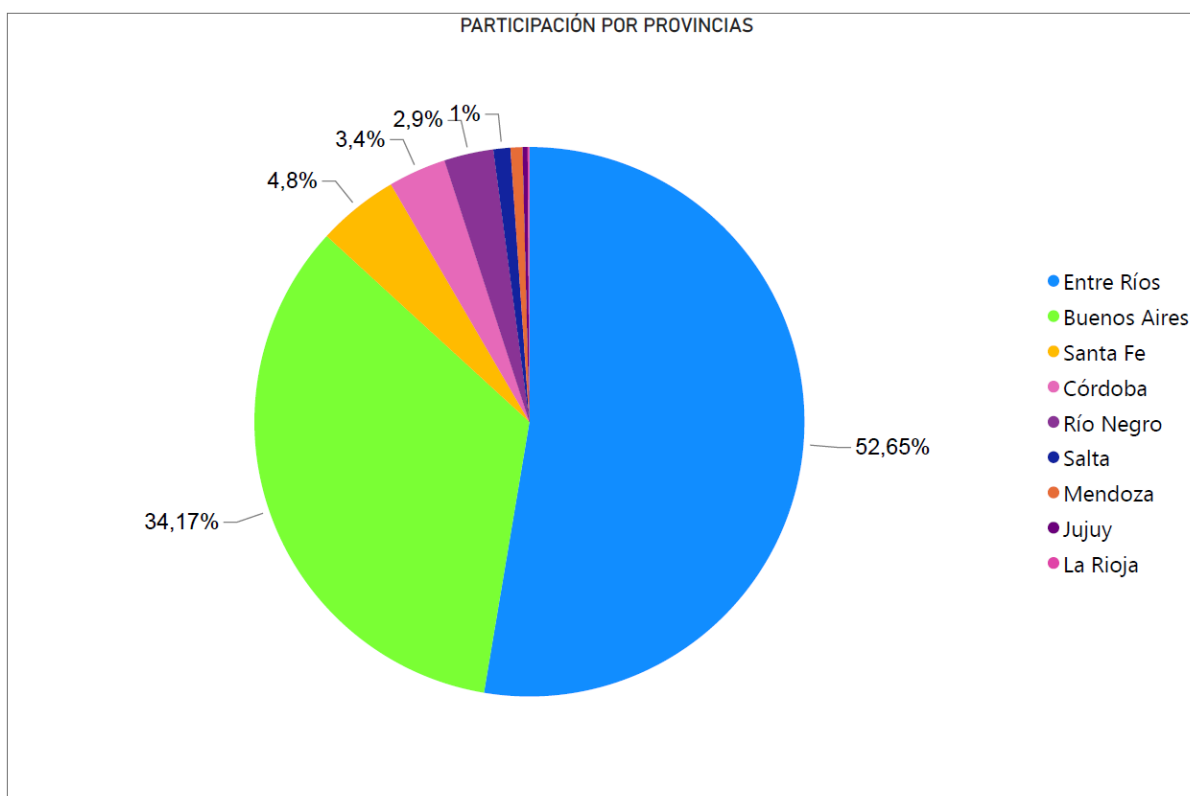


Fig. 23. Participación en porcentaje por provincias. Fuente: Elaboración propia con datos de SENASA.

1.3 Entorno del procesamiento de subproductos o *renderizado* (Rendering)

1.3.1 Concepto del Rendering

El renderizado (o también llamado rendering) es un método que permite reciclar los nutrientes de los restos orgánicos provenientes de la faena principal, por lo general, en ingredientes para otros productos agroindustriales, principalmente, alimento balanceado para animales. Las plantas de renderizado obtienen subproductos tales como harinas: de vísceras, de hueso y de sangre; como también aceites, grasas comestibles y glicerina, entre otros.

La industria del rendering procesa la mayoría de los subproductos de la cadena de producción de carne, que no son aptos para el consumo humano.

Básicamente, el proceso consiste en la trituración y molienda de los subproductos animales, seguidas de tratamientos térmicos con el fin de minimizar el contenido de humedad y eliminar microorganismos. La separación de la grasa fundida (sebo) de los sólidos (proteínas) se consigue mediante centrifugación (rotación) y prensado. La fracción sólida es molida y transformada en polvo.

La tecnología disponible para realizar estas transformaciones en harinas o aceites es técnicamente sencilla. Para el caso de las plumas, consiste principalmente en procesos de hidrólisis física, química o enzimática que tienen como objetivo aumentar la digestibilidad de las proteínas, mientras que, para las vísceras o sangre, los equipos buscan eliminar parte de la humedad, aumentar sus temperaturas y facilitar los procesos posteriores.

En la actualidad el principal inconveniente es la falta de uniformidad de los productos finales, ya que no existen parámetros claros de calidad que aseguren lotes con características nutricionales, químicas y microbiológicas similares. Frente a la pretensión de procesar los subproductos de manera rápida y obtener así materias primas más económicas, no se realizan diseños adecuados del proceso productivo. Por esta razón muchos emprendimientos deciden producir harinas triples (plumas, vísceras y sangre) sin realizar la separación, de la cual se podría obtener mayor rédito económico y mejor calidad. Por otro lado, como este tipo de plantas es una parte secundaria del proceso principal, que es la faena, se cree que no se requiere inversión en tecnología, por lo cual se observa la carencia de equipos de control automático de tiempo y temperatura, de sistemas de pesaje de la materia prima que ingresa al proceso, de sistemas de monitoreo central, entre otros, que mejorarían significativamente la eficiencia del proceso.

1.3.2 Reseña histórica del Rendering

El desarrollo del Rendering fue el responsable de la utilización provechosa de los subproductos generados por la industria de la carne, quien a su vez permitió el desarrollo de una industria de la carne a nivel masivo haciendo la comida más económica para el consumidor.

La industria del Rendering como proceso organizado y cohesionado tiene aproximadamente unos 150 años, pero claramente puede remontarse a la época en que el hombre fue capaz

de cocinar carnes de animales y extraer las grasas fundidas para producir aceites u otros tipos de grasas.

El Rendering se ha llevado a cabo durante siglos, principalmente para la fabricación de jabones y velas. El primer proceso de Rendering se realizó en una tetera sobre una hoguera, actividad que se sigue realizando en granjas para fabricar manteca (grasa de cerdo) para propósitos alimenticios.

Con el desarrollo de las calderas de vapor, fue posible encamisar la tetera para hacer un producto de mayor calidad y a la vez reducir el riesgo de incendio. Un desarrollo mayor ocurrió en el siglo XIX con el uso de “digestores” de vapor, los cuales consistían en un tanque utilizado como olla a presión en el cual el vapor era inyectado en el producto que estaba siendo procesado. Este proceso era un proceso de Rendering por vía húmeda que se llamó “tanking”, y fue utilizado para productos comestibles y no comestibles indistintamente, aunque las mejores calidades de productos comestibles se hacían con el sistema de tetera abierta. Parte de los sólidos provenientes del proceso se utilizaban para hacer fertilizantes.

Los avances tecnológicos vinieron rápidamente según fue avanzando el siglo XX. Algunos de ellos fueron en el uso de los subproductos procesados y otros en los métodos de procesamiento en sí. En la década de 1920, se inventó un sistema discontinuo por vía húmeda de procesamiento de subproducto en el cual el material era cocinado en cilindros horizontales encamisados con vapor que eran similares a los secadores para fertilizantes de hoy en día. Las ventajas ofrecidas por el proceso por vía seca eran: reducir la energía utilizada, una mejor producción de proteínas, un procesamiento más rápido y una menor emisión de olores nocivos.

Gradualmente con el paso de los años, el proceso de “tanking” por vía húmeda fue reemplazado por el proceso de vía seca, así que, hacia el final de la Segunda Guerra Mundial, la mayoría de las instalaciones de Rendering utilizaban el proceso por vía seca.

En la década de los 60, los procesos continuos por vía seca fueron introducidos por la empresa The Dupps Company, uno utilizando una variación del sistema convencional de digestores por vía seca y otro haciendo uso de un refinamiento y evaporación para secar el producto y la grasa.

En la década de los 80, los altos costes energéticos de procesamiento popularizaron los diversos procesos continuos por vía húmeda. Estos procesos eran más eficientes energéticamente y permitían la reutilización de los vapores de proceso para precalentar o bien secar los materiales durante el proceso.

1.3.3 Reseña del Rendering avícola en Argentina

En Argentina y en Brasil las primeras plantas de Rendering de carne aviar aparecieron junto con la integración vertical de los productores avícolas. Principalmente las creaciones de estas plantas se produjeron por necesidad de disminuir la materia orgánica que hasta ese momento se destinaba a disposición final. Esto les traía tanto a los frigoríficos de carne vacuna como a los frigoríficos de aves un problema ambiental y además un costo por la disposición final.

Con el correr de los años se le encontró un uso en la alimentación de los propios pollos. La harina de vísceras de pollos es una harina de alta calidad a nivel proteína con cadenas de aminoácidos esenciales. Las primeras plantas de Rendering producían con un porcentaje cercano al 55-60% de proteína y con alto contenido de grasa (18-25%).

Hoy este proceso lo posee el 64% de las empresas avícolas del país, aproximadamente unas 22 plantas, y las empresas que no lo poseen lo envían a una planta de subproductos con capacidad ociosa. En Argentina hay dos empresas que se dedican al Rendering de la faena aviar y no son empresas avícolas. Las mismas son Willmor y Manfico S.A., aunque ésta última cerró sus puertas en el año 2018.

1.3.4 Ventajas y desventajas del Rendering

1.3.4.1 Ventajas

- Ingresos adicionales para la empresa como resultado de la comercialización de las harinas obtenidas.
- Prevenir la contaminación producida por los desechos orgánicos (plumas, vísceras, sangre) a corrientes de agua o su concentración en rellenos sanitarios, cuando no se les realiza ningún tipo de procesamiento.

1.3.4.2 Desventajas

- Emisión de gases y vapores de olor desagradable durante el procesamiento de los subproductos.
- Los compuestos orgánicos volátiles son los principales contaminantes presentes en estas emisiones y los causantes de los malos olores.

1.4 Consumo de combustibles

La energía térmica necesaria para realizar la cocción, secado, hidrolizado o acondicionamiento del aceite en los distintos puntos del proceso se suministra a través de vapor por contacto indirecto (excepto en el secado de sangre que es por contacto directo). Este vapor, a su vez, se genera en una caldera a partir del calor liberado en la combustión de un combustible. Los combustibles que se evaluarán serán *gas natural* y *gas licuado de petróleo* por ser los más comunes en este tipo de planta.

El gasto en este tipo de energía representa más del 50% de los costos totales de la planta de rendering.

El condensado que se obtiene de los distintos procesos se puede aprovechar para alimentar la caldera reduciendo el consumo de combustible. La utilización de estos sistemas permite ahorrar 10 – 12% de combustible. Cada 6°C de aumento en la temperatura del agua de alimentación que se consiguen utilizando energía residual equivale a un ahorro de combustible de aproximadamente un 1%.

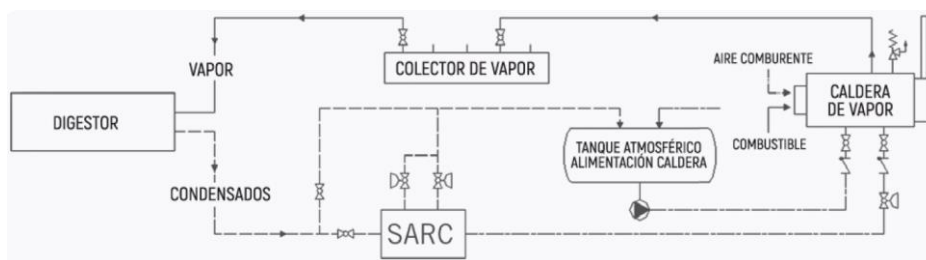


Fig. 24. Diagrama de flujo sistema de recuperación de condensado (SARC). Fuente: Catálogo de productos, Haarslev.

1.5 Análisis Ambiental

1.5.1 Huella de carbono

La huella de carbono es la medida del impacto de todos los gases de efecto invernadero producidos por actividades (individuales, colectivas, eventuales y de los productos) en el medio ambiente. Se refiere a la cantidad en toneladas o kilos de dióxido de carbono equivalente de gases de efecto invernadero, producida en el día a día, generados a partir de la quema de combustibles fósiles para la producción de energía, calefacción y transporte entre otros procesos.

Su cálculo sigue los principios del Protocolo de emisiones de gases de efecto invernadero o la norma ISO 14.064 incorporados en las metodologías disponibles.

Los límites de la huella en las empresas, abarcan todas las operaciones y subsidiarias propias operadas por una organización y deben representar de forma fidedigna las emisiones de gases de efecto invernadero, incluyendo las derivadas de sus procesos esenciales. De acuerdo al Protocolo de gases de efecto invernadero, para definir los límites operacionales es necesario identificar las fuentes de emisiones a ser incluidas en la medida. El protocolo establece tres ámbitos de emisiones:

- **Ámbito 1:** emisiones directas, desde fuentes propias o controladas por la empresa, como, por ejemplo, las derivadas de la quema de combustibles o debidas a procesos químicos.
- **Ámbito 2:** emisiones indirectas derivadas de la generación, por parte de terceros, de energía, calor o vapor (en este caso, es indirecta, aunque sea consecuencia de las actividades de la empresa, pero fueron generadas o son controladas por terceros).
- **Ámbito 3:** otras emisiones indirectas que son consecuencia de las actividades de la organización que ocurren fuera de esta y no son controladas o generadas por ésta, como lo son los viajes, la gestión y disposición de residuos, la producción de insumos, etc.

1.5.1.1 Base metodológica de cálculo

En una primera aproximación puede decirse que el cálculo de la huella de carbono consiste en aplicar la siguiente fórmula:

$$\text{Huella de carbono} = \text{Dato Actividad} \times \text{Factor Emisión}$$

Donde:

Dato de actividad: es el parámetro que define el grado o nivel de la actividad generadora de las emisiones de gases de efecto invernadero. Por ejemplo, la cantidad de gas natural utilizado en la calefacción (kWh de gas natural).

Factor de emisión: supone la cantidad de gases efecto invernaderos emitidos por cada unidad del parámetro "dato de actividad". Estos factores varían en función de la actividad que se trate. Por ejemplo, en relación a la actividad descrita anteriormente (consumo de gas natural para la calefacción), el factor de emisión para 2017 sería 0,202 kg CO₂ eq/kWh de gas natural.

Como resultado de esta fórmula obtendremos una cantidad (g, kg, t, etc.) determinada de dióxido de carbono equivalente (CO₂ eq).

Los gases de efecto invernadero (GEI), son: el dióxido de carbono (CO₂), el metano (CH₄), el óxido de nitrógeno (N₂O), los hidrofluorocarbonos (HFCs), los perfluorocarbonos (PFCs), el hexafluoruro (NF₃). Sin embargo, el CO₂ es el GEI que influye en mayor medida al calentamiento global, y es por ello que las emisiones de GEI se miden en función de este gas. La t CO₂eq es la unidad universal de medida que indica el potencial de calentamiento atmosférico o potencial de calentamiento global (PCG) de cada uno de estos GEI, expresado en términos del PCG de una unidad de CO₂.

1.5.2 Huella hídrica

La huella hídrica (o del agua), da cuenta de la proporción del uso del agua en relación al consumo de las personas. El concepto considera el consumo total de agua, las características del clima y la eficiencia al utilizar este recurso. Es adoptada como un indicador de consumo cuya información complementa la tradicionalmente generada por los indicadores de uso de los sectores productivos.

La huella hídrica de un país es el volumen total de agua utilizado globalmente para producir los bienes y servicios consumidos por sus habitantes. Incluye el agua sustraída de los ríos, lagos y acuíferos (aguas superficiales y subterráneas) para la agricultura, la industria y el uso doméstico, así como el agua de lluvia utilizada para los cultivos.

La huella hídrica es análoga a la huella ecológica. Mientras que esta última calcula el área total de espacio productivo requerido para producir los productos y servicios consumidos por una determinada población, la huella hídrica calcula el volumen de agua necesario para producir los mismos bienes y servicios.

1.5.2.1 Base metodológica de cálculo

Para medir la huella hídrica de un proceso, se utilizan tres componentes principales:

- Agua azul: volumen de agua superficial y subterránea consumida como resultado de la producción de un bien o servicio.
- Agua verde: consumo de agua de lluvia almacenada en el suelo como humedad o que permanece temporalmente en la parte superior del suelo o vegetación. Finalmente, esta parte de la precipitación se evapora o transpira a través de las plantas.

- Agua gris. Refiere a la contaminación y es definida como el volumen de agua dulce necesario para asimilar la carga de contaminantes basado en normas ambientales de calidad del agua.

$$\text{Huella hídrica} = \text{consumo de agua} + \text{agua contaminada}$$

1.5.3 Otras variables

Como se detalló anteriormente, el procesamiento general de las distintas materias primas en las plantas presentes es continuo, por lo que, las vísceras, las plumas y la sangre pasan de la planta de faena a la planta de subproductos sin demoras, ni tiempos de permanencia con potencialidades de desarrollo microbiano.

En sí, los procesos en estudio son casos ideales, ya que no hay contacto de forma directa entre la materia en transformación y el medio circundante. Por tal motivo, las variables con una incidencia significativa son las detalladas a continuación.

1.5.3.1 Efluentes sólidos

No se tienen en cuenta, ya que la planta de subproductos no genera residuos sólidos.

1.5.3.2 Efluentes líquidos

Los efluentes líquidos de la planta de subproductos, provienen principalmente de las purgas en los tanques de almacenamiento de aceite, los escurrimientos de agua de la prensa de plumas, los condensados de la línea de vahos y por la limpieza de equipos.

La solución rápida y sencilla es derivar estos efluentes a la laguna de tratamientos propia de la planta avícola, ya que, tanto su caudal como carga microbiana o demanda biológica de oxígeno, son insignificantes en comparación al resto de efluentes de la planta general.

1.5.3.3 Efluentes gaseosos

Los efluentes gaseosos producidos por la planta, se detallan en la sección de Vahos 5, específicamente en la parte de incondensables. Como se explicó anteriormente, los efluentes gaseosos de la planta se conforman principalmente por vapor y gases incondensables. Estos últimos, son tratados a través de biofiltros, los cuales tienen la tarea de eliminar composición orgánica y largar al ambiente un aire libre de olores.

1.5.3.4 Control de plagas

Este tipo de plantas es una potencial fuente de alimentación para insectos o roedores, por lo que se recomienda el control total de plagas, con limpieza, fumigación y/o método que se crea más conveniente.

1.6 Depósitos con agitación

1.6.1 Tanques agitados

Los líquidos se agitan con más frecuencia en algún tipo de tanque o recipiente, por lo general de forma cilíndrica y provisto de un eje vertical. La parte superior del tanque puede estar abierta al aire, pero generalmente está cerrada. Las proporciones del tanque varían dependiendo de la naturaleza del problema de agitación. Sin embargo, en muchas situaciones se utiliza un diseño estandarizado como el que se muestra en la figura 19. El fondo del tanque es redondeado, no plano, para eliminar las esquinas o regiones en las que no penetrarían las corrientes de fluido. La profundidad (o altura) del líquido es aproximadamente igual al diámetro del tanque. Un agitador va instalado sobre un eje suspendido, es decir, un eje sostenido en la parte superior. El eje es accionado por un motor, a veces directamente conectado al eje, pero es más común que se encuentre acoplado a una caja reductora de velocidad. Por lo general también lleva incorporados accesorios tales como líneas de entrada y salida, serpentines, encamisados y pozo para termómetros u otros equipos de medición de la temperatura.

El agitador provoca que el líquido circule a través del tanque y eventualmente regrese él mismo. Los deflectores (baffles) con frecuencia se incluyen para reducir el movimiento tangencial, evitar vórtices y mejorar la agitación.

1.6.2 Impulsores (Agitadores)

Los agitadores de impulsor o rodete se dividen en dos clases. Los que generan corrientes paralelas al eje del impulsor, que se denominan de flujo axial y los que generan corrientes en dirección radial o tangencial, denominados de flujo radial.

En el presente cálculo se hace uso de los impulsores tipo paleta, los cuales son del tipo radial y son utilizados en los agitadores industriales típicos con velocidades comprendidas entre 20 y 150 rpm.

1.6.3 Diseño “estándar” de turbina

El diseñador de un tanque agitado dispone de un gran e inusual número de elecciones sobre el tipo y localización del agitador, las proporciones del tanque, el número y las proporciones de los deflectores y otros factores. Cada una de estas decisiones afecta la velocidad de circulación del líquido, los patrones de velocidad y consumo de potencia. Como punto de partida para el diseño de los problemas ordinarios de agitación, generalmente se utiliza un agitador de turbina como el que se observa en la figura 20 b.

Las proporciones típicas son:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} ; \frac{H}{D_t} = 1 ; \frac{j}{D_t} = \frac{1}{12} ; \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} ; \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Por lo general, el número de deflectores es 4; el número de palas del agitador varía entre 4 y 16, pero generalmente son 6 u 8. (Warren L. McCabe, Julian C Smith y Peter Harriot, 2020, pa.260).

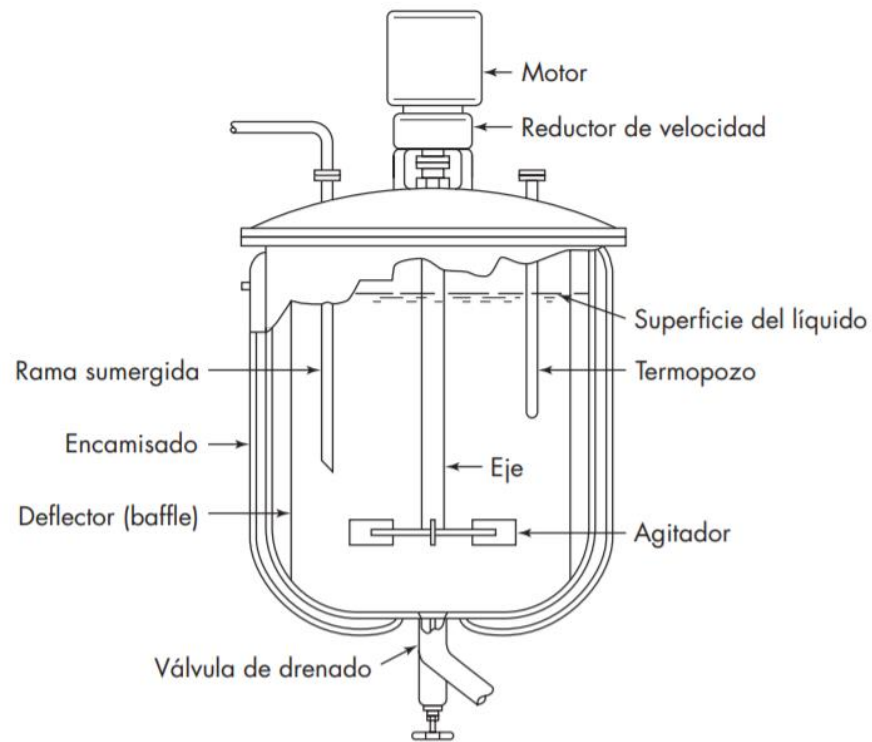


Fig. 25. Esquema y componentes de un tanque agitador. Fuente: Operaciones Unitarias de la Ingeniería Química, C. Smith.

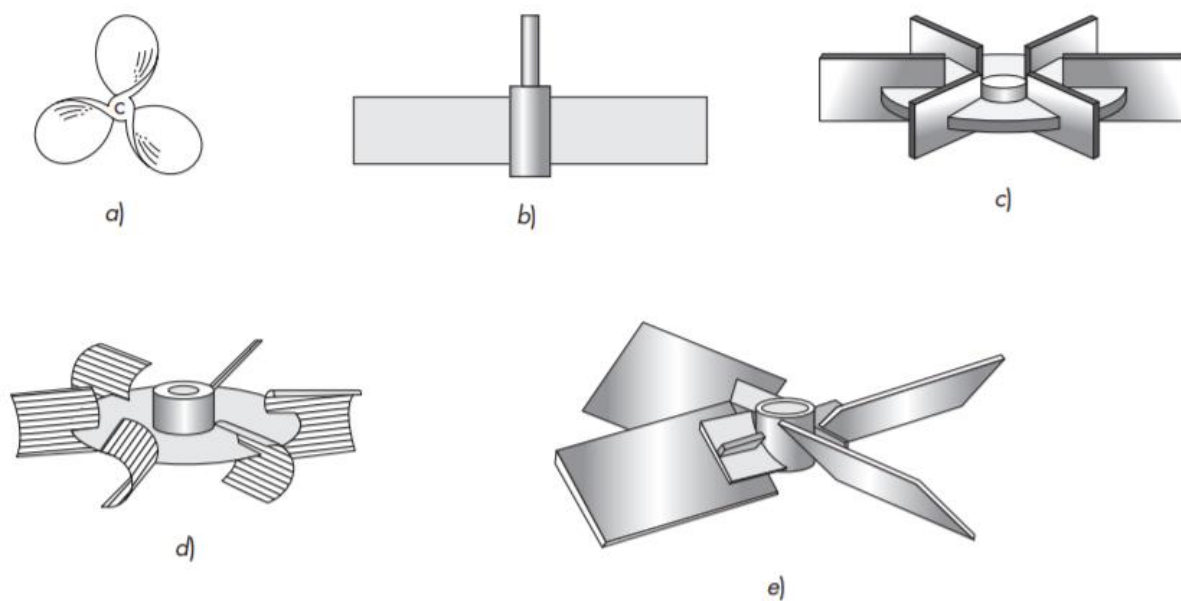


Fig. 26. Tipos de impulsores (agitadores). Fuente: Operaciones Unitarias de la Ingeniería Química, C. Smith.

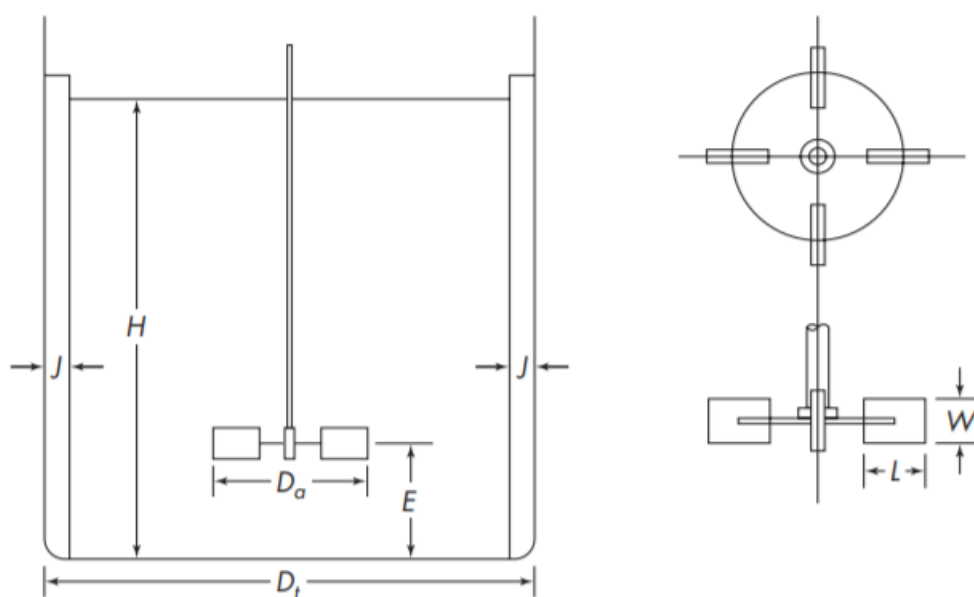


Fig. 27. Diseño básico de un tanque de agitación con deflectores e impulsores tipo palas. Fuente: Operaciones Unitarias de la Ingeniería Química, C. Smith.

2 Balance de masa

2.1 Datos de faena

Se determinará la cantidad de materia prima para la planta de procesamiento de subproducto teniendo en cuenta los siguientes datos de la planta de faena:

- Cantidad de horas de faena

$$t = 16 \text{ hs}/\text{faena}$$

- Cantidad de aves hora

$$\dot{n} = 12000 \text{ aves}/\text{hora}$$

- Cantidad de aves por día

$$\dot{N} = 192000 \text{ aves}/\text{día}$$

- Peso promedio ave viva

$$G_{A-V} = 3 \text{ kg}/\text{ave viva}$$

2.2 Hipótesis

a) Composición materia prima cruda

Basándonos en los datos aportados por el *Manual de cálculos para el diseño de plantas de faena avícolas* los desperdicios de la zona de faena que pasan a ser materia prima de la planta de *rendering* se puede estimar con los siguientes porcentajes referidos al flujo másico de aves vivas de ingreso a la planta de faena. Es decir, se plantean hipótesis a partir de la bibliografía mencionada para obtener, punto a punto en el proceso los flujos másicos y energéticos que luego se utilizan para dimensionar los equipos.

Se indica, además, la composición aproximada por especies en porcentajes en masa para cada caso.

- Vísceras: 14% (incluye restos de patas y cabezas, así como decomisos)

Sólidos	21%
Grasas	15%
Humedad	64%

- Plumas: 11%

Sólidos	28%
Grasas	2%

Humedad	70%
---------	-----

- Sangre: 3%

Materia no volátil	18%
Humedad	82%

b) Composición harina de vísceras

De todos los procesos se obtiene harina de vísceras con la siguiente composición:

Harina de vísceras	
Sólidos	84%
Aceite	10%
Humedad	≤6%

c) Composición harina de plumas

Harina de plumas	
Humedad	≤6%

d) Composición harina de sangre

Harina de sangre	
Humedad	≤10%

e) Producción

Las diferentes opciones tecnológicas producen las mismas cantidades de producto final con composición similar.

La producción de cada producto se considera por lo general como valores porcentuales referenciados en cada caso a la materia prima de entrada. En el presente se considera como sigue:

Producto final	Producción	Referencia
Harina de vísceras	26%	Ingreso vísceras crudas
Harina de plumas	35%	Ingreso de plumas crudas
Harina de sangre	16%	Ingreso sangre de faena
Grasa de vísceras	$IN_{MP} - OUT_{HV}^2$	Dif. respecto a salida en harina v.

² Para la producción de aceite (sin considerar el aporte del DAF) se considera el ingreso de la especie "grasas" menos la parte de esta que contiene la harina final producida.

f) Vísceras – Recirculado de aceite al digestor

Se realiza una *recirculado del 140%* del aceite producido final hacia el digestor de vísceras crudas. Este recirculado y la grasa de las mismas vísceras crudas contribuyen para que se produzca el efecto de “fritado” en las vísceras. Le da un sabor característico a las mismas y es una práctica común.

g) Vísceras – Líquido de percolador y prensa

En la línea de procesamiento de vísceras la alimentación del decanter se realiza mediante las extracciones de aceite del percolador y de la prensa. Estas proporciones son difíciles de calcular y de medir, por lo tanto, se adopta el siguiente criterio.

- Decanter: aporta el 25% de la salida de aceite del percolador
- Prensa: aporta el 75% de la salida de aceite del percolador

h) Vísceras – Decanter

Se supone que un 4% de los sólidos presentes en la harina final se “reciclan” en el decanter.

i) Vísceras – Composición de la borra

A partir del material recabado de los fabricantes de máquinas (Dupps, Haarslev, etc.) para rendering y conversaciones con especialista y proveedores se plantea la siguiente hipótesis de composición de la borra:

Composición borra	
Sólidos	60%
Aceite	36%
Humedad	4%

j) Plumas – Ingreso a planta de Rendering post-prensado

Los fabricantes de prensas de plumas garantizan que sus equipos realizan un escurrido del producto tal que su humedad a la salida es aproximadamente 55%. Esta prensa se ubica en la zona de faena previa al transporte neumático hacia la planta de Rendering.

El transporte neumático ha demostrado ser factible desde el punto de vista práctico y permite ahorrar grandes volúmenes de agua. Es habitual ver que esta materia prima se transporta a través de un flujo de agua al 4%.

k) Plumas – Flujos máxicos en Hidrolizador

Para hidrolizar las plumas es necesario aportar energía en forma de vapor tanto a la camisa del equipo como a las plumas directamente. Este ingreso de vapor genera un desplazamiento de agua a la cual se la llama “agua drenada”. Esta tiene una composición como se muestra a continuación y la humedad de la misma representa un 13,3% de la que ingresa al hidrolizador.

Agua drenada	
Sólidos	1,5%
Aceite	0,1%
Humedad	98,4%

A su vez, cuando se realiza el cambio de volumen brusco en la descarga (por el diferencial de presión) una parte del vapor se flashea. A partir de información brindada por uno de los proveedores de máquinas se determina su caudal. Se estima que entre el agua drenada y el vapor flasheado suman el 25% de la humedad que ingresa al hidrolizador.

l) Vísceras – Prensa del proceso húmedo

Se considera que el del flujo másico de ingreso a la prensa, el 22% sale como material sólido prensado con una composición de 45% solidos, 5% de grasa y 50% de humedad.

m) Vísceras – Planta evaporadora

La composición de solidos a la salida de la planta no debe superar el 30% para evitar problemas de operación del equipo. A su vez, en el proceso mixto debido a la viscosidad del aceite, la suma de la composición de sólidos y grasas no debe superar el 63% para evitar taponamientos en los tubos del evaporador.

2.3 Línea de vísceras

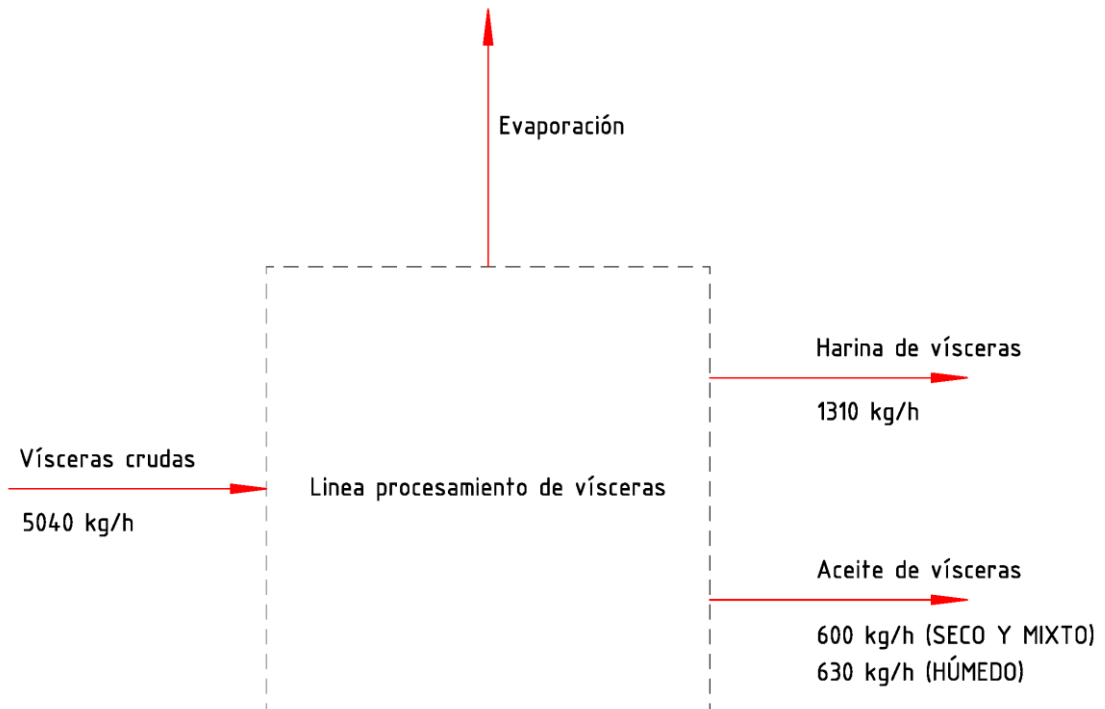


Fig. 28. Diagrama esquemático de entradas y salidas de la línea de proceso de vísceras. Fuente: Elaboración propia.

Aclaración: los métodos de prensado de la vía húmeda permiten hacer una extracción mayor de grasa.

2.3.1 Flujo entrada de vísceras

Flujo diario

$$M_{V1} = \dot{N} \times G_{A-V} \times \%G_V / 100$$

$$M_{V1} = 192000 \text{ aves/día} \times 3 \text{ kg/ave viva} \times 0,14 \times 1 \text{ tn}/1000 \text{ kg} = 80,64 \text{ tn vísceras/día}$$

$$M_{V1} = 80,64 \text{ tn vísceras/día}$$

Flujo por hora de vísceras crudas – INPUT planta de Rendering

$$m_{V1} = 12000 \text{ aves/hora} \times 3 \text{ kg/ave viva} \times 0,14 \times 1 \text{ tn}/1000 \text{ kg} = 5,04 \text{ tn vísceras/h}$$

$$m_{V1} = 5,04 \text{ tn vísceras/h}$$

Estos 5,04 tn/h de vísceras crudas se transportan desde el sector de faena a subproducto a través de un transporte neumático. Este producto llega a la tolva de recepción con la siguiente composición:

Materia prima cruda		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	21%	1058,4
Grasas	15%	756
Humedad	64%	3225,6
Total	100%	5040

- 21% Sólidos

$$\dot{m}_{v-s} = 0,21 \times 5,04 \text{ tn}_{visceras}/h$$

$$\dot{m}_{v-s} = 1,058 \text{ tn}_{sól}/h$$

- 15% Grasa

$$\dot{m}_{v-g} = 0,15 \times 5,04 \text{ tn}_{visceras}/h$$

$$\dot{m}_{v-g} = 0,756 \text{ tn}_{grasa}/h$$

- 64% Agua

$$\dot{m}_{v-a} = 0,64 \times 5,04 \text{ tn}_{visceras}/h$$

$$\dot{m}_{v-a} = 3,225 \text{ tn}_{agua}/h$$

2.3.2 Harina de vísceras

La harina de vísceras producidas se considera el 26% del ingreso de vísceras crudas:

$$\dot{m}_{HV} = 0,2614 \times 5,040 \text{ tn}_{visceras}/h$$

$$\dot{m}_{HV} = 1,318 \text{ tn}/h$$

Dando una producción diaria:

$$\rightarrow M_{HV} = 1,318 \text{ tn}_{harina-v}/h \times 16 \text{ h}/\text{día} = 20,97 \text{ tn}_{harina-v}/\text{día}$$

Luego considerando la composición final mencionada en el inciso anterior:

Harina de vísceras		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	80%	1054,2
Grasas	12%	157,2
Humedad	8%	104,8
Total	100%	1317,5

2.3.3 Aceite de vísceras

La producción de aceite representa el resto de la materia prima que no se ha transformado en harina.

$$\dot{m}_{AC-grasas} = \dot{m}_{V1-grasas} - \dot{m}_{HV-grasas}$$

$$\dot{m}_{AC-grasas} = 756 \text{ kg}/h - 158,1 \text{ kg}/h$$

$$\dot{m}_{AC-grasas} = 597,9 \text{ kg}/h$$

Aceite de vísceras		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	0,70%	4,2
Grasas	99%	597,9
Humedad	0,30%	1,8
Total	100%	603,9

2.3.4 Línea de proceso de alta temperatura de vísceras o vía seca

Digestor continuo

Siguiendo el diagrama de flujo del PE_LVPS_01, observamos que el digestor continuo se alimenta con las *corrientes* 1, 10 y 11, siendo el número 2 la suma de estas. La corriente 11 corresponde al recirculado de aceite para mejorar el proceso de cocción de las vísceras.

Por lo tanto, el flujo másico de entrada será:

$$\dot{m}_{VS-2} = \dot{m}_{VS-1} + \dot{m}_{VS-10}$$

$$\dot{m}_{VS-2} = 5,04 \text{ tn/h} + 0,8467 \text{ tn/h}$$

$$\dot{m}_{VS-2} = 5,885 \text{ tn/h}$$

La suma por especies nos da un flujo de entrada al digestor:

Ingreso digestor		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	18%	1064,3
Grasas	27%	1594,3
Humedad	55%	3228,1
Total	100%	5886,7

La **evaporación** requerida es igual a la diferencia entre el agua de ingreso al sistema y egreso (humedad en harina de vísceras y aceite de vísceras):

$$\dot{m}_{VS-12H} = \dot{m}_{VS-1H} + \dot{m}_{VS-10H} - \dot{m}_{VS-5H} - \dot{m}_{VS-11H}$$

$$\dot{m}_{VS-12H} = 3,226 \text{ tn/h} + 0,0025 \text{ tn/h} - 0,1048 \text{ tn/h} - 0,0018 \text{ tn/h}$$

$$\dot{m}_{VS-12H} = 3,119 \text{ tn/h}$$

Percolador

El flujo másico de entrada al mismo es la corriente 3, o lo que es lo mismo, la descarga del digestor. De este modo se puede calcular como la entrada al digestor (2) menos la evaporación (13):

$$\dot{m}_{VS-3} = \dot{m}_{VS-2} - \dot{m}_{VS-13}$$

$$\dot{m}_{VS-3} = 5,8867 \text{ tn/h} - 3,119 \text{ tn/h}$$

$$\dot{m}_{VS-3} = 2,767 \text{ tn/h}$$

Salida digestor		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	38%	1064,3
Grasas	58%	1594,3
Humedad	4%	3228,1

Total	100%	5886,7
--------------	------	--------

Decanter

La salida de borra del decanter sabiendo la composición (hipótesis *h*) y el porcentaje de solidos que contiene respecto a la harina producida final tenemos (hipótesis *h*):

Solidos:

$$\dot{m}_{VS-8S} = 4\% \times \dot{m}_{VS-5S}$$

$$\dot{m}_{VS-8S} = 4\% \times 1054,2 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-8S} = 42,2 \text{ kg/h}$$

Luego,

$$\dot{m}_{VS-8} = \frac{42,2 \text{ kg/h}}{60\%}$$

$$\dot{m}_{VS-8} = 70,3 \text{ kg/h}$$

Aceite:

$$\dot{m}_{VS-8A} = 70,3 \text{ kg/h} \times 36\%$$

$$\dot{m}_{VS-8A} = 25,3 \text{ kg/h}$$

Humedad:

$$\dot{m}_{VS-8H} = 70,3 \text{ kg/h} \times 4\%$$

$$\dot{m}_{VS-8H} = 2,8 \text{ kg/h}$$

Salida borra decanter		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	60%	42,2
Grasas	36%	25,3
Humedad	4%	2,8
Total	100%	70,3

Cabe aclarar que las corrientes 6, 7, 8 y 9 se encuentran íntimamente relacionadas. Es decir, para cada especie se debe cumplir:

$$\dot{m}_{VS-6} + \dot{m}_{VS-7} = \dot{m}_{VS-8} + \dot{m}_{VS-9}$$

Al tener la composición de las corrientes 6 y 7 por la hipótesis i) y poder calcular la cantidad de aceite presente mediante la hipótesis g) podemos definir estas completamente.

Tenemos que el percolador y la prensa aportan un 25% y 75% de la especie aceite respectivamente de la salida del decanter. Del decanter sale aceite presente en la borra que se calculó previamente, el aceite producida que se va a despachar y el 140% de esta que se recircula, como se explica en la hipótesis f).

Así la salida de líquido del percolador queda:

$$\dot{m}_{VS-6A} = 25\% \times (\dot{m}_{VS-9A} + \dot{m}_{VS-8A})$$

El recirculado es:

$$\dot{m}_{VS-10} = 140\% \times \dot{m}_{11}$$

$$\dot{m}_{VS-10} = 140\% \times 604,8 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-10} = 846,7 \text{ kg/h}$$

Recirculado de aceite		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	0,70%	5,9
Grasas	99%	838,3
Humedad	0,30%	2,5
Total	100%	846,7

Entonces la salida del percolador queda:

$$\dot{m}_{VS-6A} = 25\% \times (\dot{m}_{VS-10A} + \dot{m}_{VS-11A})$$

$$\dot{m}_{VS-6A} = 25\% \times (858,3 \text{ kg/h} + 598,8 \text{ kg/h})$$

$$\dot{m}_{VS-6A} = 364,275 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \dot{m}_{VS-6} = \frac{364,275 \text{ kg/h}}{96\%}$$

$$\dot{m}_{VS-6} = 379,5 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \dot{m}_{VS-6S} = 3,5\% \times 379,5 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-6S} = 13,3 \text{ kg/h}$$

$$\rightarrow \dot{m}_{VS-6H} = 0,5\% \times 379,5 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-6H} = 1,9 \text{ kg/h}$$

Salida líq. percolador		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	3,5%	13,3
Grasas	96%	364,3
Humedad	0,5%	1,9
Total	100%	379,5

Operando de forma análoga para el líquido de la prensa \dot{m}_7 (75%):

Salida líq. prensa		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	2,8%	39,2
Grasas	96,9%	1374,1
Humedad	0,4%	5,4
Total	100%	1418,8

De esta forma, el flujo de entrada al decanter queda:

$$\dot{m}_{DECANTER} = \dot{m}_{VS-6} - \dot{m}_{VS-7}$$

$$\dot{m}_{DECANTER} = 472,9 \text{ kg/h} + 1418,8 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{DECANTER} = 1891,7 \text{ kg/h}$$

Con una composición aproximada:

Entrada decanter		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	2,8%	52,97
Grasas	96,9%	1833,1
Humedad	0,4%	7,6
Total	100%	1891,7

Finalmente, la salida de líquido del decanter nos queda:

$$\dot{m}_{VS-9} = \dot{m}_{DECANTER} - \dot{m}_{VS-8}$$

$$\dot{m}_{VS-9} = 1891,7 \text{ kg/h} - 70,3 \text{ kg/h}$$

Salida aceite decanter		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	0,6%	10,2
Grasas	99,2%	1806,9
Humedad	0,2%	4,4
Total	100%	1821,4

$$\dot{m}_{VS-9} = 1821,4 \text{ kg/h}$$

Así, podemos resumir:

Decanter		
<i>Flujo</i>	$\dot{m} \text{ [kg/h]}$	<i>Composición</i> [%SOL-%ACEITE-%HUM]
Entrada	1891,7	2,8% - 96,9% - 0,4%
Salida borra	70,3	60% - 36% - 4%

Salida aceite	1821,4	0,6% - 99,2% - 0,2%
---------------	--------	---------------------

Prensa

El flujo másico de para el dimensionamiento del detector de metales y la prensa coincide con el de salida del percolador.

Parámetros - Prensa	Flujos másicos
Capacidad de entrada	2457,6 kg/h
Producción de torta	1310,4 kg/h

La corriente 4 por especies nos queda:

$$\dot{m}_{VS-4S} = \dot{m}_{VS-7S} + \dot{m}_{VS-5S}$$

$$\dot{m}_{VS-4S} = 39,2 \text{ kg/h} + 1054,2 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-4S} = 1093,4 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-4A} = \dot{m}_{VS-7A} + \dot{m}_{VS-5A}$$

$$\dot{m}_{VS-4A} = 1374,1 \text{ kg/h} + 157,2 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-4A} = 1531,3 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-4H} = \dot{m}_{VS-7H} + \dot{m}_{VS-5H}$$

$$\dot{m}_{VS-4H} = 5,4 \text{ kg/h} + 104,8 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-4H} = 110,2 \text{ kg/h}$$

Entrada prensa		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	40%	1096,2
Grasas	56%	1531,4
Humedad	4%	110,2
Total	100%	2737,8

Tamiz vibratorio

Se supone un recirculado a molino del 20% de la producción. Es decir, para mantener la producción constante es necesario dimensionar el tamiz para 120% de la producción:

$$\dot{m}_{INPUT-tamiz} = 120\% \times \dot{m}_{VS-5}$$

$$\dot{m}_{INPUT-tamiz} = 120\% \times 1310,4 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{INPUT-tamiz} = 1572,5 \text{ kg/h}$$

Molino

El flujo de ingreso a la planta de molienda será igual al de entrada al tamiz.

$$\dot{m}_{INPUT-molino} = \dot{m}_{INPUT-tamiz}$$

$$\dot{m}_{INPUT-molino} = 1572,5 \text{ kg/h}$$

Resumen flujos másicos y datos de puntos característicos

Equipo	Flujo de entrada	Composición aproximada	Evaporación
<i>Digestor</i>	6286 kg/h	17% (S) 32% (A) 51% (H)	3119 kg/h
<i>Percolador</i>	3166 kg/h	34% (S) 63% (A) 3% (H)	
<i>Prensa</i>	2738 kg/h	40% (S) 56% (A) 54% (H)	
<i>Molino</i>	1572 kg/h	80% (S)12% (A) 8% (H)	
<i>Tamiz vibratorio</i>	1572 kg/h	80% (S)12% (A) 8% (H)	

2.3.5 Línea de proceso de baja temperatura de vísceras o vía húmeda.

El número de flujo de material se debe seguir del diagrama de flujo del plano PE_LVPH_01.

Prensado

La materia prima pasa por un precocedor en donde se realiza un precocido sin eliminar humedad a las vísceras, para luego pasar por un percolador e ingresar a la prensa de doble usillo.

Tomando la hipótesis I), el 22% sale como material sólido prensado (chicharrón) con una composición de 45% sólidos, 5% de aceite y 50% de humedad.

$$\dot{m}_{VH-2} = 0,22 \times 5,04 \text{ }^{tn_{visceras}}/h = 1,108 \text{ }^{tn}/h$$

Chicharrón o presscake		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	45%	499
Grasas	5%	55
Humedad	50%	554
Total	100%	1108

Tridecanter

El resto de material que no sale como presscake de la prensa, se envía al decanter centrífugo con el fin de separar los restos sólidos no prensados de los líquidos.

$$\dot{m}_{VH-6} = 5,04 \text{ }^{tn_{visceras}}/h - 1,109 \text{ }^{tn_{visceras}}/h = 3,931 \text{ }^{tn}/h$$

El balance por cada especie

$$\dot{m}_{VH-6S} = 1058,4 \text{ }^{kg_{visceras}}/h - 499 \text{ }^{tn_{visceras}}/h = 559,4 \text{ }^{kg}/h$$

$$\dot{m}_{VH-6A} = 756 \text{ }^{kg_{visceras}}/h - 55 \text{ }^{kg_{visceras}}/h = 701 \text{ }^{kg}/h$$

$$\dot{m}_{VH-6H} = 3225,6 \text{ }^{kg_{visceras}}/h - 554 \text{ }^{kg_{visceras}}/h = 2671,6 \text{ }^{kg}/h$$

Aceite, borra y otros provenientes de la prensa		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	14%	559
Grasas	18%	701
Humedad	68%	2671
Total	100%	3931

Este equipo separa aproximadamente un 50% del ingreso como sólido, dando como salida una borra con una composición de 35% sólidos, 5% grasa y 60% de agua.

$$\dot{m}_{VH-11} = \dot{m}_{VH-5S} \times 0,5$$

$$\dot{m}_{VH-11S} = 559 \text{ }^{tn} \text{visceras} / \text{h} \times 0,5 = 279,5 \text{ kg/h}$$

El flujo total de borra

$$\dot{m}_{VH-11} = \frac{279,5 \text{ }^{kg} \text{visceras} / \text{h}}{0,35} = 800 \text{ kg/h}$$

El balance por cada especie

$$\dot{m}_{VH-11A} = 799 \text{ }^{kg} \text{visceras} / \text{h} \times 0,05 = 40 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VH-11H} = 799 \text{ }^{kg} \text{visceras} / \text{h} \times 0,6 = 480 \text{ kg/h}$$

Borra		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	35%	280
Grasas	5%	40
Humedad	60%	480
Total	100%	800

La masa restante, sale en las salidas de líquido que tiene el equipo

$$\dot{m}_{VH-5} - \dot{m}_{VH-11} = \dot{m}_{Liq-Trid}$$

$$\dot{m}_{Liq-Trid} = 3931 \text{ kg/h} - 799 \text{ kg/h} = 3132 \text{ kg/h}$$

Por cada especie

$$\dot{m}_{Liq-Trid-S} = 559 \text{ kg/h} - 280 \text{ kg/h} = 279 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{Liq-Trid-A} = 701 \text{ kg/h} - 40 \text{ kg/h} = 661 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{Liq-Trid-H} = 2671 \text{ kg/h} - 480 \text{ kg/h} = 2192 \text{ kg/h}$$

Además de la salida de borra, el tridecanter tiene como salidas la grasa lista para disposición final y el agua de cola que se envía a la planta evaporadora.

La grasa final no debe contener más de 1% de humedad y sólidos. Esta como producto queda conformado por 99,5%, 0,10% sólidos y 0,4% de humedad.

El separador tiene un rendimiento de un 95%, es decir, de la masa que ingresa como aceite, sale un 95% como aceite final.

$$\dot{m}_{VH-7A} = 661 \text{ kg}_{grasa}/\text{h} \times 0,95 = 627,6 \text{ kg/h}$$

Teniendo en cuenta los porcentajes mencionados

$$\dot{m}_{VH-7} = \frac{627,6 \text{ kg}_{grasa}/\text{h}}{0,995} = 630 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VH-7S} = 630 \text{ kg}_{aceite}/\text{h} \times 0,001 = 0,63 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VH-7H} = 630 \text{ kg}_{aceite}/\text{h} \times 0,004 = 2,52 \text{ kg/h}$$

Aceite de vísceras		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	0,10%	0,63
Grasas	99,50%	627,6
Humedad	0,40%	2,52
Total	100%	630

Planta evaporadora

El resto del líquido del separador centrífugo es enviado al evaporador en donde, a través de del calor de los vahos provenientes del secador de discos de vísceras y el secador de plumas, se extrae humedad del concentrado. Con el fin de mejorar la eficiencia de este equipo, al líquido que ingresa al evaporador se le agregan enzimas, garantizando una salida de concentrado con una composición de 30 % de sólidos.

El ingreso de material al evaporador es

$$\dot{m}_{Liq-Trid} - \dot{m}_7 = \dot{m}_8$$

$$\dot{m}_8 = 3132 \text{ kg/h} - 630 \text{ kg/h} = 2502 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VH-8-sólidos} = 280 \text{ kg/h} - 0,64 \text{ kg/h} = 279 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VH-8-grasa} = 661 \text{ kg/h} - 627,57 \text{ kg/h} = 33,43 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VH-8-agua} = 2192 \text{ kg/h} - 2,5 \text{ kg/h} = 2189,5 \text{ kg/h}$$

Dado que el concentrado sale con un 30% de sólidos del total, manteniéndose constante la cantidad de sólidos:

$$\dot{m}_{VH-10} = \frac{\dot{m}_{VH-8S}}{0,3} = \frac{279 \text{ kg/h}}{0,3} = 930 \text{ kg/h}$$

La cantidad de aceite se mantiene constante

$$\dot{m}_{VH-8A} = \dot{m}_{VH-10A} = 33 \text{ kg/h}$$

$$\% \dot{m}_{VH-10A} = \frac{33 \frac{kg}{h}}{930 \frac{kg}{h}} \times 100 = 3,5\%$$

El resto de la composición de concentrado es agua

$$\dot{m}_{VH-10H} = \frac{100\% - 33,5\%}{100} \times 930 \frac{kg}{h} = 618 \frac{kg}{h}$$

Concentrado o material no volátil		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	30%	279
Grasas	4%	33
Humedad	66%	618
Total	100%	930

Por lo tanto, la cantidad de humedad evaporada

$$\dot{m}_{VH-9} = \dot{m}_{VH-8H} - \dot{m}_{VH-10H} = 2189 \frac{kg}{h} - 618 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{VH-9} = 1571 \frac{kg}{h}$$

Secador de discos

A este equipo se ingresa toda la materia restante con el objetivo de terminar de extraer la humedad a fin de cumplir con los estándares de calidad.

El ingreso de material es

$$\dot{m}_{VH-3} = \dot{m}_{VH-2} + \dot{m}_{VH-10} + \dot{m}_{VH-11}$$

$$\dot{m}_{VH-3} = 1109 \frac{kg}{h} + 930 \frac{kg}{h} + 799 \frac{kg}{h} = 2838 \frac{kg}{h}$$

El balance por cada especie

$$\dot{m}_{VH-3-solidos} = (499 + 279 + 280) \left[\frac{kg}{h} \right] = 1058 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{VH-3-aceite} = (55,4 + 40 + 33) \left[\frac{kg}{h} \right] = 128 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{VH-3-agua} = (554 + 480 + 618) \left[\frac{kg}{h} \right] = 1652 \frac{kg}{h}$$

Entrada al secador		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	37%	1058
Grasas	5%	128
Humedad	58%	1652
Total	100%	2838

En el secador se evapora la humedad necesaria para que la harina final no supere el 8% de humedad. La cantidad de grasa se mantiene constante, y de los sólidos, debido al arrastre de los vahos, se pierde un 0,4% de la entrada.

$$\dot{m}_{VH-3S} = \dot{m}_{VH-4S} = 1058 \frac{kg}{h} \times \frac{100\% - 0,4\%}{100} = 1054 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{VH-3A} = \dot{m}_{VH-4A} = 128 \frac{kg}{h}$$

Como ya mencionó, la humedad no puede superar el 6%, por lo tanto, el caudal final de harina es:

$$\dot{m}_{VH-4} = \frac{(\dot{m}_{VH-4S} + \dot{m}_{VH-4A})}{1 - 0,06}$$

$$\dot{m}_{VH-4} = \frac{(1054 \frac{kg}{h} + 128 \frac{kg}{h})}{1 - 0,08} = 1284,8 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{VH-4H} = 1284,8 \frac{kg}{h} \times \frac{8\%}{100} = 102,8 \frac{kg}{h}$$

El agua a evaporar es entonces:

$$\dot{m}_{VH-12} = \dot{m}_{VH-3H} - \dot{m}_{VH-4H}$$

$$\dot{m}_{VH-12} = 1652 \frac{kg}{h} - 102,8 \frac{kg}{h} = 1549,2 \frac{kg}{h}$$

La producción de harina de vísceras para el proceso de baja temperatura

Harina de vísceras		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	82%	1054
Grasas	10%	128
Humedad	8%	102,8
Total	100%	1284,8

2.3.6 Resumen flujos másicos y datos de puntos característicos

Equipo	Flujo de entrada	Composición aproximada	Evaporación
<i>Procededor</i>	5040 kg/h	21% (S) 15% (A) 64% (H)	
<i>Prensa</i>	5040 kg/h	21% (S) 15% (A) 64% (H)	
<i>Tridecanter</i>	3931 kg/h	14% (S) 18% (A) 68% (H)	
<i>Planta evaporadora</i>	2501 kg/h	11% (S) 1% (A) 88% (H)	1571 kg/h
<i>Secador</i>	2838 kg/h	37% (S) 5% (A) 58% (H)	1577 kg/h

2.3.7 Vía mixta

La cantidad de vísceras a procesar es de 5,04 tn/h. Esta se transporta desde el sector de faena a subproducto a través de un transporte neumático. El número de flujo de material se debe seguir del diagrama de flujo del PE_LVPM_01.

Este producto llega a la tolva de recepción con la siguiente composición:

Materia prima cruda		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	21%	1058,4
Grasas	14%	705,6
Humedad	65%	3276
Total	100%	5040

- 21% Sólidos

$$\dot{m}_{1-s} = 0,21 \times 5,04 \text{ tn}_{\text{visceras}}/h$$

$$\dot{m}_{1-s} = 1,058 \text{ tn}_{\text{sól}}/h$$

- 15% Aceite

$$\dot{m}_{1-ac} = 0,15 \times 5,04 \text{ tn}_{\text{visceras}}/h$$

$$\dot{m}_{1-ac} = 0,756 \text{ tn}_{\text{aceite}}/h$$

- 64% Agua

$$\dot{m}_{1-a} = 0,64 \times 5,04 \text{ tn}_{\text{visceras}}/h$$

$$\dot{m}_{1-a} = 3,225 \text{ tn}_{\text{agua}}/h$$

Producción de harina y aceite de vísceras

En este proceso, se obtiene una harina con una composición similar a la del proceso seco, es decir, 80% sólidos, 12% grasas y 8% de humedad.

Lo mismo ocurre para aceite que, para que sea aceptado como aceite de calidad, debe contener al menos un 99% de grasa y lo demás entre humedad y sólidos.

El 99,6% de los sólidos que ingresan al proceso se transforman en harina de vísceras, formando parte de ésta en un 80% como ya se mencionó

$$\dot{m}_{VM-12-sólidos} = 1,058 \text{ tn}_{sól}/h \times 0,995 = 1054 \text{ kg}/h$$

El flujo de harina de vísceras

$$\dot{m}_{VM-12} = \frac{1054 \text{ kg}/h}{0,8} = 1317,5 \text{ kg}/h$$

$$\dot{m}_{VM-12-aceite} = 1317,5 \text{ kg}/h \times 0,12 = 158 \text{ kg}/h$$

$$\dot{m}_{VM-12-agua} = 1317,5 \text{ kg}/h \times 0,08 = 105,4 \text{ kg}/h$$

Harina de vísceras		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	80%	1054,2
Grasas	12%	158,1
Humedad	8%	105,4
Total	100%	1317,7

El resto de sólidos y grasas se transforma en aceite. La cantidad de humedad de este producto debe ser menor el 1% y dependerá de la cantidad de evaporación que produzca en el digestor de vísceras y el evaporador. Como punto de partida se considera una humedad relativa final en el aceite de 0,1%.

$$\dot{m}_{VM-18S} = \dot{m}_{VM-1S} - \dot{m}_{VM-12S}$$

$$\dot{m}_{VM-18S} = 1058 \text{ kg}/h - 1054 \text{ kg}/h = 4 \text{ kg}/h$$

$$\dot{m}_{VM-18A} = \dot{m}_{VM-1A} - \dot{m}_{VM-12A}$$

$$\dot{m}_{VM-18A} = 756 \text{ kg/h} - 158 \text{ kg/h} = 598 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-18} = \frac{598 \text{ kg/h} + 4 \text{ kg/h}}{0,997} = 604 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-18H} = 604 \text{ kg/h} \times 0,003 = 1,8 \text{ kg/h}$$

Aceite		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	0,70%	4,2
Grasas	99,00%	597,9
Humedad	0,30%	1,8
Total	100%	603,9

Prensa doble tornillo

La materia prima pasa por un precocedor en donde se realiza un precocido sin eliminar humedad a las vísceras, para luego pasar por un percolador e ingresar a la prensa de doble usillo.

Tomando la hipótesis I), el 22% de la materia prima sale como material sólido prensado (chicharrón) con una composición de 45% sólidos, 5% de aceite y 50% de humedad.

$$\dot{m}_{VH-3} = 0,22 \times 5,04 \text{ tn vísceras/h} = 1,108 \text{ tn/h}$$

Chicharrón o presscake		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	45%	499
Grasas	5%	55
Humedad	50%	554
Total	100%	1109

El resto de material que no sale como presscake de la prensa, se envían a la planta evaporadora.

$$\dot{m}_{VH-5} = 5,04 \frac{tn_{visceras}}{h} - 1,109 \frac{tn_{visceras}}{h} = 3,931 \frac{tn}{h}$$

El balance por cada especie

$$\dot{m}_{VH-5S} = 1058,4 \frac{kg_{visceras}}{h} - 499 \frac{tn_{visceras}}{h} = 559,4 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{VH-5A} = 756 \frac{kg_{visceras}}{h} - 55 \frac{kg_{visceras}}{h} = 701 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{VH-5H} = 3225,6 \frac{kg_{visceras}}{h} - 554 \frac{kg_{visceras}}{h} = 2671,6 \frac{kg}{h}$$

Aceite y agua de cola		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	14%	559
Grasas	18%	701
Humedad	68%	2671
Total	100%	3931

Percolador de grasa

Se considera que el 25% del agua de cola que se envía a la planta evaporadora se obtiene del percolador

$$\dot{m}_{VH-4} = \dot{m}_{VH-5} \times 0,25 = 3,931 \frac{tn}{h} \times 0,25$$

$$\dot{m}_{VH-4} = 3,931 \frac{tn}{h} \times 0,25 = 982,75$$

El balance por cada especie

$$\dot{m}_{VH-4S} = 559,4 \frac{kg}{h} \times 0,25 = 139,85 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{VH-4A} = 701 \frac{kg}{h} \times 0,25 = 175,25 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{VH-4H} = 2671,6 \frac{kg}{h} \times 0,25 = 668 \frac{kg}{h}$$

Evaporador

Se ingresa el agua de cola y el aceite con el fin de evaporar la mayor cantidad de agua posible utilizando el calor residual de los vahos del digestor de vísceras y el hidrolizador de plumas.

Siguiendo con la hipótesis m), se considera que los sólidos y las grasas componen un 60% del total para estar desde el lado de la seguridad operativa del equipo.

Los sólidos y grasas que ingresan al evaporador se mantienen constantes

$$\dot{m}_{VM-7S} = \dot{m}_{VM-5S} = 559 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{VM-7A} = \dot{m}_{VM-5A} = 701 \frac{kg}{h}$$

El flujo de concentrado está dado por

$$\dot{m}_{VM-7} = \frac{\dot{m}_{VM-7S} + \dot{m}_{VM-7A}}{0,61}$$

$$\dot{m}_{VM-7} = \frac{(559 \frac{kg}{h} + 701 \frac{kg}{h})}{0,6} = 2100 \frac{kg}{h}$$

La cantidad de humedad del concentrado

$$\dot{m}_{VM-7H} = \dot{m}_{VM-7} \times \frac{40\%}{100}$$

$$\dot{m}_{VM-7H} = 2100 \frac{kg}{h} \times \frac{40\%}{100} = 840 \frac{kg}{h}$$

Concentrado o materia no volátil		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	27%	559
Grasas	33%	701
Humedad	40%	840
Total	100%	2100

El agua evaporada en el equipo es

$$\dot{m}_{VM-6H} = \dot{m}_{VM-5H} - \dot{m}_{VM-7H}$$

$$\dot{m}_{VM-6H} = 2671 \text{ kg/h} - 840 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-6H} = 1831 \text{ kg/h}$$

Digestor

Al digestor se ingresa el chicharrón que sale de la prensa, el concentrado del evaporador y por último, para mejorar el sabor de la harina, un recirculado del 140% del aceite producido.

$$\dot{m}_{VM-9} = \dot{m}_{VM-8} + \dot{m}_{VM-17}$$

$$\dot{m}_{VM-9} = (\dot{m}_{VM-7} + \dot{m}_{VM-3}) + \dot{m}_{VM-17}$$

$$\dot{m}_{VM-9} = 1109 \text{ kg/h} + 2100 \text{ kg/h} + 1,4 \times 604 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-9} = 4054,6 \text{ kg/h}$$

El flujo por cada especie

$$\dot{m}_{VM-9S} = \dot{m}_{VM-7S} + \dot{m}_{VM-3S} + \dot{m}_{VM-17S}$$

$$\dot{m}_{VM-9S} = 559 \text{ kg/h} + 499 \text{ kg/h} + 1,4 \times 4,2 \text{ kg/h} = 1064 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-9A} = \dot{m}_{VM-7A} + \dot{m}_{VM-3A} + \dot{m}_{VM-17A}$$

$$\dot{m}_{VM-9A} = 701 \text{ kg/h} + 55 \text{ kg/h} + 1,4 \times 598 \text{ kg/h} = 1593 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-9H} = \dot{m}_{VM-7H} + \dot{m}_{VM-3H} + \dot{m}_{VM-17H}$$

$$\dot{m}_{VM-9H} = 840 \text{ kg/h} + 554 \text{ kg/h} + 1,4 \times 1,8 \text{ kg/h} = 1397 \text{ kg/h}$$

Ingreso al digestor		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	26%	1064
Grasas	39%	1593
Humedad	34%	1397
Total	100%	4054

En el digestor se debe evaporar la humedad restante para cumplir composición final de producto requerida por los estándares de calidad.

La cantidad de humedad a evaporar está dada por la diferencia de las humedades de productos finales (harina de vísceras y aceite) y la humedad que ingresa al equipo

$$\dot{m}_{VM-19} = \dot{m}_{VM-9H} - (\dot{m}_{VM-18H} + \dot{m}_{VM-12H} + \dot{m}_{VM-17H})$$

$$\dot{m}_{VM-19} = 1397 \text{ kg/h} - (1,8 \text{ kg/h} + 105 \text{ kg/h} + 1,4 \text{ kg/h}) = 1288,8 \text{ kg/h}$$

Por lo tanto, a la salida del digestor el producto tendrá la siguiente composición

$$\dot{m}_{VM-10S} = \dot{m}_{VM-9S}$$

$$\dot{m}_{VM-10S} = 1064 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-10A} = \dot{m}_{VM-9A}$$

$$\dot{m}_{VM-10A} = 1593 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-10H} = \dot{m}_{VM-9H} - \dot{m}_{VM-19}$$

$$\dot{m}_{VM-10H} = 1397 \text{ kg/h} - 1288 \text{ kg/h} = 108,2 \text{ kg/h}$$

Vísceras cocidas		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	38,5%	1064
Grasas	57,6%	1593
Humedad	3,9%	108
Total	100%	2765

Decanter

La salida de borra del decanter sabiendo la composición (hipótesis h)) y el porcentaje de sólidos que contiene respecto a la harina producida final tenemos (hipótesis h)):

Sólidos:

$$\dot{m}_{VS-15S} = 4\% \times \dot{m}_{VS-12S}$$

$$\dot{m}_{VS-15S} = 4\% \times 1054,2 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-15S} = 42,2 \text{ kg/h}$$

Luego,

$$\dot{m}_{VS-15} = \frac{42,2 \text{ kg/h}}{60\%}$$

$$\dot{m}_{VS-15} = 70,3 \text{ kg/h}$$

Aceite:

$$\dot{m}_{VS-15A} = 70,3 \text{ kg/h} \times 36\%$$

$$\dot{m}_{VS-15A} = 25,3 \text{ kg/h}$$

Humedad:

$$\dot{m}_{VS-15H} = 70,3 \text{ kg/h} \times 4\%$$

$$\dot{m}_{VS-15H} = 2,8 \text{ kg/h}$$

Salida borra decanter		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	60%	42,2
Grasas	36%	25,3
Humedad	4%	2,8
Total	100%	70,3

Cabe aclarar que las corrientes 13, 14, 15 y 16 se encuentran íntimamente relacionadas. Es decir, para cada especie se debe cumplir:

$$0,25 \times \dot{m}_{VS-13A} + 0,75 \times \dot{m}_{VS-14A} = \dot{m}_{VS-15A} + \dot{m}_{VS-16A}$$

Al tener la composición de las corrientes 6 y 7 por la hipótesis i) y poder calcular la cantidad de aceite presente mediante la hipótesis g) podemos definir estas completamente.

Tenemos que el percolador y la prensa aportan un 25% y 75% de la especie aceite respectivamente de la salida del decanter. Del decanter sale aceite presente en la borra que se calculó previamente, el aceite producida que se va a despachar y el 140% de esta que se recircula, como se explica en la hipótesis f).

Así la salida de líquido del percolador queda:

$$\dot{m}_{VS-13A} = 25\% \times (\dot{m}_{VS-15A} + \dot{m}_{VS-17A} + \dot{m}_{VS-18A})$$

El recirculado es:

$$\dot{m}_{VS-17} = 140\% \times \dot{m}_{18}$$

$$\dot{m}_{VS-17} = 140\% \times 604,8 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-17} = 846,7 \text{ kg/h}$$

Recirculado de aceite		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	0,70%	5,9
Grasas	99%	837
Humedad	0,30%	2
Total	100%	845

Entonces la salida de grasa del percolador queda:

$$\begin{aligned}\dot{m}_{VS-13A} &= 25\% \times (\dot{m}_{VS-15A} + \dot{m}_{VS-17A} + \dot{m}_{VS-18A}) \\ \dot{m}_{VS-13A} &= 25\% \times (25,3 \text{ kg/h} + 837 \text{ kg/h} + 598 \text{ kg/h}) \\ \dot{m}_{VS-13A} &= 365,075 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

Operando de forma análoga para el líquido de la prensa \dot{m}_{14} (75%):

$$\begin{aligned}\dot{m}_{VS-14A} &= 75\% \times (\dot{m}_{VS-15A} + \dot{m}_{VS-17A} + \dot{m}_{VS-18A}) \\ \dot{m}_{VS-14A} &= 75\% \times (25,3 \text{ kg/h} + 837 \text{ kg/h} + 598 \text{ kg/h}) \\ \dot{m}_{VS-14A} &= 1095 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

La composición del líquido prensado es de aproximadamente 97% grasas, 2,6% sólidos y el resto humedad.

El flujo a la salida

$$\begin{aligned}\dot{m}_{VS-14} &= \frac{\dot{m}_{VS-14A}}{0,97} \\ \dot{m}_{VS-14} &= \frac{1095 \text{ kg/h}}{0,97} \\ \dot{m}_{VS-14} &= 1129 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

El balance por especie

$$\dot{m}_{VS-14S} = 1129 \text{ kg/h} \times 2,6\% = 29 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-14H} = 1129 \text{ kg/h} \times 0,4\% = 4,5 \text{ kg/h}$$

Salida líq. prensa		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	2,6%	29
Grasas	97%	1095
Humedad	0,4%	4,5
Total	100%	1129

Teniendo como datos el ingreso al decanter de solidos por parte de la prensa y salida como borra y aceite, se determina la cantidad que ingresa desde el percolador

$$\dot{m}_{VS-13S} = \dot{m}_{VS-15S} + \dot{m}_{VS-17S} + \dot{m}_{VS-18S} - \dot{m}_{VS-14S}$$

$$\dot{m}_{VS-13S} = 42,2 \text{ kg/h} + 4,2 \text{ kg/h} + 5,9 \text{ kg/h} - 29 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VS-13S} = 23 \text{ kg/h}$$

Salida líq. percolador		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	3,5%	23
Grasas	96%	365
Humedad	0,5%	1,1
Total	100%	389,1

Prensa

Se ingresa a la prensa con los sólidos provenientes del percolador (\dot{m}_{10-13}) y de la borra del decanter (\dot{m}_{11}). En este prensado se realiza la separación final del chicharrón para ser

transformado en harina, por lo tanto, la cantidad de materia que ingresa es la de la harina final y además, el flujo como liquido prensado(\dot{m}_{14}).

El flujo que sale como chicharrón ya se determinó anteriormente al ser igual a la producción de harina de vísceras

$$\dot{m}_{VM-12} = 1317,5 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-12S} = 1054 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-12A} = 158 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-12H} = 105,4 \text{ kg/h}$$

Chicharrón		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	80%	1054,2
Grasas	12%	158,1
Humedad	8%	105,4
Total	100%	1317,7

Por lo tanto, el flujo que ingresa a la prensa

$$\dot{m}_{VM-11} = \dot{m}_{VM-12} + \dot{m}_{VM-14}$$

$$\dot{m}_{VM-11} = 1317 \text{ kg/h} + 1129 \text{ kg/h} = 2446 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-11S} = \dot{m}_{VM-12S} + \dot{m}_{VM-14S}$$

$$\dot{m}_{VM-11S} = 1054 \text{ kg/h} + 29 \text{ kg/h} = 1083 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-11A} = \dot{m}_{VM-12A} + \dot{m}_{VM-14A}$$

$$\dot{m}_{VM-11A} = 158 \text{ kg/h} + 1095 \text{ kg/h} = 1253 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{VM-11H} = \dot{m}_{VM-12H} + \dot{m}_{VM-14H}$$

$$\dot{m}_{VM-11H} = 105,4 \text{ kg/h} + 4,5 \text{ kg/h} = 109,9 \text{ kg/h}$$

Ingreso Prensa		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	44,3%	1083,5
Grasas	51,2%	1253,3
Humedad	4,5%	109,9
Total	100%	2446,7

Resumen flujos másicos y datos de puntos característicos

Equipo	Flujo de entrada	Composición aproximada	Evaporación
<i>Procededor</i>	5040 kg/h	21% (S) 15% (A) 64% (H)	
<i>Prensa Doble tornillo</i>	5040 kg/h	21% (S) 15% (A) 64% (H)	
<i>Planta evaporadora</i>	3306 kg/h	10% (S) 20% (A) 2314% (H)	1681 kg/h
<i>Digestor</i>	4203 kg/h	25% (S) 38% (A) 37% (H)	1437 kg/h
<i>Decanter</i>	1518 kg/h	3,45% (S) 96% (A) 0,36% (H)	
<i>Prensa de cocido</i>	2446,7kg/h	44,3% (S) 51,2% (A) 4,5% (H)	

2.4 Línea de plumas

Flujo diario

$$\dot{M}_P = \dot{N} \times G_{A-V} \times \%G_P / 100$$

$$\dot{M}_P = 96000 \text{ aves/día} \times 3 \text{ kg/ave viva} \times 0,11 \times 1 \text{ tn}/1000 \text{ kg} = 31,68 \text{ tn}_{\text{plumas}}/\text{día}$$

$$\dot{M}_P = 31,68 \text{ }^{tn_{plumas}}/\text{día}$$

Flujo por hora

$$\dot{m}_P = \dot{n} \times G_{A-V} \times \%G_P / 100$$

$$\dot{m}_P = 12000 \text{ aves/hora} \times 3 \text{ kg/ave viva} \times 0,11 \times 1 \text{ tn}/1000 \text{ kg} = 3,96 \text{ }^{tn_{pluma}}/h$$

$$\dot{m}_P = 3,96 \text{ }^{tn_{pluma}}/h$$

Escurrimiento

Las plumas una vez recolectadas de la desplumadora de aves, son enviadas a la prensa de plumas para extruir la mayor cantidad de humedad que estas adquieren en el proceso de faena del ave.

Las plumas salen de la máquina desplumadora con la siguiente composición

$$\dot{m}_{P-1} = 3960 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-1S} = 1108,8 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-1A} = 79,2 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-1H} = 2772 \text{ kg/h}$$

Producto crudo		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	28%	1108,8
Grasas	2%	79,2
Humedad	70%	2772
Total	100%	3960

En la prensa se extrae humedad hasta un 55%, para luego, mediante transporte neumático, ser enviada a la planta de subproductos. Cabe aclarar que este equipo se dispone en la planta de faena a fin de mejorar la eficiencia del transporte neumático.

$$\dot{m}_{P-2S} = \dot{m}_{P-1S}$$

$$\dot{m}_{P-2S} = 1108,8 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-2A} = \dot{m}_{P-2A}$$

$$\dot{m}_{P-2A} = 79,2 \text{ kg/h}$$

Teniendo en cuenta las plumas salen de la prensa con un 55% de humedad, el flujo másico total será

$$\dot{m}_{P-2} = \frac{\dot{m}_{P-2S} + \dot{m}_{P-2A}}{1 - 0,55}$$

$$\dot{m}_{P-2} = \frac{(1108,8 \text{ kg/h} + 79,2 \text{ kg/h})}{0,45} = 2640 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-2H} = \dot{m}_2 \times 55\%$$

$$\dot{m}_{P-2H} = 2640 \text{ kg/h} \times 0,55 = 1452 \text{ kg/h}$$

Producto escurrido		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	42%	1108,8
Grasas	3%	79,2
Humedad	55%	1452
Total	100%	2640

El flujo de agua escurrida es igual

$$\dot{m}_{P-5} = \dot{m}_{P-1H} - \dot{m}_{P-2H}$$

$$\dot{m}_{P-5} = 2772 \text{ kg/h} - 1452 \text{ kg/h} = 1320 \text{ kg/h}$$

Hidrolizador

Ya en la planta de subproducto, el flujo de plumas ingresa al hidrolizador para ser sometida a presión y temperatura. Se inyecta vapor directo al material para llegar a los parámetros requeridos para lograr una correcta hidrolización.

Cuando se descarga el material en este equipo, al estar a presión, un porcentaje del vapor sale a la atmosfera como vapor flasheado y agua drenada.

Se estima que sale como agua drenada y vapor flash aproximadamente el 25% del flujo de ingreso de plumas. El agua drenada tiene una composición de aproximadamente 98% agua, 1,5 % sólidos y el resto de grasas. Este caudal es 13,3% del total de humedad de ingreso al hidrolizador, el resto se pierde como vapor en la atmosfera llegando al valor ya mencionado.

$$\dot{m}_{P-6H} = \dot{m}_{P-2H} \times 0,13$$

$$\dot{m}_{P-6H} = 1452 \text{ kg/h} \times 0,133 = 193 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-6} = \frac{\dot{m}_{P-6H}}{0,984}$$

$$\dot{m}_{P-6} = \frac{193 \text{ kg/h}}{0,984} = 196 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-6S} = \dot{m}_{P-6} \times 0,015$$

$$\dot{m}_{P-6S} = 196 \text{ kg/h} \times 0,015 = 2,94 \text{ kg/h}$$

Agua drenada		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	1,5%	2,94
Grasas	0,1%	0,20
Humedad	98,4%	193,12
Total	100%	196,26

La humedad relativa a la salida del hidrolizador se mantiene constante ya que al producto dentro del equipo se le inyecta vapor, manteniendo constante a ésta para realizar un correcto hidrolizado de las plumas.

$$\dot{m}_3 = 2633 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-3S} = \dot{m}_{P-2S} - \dot{m}_{P-6S}$$

$$\dot{m}_{P-3S} = 1108,8 \text{ kg/h} - 2,94 \text{ kg/h} = 1105,8 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-3A} = 79 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-3H} = 1448 \text{ kg/h}$$

Producto hidrolizado		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	42%	1105,86
Grasas	30%	79
Humedad	55%	1448,14
Total	100	2632,99

Secado

En este equipo se lleva la humedad de la pluma hidrolizada a un 6%. Las demás composiciones se mantienen constantes.

$$\dot{m}_{P-4S} = \dot{m}_{P-6S}$$

$$\dot{m}_{P-4S} = 1105,8 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-4A} = \dot{m}_{P-6A}$$

$$\dot{m}_{P-4A} = 79 \text{ kg/h}$$

Los sólidos y las grasas conforman el 94% del total del producto, por lo tanto, la producción final

$$\dot{m}_{P-4} = \frac{\dot{m}_{P-4S} + \dot{m}_{P-4A}}{0,94}$$

$$\dot{m}_{P-4} = \frac{1105,8 \text{ kg/h} + 79 \text{ kg/h}}{0,94} = 1260 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{P-4H} = \dot{m}_4 \times 0,06$$

$$\dot{m}_{P-4H} = 1260 \text{ kg/h} \times 0,06 = 75,6 \text{ kg/h}$$

Harina de plumas		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	87,70%	1105,9
Grasas	6,30%	79
Humedad	6%	75,66
Total	100%	1260,95

2.5 Línea de sangre

El subíndice “S” hace referencia a la materia no volátil y “H” a la humedad.

Cantidad de sangre a procesar

Flujo diario

$$\dot{M}_S = \dot{N} \times G_{A-V} \times \%G_S / 100$$

$$\dot{M}_S = 96000 \text{ aves/día} \times 3 \text{ kg/ave viva} \times 0,03 \times 1 \text{ tn}/1000 \text{ kg} = 8,64 \text{ tn}_{\text{sangre}}/\text{día}$$

Flujo por hora

$$\dot{m}_S = \dot{n} \times G_{A-V} \times \%G_S / 100$$

$$\dot{m}_S = 12000 \text{ aves/hora} \times 3 \text{ kg/ave viva} \times 0,03 \times 1 \text{ tn}/1000 \text{ kg} = 1,08 \text{ tn}_{\text{sangre}}/h$$

Recepción – Tanque con agitación

La sangre es bombeada hasta un tanque agitador de recepción en la planta de subproducto.

$$\dot{m}_{S-1} = 1080 \text{ kg/h}$$

La humedad de la misma se considera del 82%, entonces los flujos másicos quedan:

$$\dot{m}_{S-1H} = 18\% \times 1080 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{S-1H} = 885,6 \text{ kg/h}$$

Sangre líquida		
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Mat. no volátil	18%	194,4
Humedad	82%	885,6
Total	100%	1080

La agitación de la sangre en el tanque de recepción tiene una función importante que es evitar su coagulación antes del inicio del proceso, mientras ésta se deposita en la tolva.

Dimensionamiento

El flujo de sangre proveniente del desangrado de las aves de la planta de faena es de 1,08 tn/h, siendo el flujo diario de 9,72tn/día.

Se toman las siguientes características de la sangre:

Densidad: 1.060kg/m³.

Viscosidad: 4x10⁻³ Ns/m²

El volumen de depósito se determina para una faena, por lo que,

$$V_{tk-agitador} = \frac{1.080 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 9\text{h}}{1.060 \text{ kg/m}^3} = 9,17\text{m}^3$$

Sabiendo que,

$$V_{tk-agitador} = \frac{\pi \times D_t^2}{4} \times h_{tk}$$

$$\frac{H}{D_t} = 1$$

Entonces,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_{tk-agitador} \times 4}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{9,17m^3 \times 4}{\pi}} = 2,27m \approx 2,3m$$

Con el valor total del diámetro, a través de las relaciones se determinan los demás parámetros.

Diámetro de impulsor

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \rightarrow D_a = \frac{D_t}{3} = \frac{2,3m}{3} = 0,77m$$

Altura del nivel de líquido

$$\frac{H}{D_t} = 1 \rightarrow H = 2,3m$$

Ancho de deflectores

$$\frac{j}{D_t} = \frac{1}{12} \rightarrow j = \frac{D_t}{12} = \frac{2,3m}{12} = 0,192m$$

Separación entre agitador y fondo del tanque

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \rightarrow E = \frac{D_t}{3} = \frac{2,3m}{3} = 0,77m$$

Altura de paleta

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \rightarrow W = \frac{D_a}{5} = \frac{0,77m}{5} = 0,154m$$

Largo de paleta

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \rightarrow L = \frac{D_a}{4} = \frac{0,77m}{4} = 0,192m$$

Potencia necesaria

Para el cálculo de la potencia se deben tener en cuenta ciertas consideraciones, como el número y tipo de paletas, el tipo de fluido y velocidad de rotación, entre otros.

El número de paletas típico para estos usos es de 6 a 8, se adoptan 6, con una velocidad de rotación de 50rpm.

Número de Reynolds

$$Re = \frac{D_a^2 \times n \times \rho}{\mu} = \frac{(0,77m)^2 \times \left(\frac{50 \frac{rev}{min}}{60 \frac{min}{s}} \right) \times 1.060 \text{ kg/m}^3}{4 \times 10^{-3} \frac{N \times s}{m^2}} = 130.932,08$$

Como $Re > 10^4$, entonces $N_p = K_t$. De la tabla 1, $K_t = N_p = 5,8$.

Valores de las constantes K_L y K_T en las ecuaciones (9.19) y (9.21) para tanques que tienen cuatro deflectores en la pared del tanque, cuya anchura es igual a 10% del diámetro del tanque

Tipo de impulsor	K_L	K_T
Impulsor hélice, tres palas		
Paso 1.0 ⁴³	41	0.32
Paso 1.5 ³⁷	48	0.87
Turbina		
Disco de seis palas ³⁷ ($S_3 = 0.25$, $S_4 = 0.2$)	65	5.75
Seis palas inclinadas ⁴² (45° , $S_4 = 0.2$)	—	1.63
Cuatro palas inclinadas ³⁷ (45° , $S_4 = 0.2$)	44.5	1.27
Paleta plana, dos palas ⁴³ ($S_4 = 0.2$)	36.5	1.70
Impulsor HE-3	43	0.28
Cinta helicoidal	52	—
Ancla ³⁷	300	0.35

Tabla 9. Valores de las constantes K_L y K_T para tanques agitadores. Fuente: (Operaciones unitarias en ingeniería química, Warren L. McCabe).

El autor aclara que, en tanques con pacas deflectores, para números de Reynolds superiores a 10.000, el número de potencia es independiente del número de Reynolds y la viscosidad ya no influye. En este intervalo, el flujo es totalmente turbulento.

La potencia entonces,

$$P = K_T \times n^3 \times D_a^5 \times \rho = 5,8 \times \left(\frac{50 \frac{rev}{min}}{60 \frac{min}{s}} \right)^3 \times (0,77m)^5 \times 1.060 \frac{kg}{m^3} = 963,04W \text{ o } 0,96kW$$

Secador de anillo

Masa de agua a evaporar del producto

La masa de material no volátil es constante en el proceso:

$$\dot{m}_{S-2S} = \dot{m}_{S-1S}$$

$$\dot{m}_{S-2S} = 194,4 \frac{kg}{h}$$

Sabiendo que la materia no volátil representa el 90% del producto final se puede calcular el flujo másico de salida:

$$\dot{m}_{S-2} = \frac{\dot{m}_{S-2S}}{0,9}$$

$$\dot{m}_{S-2} = 216 \frac{kg}{h}$$

Luego el 10% de esta representa la humedad que sigue ligada y permanecerá en la harina final.

$$\dot{m}_{S-2H} = \dot{m}_{S-2} \times 0,1$$

$$\dot{m}_{S-4H} = 21,6 \frac{kg}{h}$$

La cantidad de agua evaporada en el secador entonces es:

$$\dot{m}_{S-3H} = \dot{m}_{S-1H} - \dot{m}_{S-2H}$$

$$\dot{m}_{S-3H} = 885,6 \frac{kg}{h} - 21,6 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{S-3H} = 864,0 \frac{kg}{h}$$

Temperatura de los fluidos

El intercambio térmico se produce por contacto directo entre la sangre líquida y el flujo de gases calientes producto de una combustión. Predomina la transferencia por convección. La conducción y la radiación desempeñan un papel secundario por lo que se desprecian sus efectos.

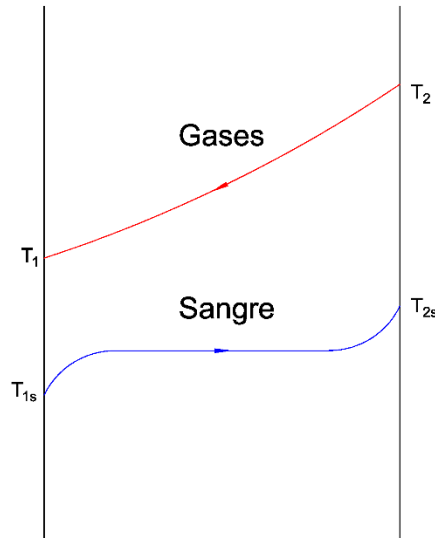


Fig. 29. Diagrama de temperaturas e intercambio térmico de fluidos. Fuente: Elaboración propia.

Condiciones para el funcionamiento

- Capacidad de secado: $864,0 \text{ kg/h}$
- Humedad inicial en base húmeda: 82%
- Humedad final en base húmeda: 10%
- Temperatura de entrada del producto: $T_{1S} = 20^\circ\text{C}$
- Temperatura de salida del material: $T_{2S} = 90^\circ\text{C}$
- Temperatura de entrada de gases: $T_2 = 250^\circ\text{C}$
- Temperatura de salida de gases: $T_1 = 120^\circ\text{C}$
- Calor específico de la sangre seca (c_{PS}): $0,81 \text{ kcal/kg} \times ^\circ\text{C}$

Flujo de aire y humedad de salida

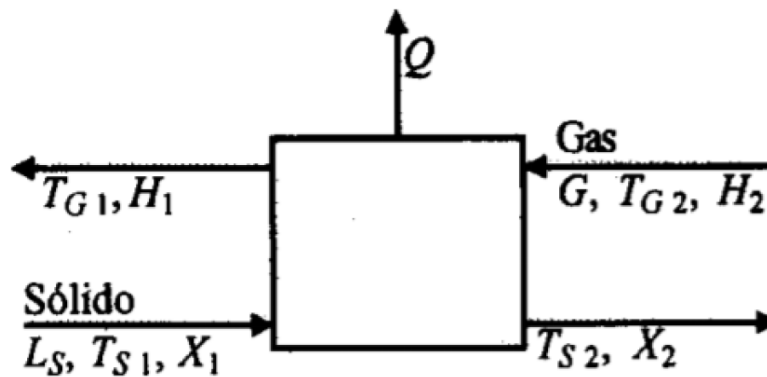


Fig. 30. Proceso para un secador continuo. Fuente: (Geankoplis, 1998).

Humedad en base seca

Humedad de la sangre en la entrada:

$$X_1 = \frac{885,6 \text{ kg/h}}{194,4 \text{ kg/h}} = 4,55 \text{ kg}_{H_2O} / \text{kg}_{sol \text{ seco}}$$

Humedad de la sangre en la salida:

$$X_2 = \frac{21,6 \text{ kg/h}}{194,4 \text{ kg/h}} = 0,11 \text{ kg}_{H_2O} / \text{kg}_{sol \text{ seco}}$$

La humedad del aire de entrada se toma el valor promedio de la zona (Concepción del Uruguay, Entre Ríos):

$$X_2 = 0,0095 \text{ kg}_{H_2O} / \text{kg}_{sol \text{ seco}}$$

Balance de masa

$$S_s \times X_1 + G_s \times Y_2 = S_s \times X_2 + G_s \times Y_1 \quad (1)$$

Siendo:

S_s = Flujo de sólidos secos, material no volátil

G_s = Flujo de aire seco

Balance de energía

$$S_s \times H_{S1} + G_s \times H_{G2} = S_s \times H_{S2} + G_s \times H_{G1} + Q$$

Siendo:

H_{S1} = Entalpía sangre entrada

H_{G2} = Entalpía gases entrada

H_{G1} = Entalpía gases salida

Q = Se considera un 15% (valor sugerido por el autor *Treybal* en su libro *Operaciones de transferencia de masa*) de pérdidas por convección y radiación del calor del aire de entrada.

$$\rightarrow S_s \times H_{S1} + G_s \times H_{G2} = S_s \times H_{S2} + G_s \times H_{G1} + 0,15 \times H_{G2} \times G_s \quad (2)$$

Entalpía de los gases de entrada

$$H_G = c_s \times (T_G - T_0) + H \times \lambda_0$$

Siendo:

c_s = Calor húmedo

λ_0 = Calor latente del agua a la temperatura de referencia (En este caso 0°C). Entonces,

$$\lambda_0 = 598,3 \text{ kcal/kg}$$

H = Humedad por kilogramo de aire seco

T_0 = Temperatura de referencia

T_G = Temperatura de los gases

El calor húmedo se calcula como (Geankoplis, 1998, pág. 626):

$$c_s = 1,005 + 1,88 \times H \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$$

$$c_s = 0,24 + 0,45 \times H \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \right]$$

Entalpía del sólido húmedo

$$H_G = c_{P_S} \times (T_S - T_0) + X \times c_{P_A} \times (T_S - T_0)$$

Siendo:

c_{P_s} = Capacidad calorífica del sólido seco

X = Humedad por kilogramo de sólido seco

Solución

Reemplazando y resolviendo el sistema de 2 ecuaciones con 2 incógnitas (Ecuaciones 1 y 2, G_s e Y_1 respectivamente) nos queda:

$$\begin{cases} \text{Ecuación (1)} & G_s = 13.362,8 \text{ kg}_{\text{aire seco}}/h \\ \text{Ecuación (2)} & Y_1 = 0,074 \text{ kg}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg}_{\text{aire seco}} \end{cases}$$

Calor mínimo a ingresar al sistema

El calor a suministrar por el quemador será el requerido para aportarle al aire ambiente la energía necesaria para llevar el proceso de secado adelante según los parámetros calculados.

Entalpía del aire ambiente

El aire ambiente se considera a presión atmosférica, temperatura 15°C ($c_{P_{\text{aire}}} = 0,24 \text{ kcal}/\text{kg} \times ^\circ\text{C}$) y humedad Y_2 . La entalpía del vapor de agua se considera la correspondiente al vapor saturado a esa temperatura **Fuente especificada no válida..**

$$H_{G_0} = 0,24 \text{ kcal}/\text{kg} \times ^\circ\text{C} \times (15^\circ\text{C} - 0^\circ\text{C}) + 0,0095 \text{ kg}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg as} \times 603,85 \text{ kcal}/\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$H_{G_0} = 9,34 \text{ kcal}/\text{kg as}$$

De este modo, el calor teórico a ingresarle al aire (calor teórico del quemador $Q_{q_{\text{teórico}}}$):

$$\dot{Q}_{q_{\text{teórico}}} = G_s \times \Delta H_G$$

$$\dot{Q}_{q_{\text{teórico}}} = 13.362,8 \text{ kg as}/h \times (104,2 \text{ kcal}/\text{kg as} - 9,34 \text{ kcal}/\text{kg as})$$

$$\dot{Q}_{q_{\text{teórico}}} = 1.267.994,2 \text{ kcal}/h = 1.474,4 \text{ kW}$$

Considerando un rendimiento η de 0,85, queda:

$$\dot{Q}_q = \frac{\dot{Q}_{q_{\text{teórico}}}}{\eta}$$

$$\dot{Q}_q = \frac{1.267.994,2 \text{ kcal/h}}{0,85}$$

$$\dot{Q}_q = 1.491.757,9 \text{ kcal/h}$$

2.6 Cálculos secadores

En el proceso húmedo de vísceras y de pluma, para llevar la humedad final a valor se envía el producto al secador de discos donde de manera indirecta se le aplica calor.

Los flujos de materia que ingresan a los secadores:

Línea	Código Equipo	Flujo masico [Kg/h]	Sólidos [Kg/h]	Aceite [Kg/h]	Agua [Kg/h]
Vísceras húmedo	LVPH_V010	2838	1058	128	1652
Plumas	LP_S010	2640	1108,8	79,2	1452

Tabla 10. Ingreso de materia a los secadores. Fuente: Elaboración propia.

Calor sensible

El producto al ingreso a los secadores se encuentra a una temperatura menor a la de vaporización del agua.

En el caso de las vísceras, el calor específico está dado por la siguiente expresión **Fuente especificada no válida..**

$$C_p = 1,675 + 0,025 \times a$$

Siendo a el porcentaje de agua en la carne.

El calor específico de las plumas es de 0,8 Kcal/kg °C.

El calor sensible necesario para llegar a la temperatura de vaporización está dado por

$$\dot{Q}_{\Delta t} = \dot{m} \times c_p \times (T_f - T_i)$$

Línea	Código Equipo	Flujo masico [Kg/h]	C _p [Kcal/kg°C]	Temperatura de ingreso [°C]	Temperatura de salida [°C]	Q _{ΔT} [Kcal/h]
Vísceras húmedo	LVPH_V010	2838	0,75	60	100	85.140
Plumas	LP_S010	2640	0,8	80	100	42.240

Tabla 11. Calor sensible de los secadores. Fuente: Elaboración propia.

Calor de vaporización

El calor necesario para evaporar la humedad del producto está dado por:

$$\dot{Q}_{\Delta t} = \dot{m}_{evap} \times h_{fg}$$

Siendo h_{fg} el calor latente de vaporización del agua a presión atmosférica igual a 540 Kcal/kg°C y \dot{m}_{evap} el flujo de agua a evaporar (Ver secciones 0, 0 y 0).

Línea	Código Equipo	Flujo de agua a evaporar [Kg/h]	H _{fg} [Kcal/kg]	Q _{evap} [Kcal/h]
Vísceras húmedo	LVPH_V010	1577	540	851.580
Plumas	LP_S010	1372	540	740.880

Tabla 12. Calor latente de vaporización de los secadores. Fuente: Elaboración propia.

Incremento medio logarítmico de temperatura (DMLT)

El secador se alimenta con vapor a 7 barg, por lo que la temperatura del vapor es de 170 °C. En el proceso húmedo de vísceras el producto ingresa a 60°C mientras que en el proceso de pluma ingresa a 80 °C.

Variable	Nomenclatura	Valor	Unidad
Temperatura de ingreso de vapor	T_1	170	°C
Temperatura de salida de agua saturada	T_2	170	°C
Temperatura de entrada de las vísceras	T_3	60	°C
Temperatura de entrada de las plumas	T_3	80	°C
Temperatura de salida del producto (vísceras y plumas)	T_4	100	°C

Tabla 13. Nomenclatura. Fuente: Elaboración propia.

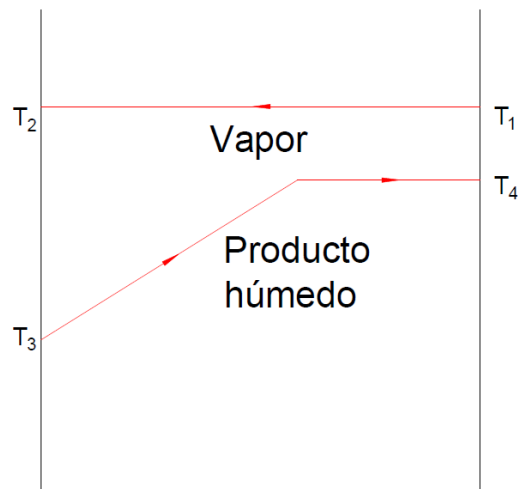


Fig. 31. Diagrama de temperaturas. Fuente: Elaboración propia.

Para intercambiadores de flujo cruzado se calcula se la siguiente manera:

$$DMLT = \frac{(T_2 - T_3) - (T_1 - T_4)}{\ln\left(\frac{T_2 - T_3}{T_1 - T_4}\right)}$$

Para vísceras:

$$DMLT = \frac{(170^{\circ}\text{C} - 60^{\circ}\text{C}) - (170^{\circ}\text{C} - 100^{\circ}\text{C})}{\ln\left(\frac{170^{\circ}\text{C} - 60^{\circ}\text{C}}{170^{\circ}\text{C} - 100^{\circ}\text{C}}\right)}$$

$$DMLT = 88,5^{\circ}\text{C}$$

Para vísceras:

$$DMLT = \frac{(170^{\circ}\text{C} - 80^{\circ}\text{C}) - (170^{\circ}\text{C} - 100^{\circ}\text{C})}{\ln\left(\frac{170^{\circ}\text{C} - 80^{\circ}\text{C}}{170^{\circ}\text{C} - 100^{\circ}\text{C}}\right)}$$

$$DMLT = 79,6^{\circ}\text{C}$$

Coeficiente global de transmisión de calor U_d

Este dato es brindado por el fabricante, el cual nos indica que para los secadores de discos el coeficiente global de transmisión de calor es de $60 \text{ Kcal}/\text{h} \times \text{m}^2 \times ^{\circ}\text{C}$.

Área necesaria para transferir el calor necesario (A_n)

El producto deberá estar en contacto con un área mínima para poder transmitir el calor disponible. Esta se puede calcular mediante la fórmula de transferencia de calor:

$$\dot{Q} = U \times A_i \times DMLT$$

Área para las vísceras

$$\rightarrow A_{n-visceras} = \frac{\dot{Q}_{\Delta T} + \dot{Q}_{evap}}{U \times DMLT}$$

$$A_{n-visceras} = \frac{85.140 \frac{Kcal}{h} + 851.580 \frac{Kcal}{h}}{60 \frac{Kcal}{h \times m^2 \times ^\circ C} \times 88,5^\circ C} = 176,41 m^2$$

Área para las plumas

$$\rightarrow A_{n-plumas} = \frac{\dot{Q}_{\Delta T} + \dot{Q}_{evap}}{U \times DMLT}$$

$$A_{n-plumas} = \frac{42.240 \frac{Kcal}{h} + 740.880 \frac{Kcal}{h}}{60 \frac{Kcal}{h \times m^2 \times ^\circ C} \times 79,6^\circ C} = 164 m^2$$

2.7 Cálculos evaporadores

2.7.1 Evaporador vía húmeda

En este equipo se recupera el calor de los vahos de los procesos de vísceras, sangre y plumas, evaporando el agua presente en el agua de cola.

El caudal de vahos que se ingresan como fuente de calor es de 2949 kg/h y un caudal de agua de cola de 2501 kg/h (Ver sección 0).

Hipótesis:

- Los vahos ingresan a una temperatura de 100°C.
- Los vahos se encuentran a presión atmosférica
- El agua de cola ingresa a 80°C y salen a 90°C.
- La planta evaporadora funciona a una presión absoluta de 0,65 Bar.
- Se considera que ingresa 15% de incondensables respecto a la masa total de entrada.

Flujos másicos de vahos

Flujo vahos	Flujo agua de cola
2921 kg/h	2501 kg/h

Tabla 14. Caudales de ingreso al evaporador. Fuente: Elaboración propia.

Variables y nomenclatura

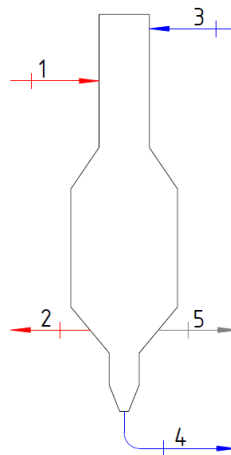


Fig. 32. Corrientes en el evaporador. Fuente: Elaboración propia.

Variable	Nomenclatura	Valor	Unidad
Temperatura de ingreso de vahos	T_1	100	°C
Temperatura de salida de vahos	T_2	100	°C
Temperatura de entrada de agua de cola	T_3	80	°C
Temperatura de salida del concentrado	T_4	90	°C
Temperatura de salida de evaporación	T_5	90	°C

Tabla 15. Nomenclatura. Fuente: Elaboración propia.

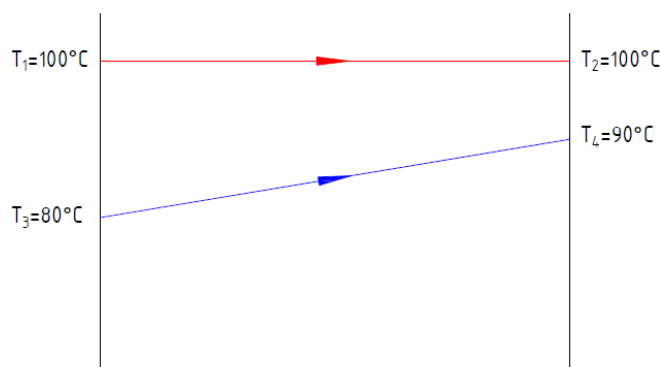


Fig. 33. Diagrama de temperaturas. Fuente: Elaboración propia.

Energía necesaria para evaporar el agua de cola

El calor específico para productos cárnicos con un contenido de agua mayor al 50%, está dado por la siguiente expresión **Fuente especificada no válida**.

$$C_p = 1,675 + 0,025 \times a$$

Siendo a el porcentaje de agua en la carne.

Para un porcentaje del 87%, el calor específico es:

$$C_p = 1,675 + 0,025 \times a = 1,675 + 0,025 \times 87 = 3,85 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C}$$

$$C_p = 0,92 \frac{Kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

Energía para llegar a la temperatura de vaporización

$$\dot{Q}_{agua-1} = \dot{m}_{a-cola} \times c_p \times \Delta t = 2.501,0 \frac{kg}{h} \times 0,92 \frac{Kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \times (90 - 80)^\circ C$$

$$\dot{Q}_{agua-1} = 23.009,2 \frac{Kcal}{h}$$

Energía de vaporización

El calor latente de vaporización para una temperatura de saturación de 90°C es igual a 546 Kcal/kg. Según se determinó en el balance de masa 0, el agua a evaporar es 1.551,0 kg/h.

$$\dot{Q}_{agua-2} = \dot{m}_{evap} \times h_{fg} = 1.571,0 \frac{kg}{h} \times 546,0 \frac{Kcal}{kg} = 857.766,0 \frac{Kcal}{h}$$

Energía por ingreso de aire

El flujo de aire por fugas se considera un 30% del flujo de agua de cola, por lo tanto:

$$\dot{m}_{aire} = 2.501,0 \frac{kg}{h} \times 0,3 = 750,3 \frac{kg}{h}$$

Considerando un calor específico del aire a presión constante de 0,24 kcal/kg.°C se calcula el calor a transferir:

$$\dot{Q}_{aire-3} = \dot{m}_{inc} \times C_p \times \Delta T = 750,3 \frac{kg}{h} \times 0,24 \frac{kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \times (90^\circ C - 20^\circ C)$$

$$\dot{Q}_{aire-3} = 12.605,0 \frac{Kcal}{h}$$

Energía total

$$\dot{Q}_{agua} = \dot{Q}_{agua-1} + \dot{Q}_{agua-2} + \dot{Q}_{aire-3}$$

$$\dot{Q}_{agua} = 23.009,2 \frac{Kcal}{h} + 857.766,0 \frac{Kcal}{h} + 12.605,0 \frac{Kcal}{h}$$

$$\dot{Q}_{agua} = 893.380,2 \frac{Kcal}{h}$$

Se resume en la tabla a continuación la energía necesaria

Calor sensible hasta 90°C			Calor latente vaporización			Calor sensible incondensables			Calor total [Kcal/h]
Flujo masico [kg/h]	ΔT [°C]	$Q_{\Delta T}$ [Kcal/h]	Flujo masico [kg/h]	h_{fg} [Kcal/kg°C]	Q [Kcal/h]	Flujo masico [kg/h]	ΔT [°C]	$Q_{\Delta T}$ [Kcal/h]	
2.501,1	10	23.009,2	1.571	546	857.766,2	750,3	70	12.605,0	893.380,2

Tabla 16. Resumen de energía necesaria en el evaporador. Fuente: Elaboración propia.

Energía disponible de los vahos

Energía por calor latente de vaporización del agua

$$\dot{Q}_{vahos-1} = \dot{m} \times h_{fg} = 2.949 \frac{kg}{h} \times 540 \frac{Kcal}{kg} = 1.592.460 \frac{Kcal}{h}$$

Dado que este calor es mayor al necesario para lograr evaporar el agua de cola, los vahos no se condensarán completamente. Suponiendo un rendimiento del equipo de 0,9, el calor necesario a extraer de los vahos es

$$\dot{Q}_{vahos} = \frac{\dot{Q}_{agua}}{0,9} = \frac{883.380 Kcal}{0,9} \frac{1}{h} \cong 1.000.000 \frac{Kcal}{h}$$

Vahos condensados

$$\dot{Q}_{vahos} = \dot{m} \times h_{fg} \rightarrow \dot{m} = \frac{\dot{Q}_{vahos}}{h_{fg}}$$

$$\dot{m} = \frac{1.000.000 \frac{Kcal}{h}}{540 \frac{Kcal}{kg}} = 1.851,8 \frac{kg}{h}$$

Coeficientes peliculares

Se obtiene el coeficiente para el vapor de agua (vahos) del Apéndice 20 de la bibliografía del autor Cao.

Coeficientes de película aproximados h_i ó h_o ($J/s\ m^2\ K$)					
Sin cambio de fase		Evaporación		Condensación	
agua	1500-11000	agua	4500-11000	vapor de agua	5500-17000
gases	15-250	solv. org.	500-1500	solv. orgánicos	800-2800
solv. organ.	350-2000	ac. livianos	850-1700	aceites livianos	1100-2200
aceites	60-700	ac. pesados	60-250	ac. pesados (vacío)	110-250
		amoníaco	1000-2000	amoníaco	2500-5000

Fig. 34. Coeficientes de película. Fuente: (Eduardo Cao, 1983).

Para condensación tenemos los siguientes valores de referencia:

$$\text{Vapor de agua (Vahos)} \rightarrow 5500 - 17000 \frac{J}{s \times m^2 \times ^\circ C}$$

$$h_o = 5500 \frac{J}{s \times m^2 \times ^\circ C} \times 3600 \frac{\text{seg}}{h} \times \frac{1}{4184} \frac{\text{Kcal}}{J} = 4.732 \frac{\text{Kcal}}{h\ m^2 \times ^\circ C}$$

Para gases sin cambio de fase

$$\text{Gases incondensables} \rightarrow 15 - 250 \frac{J}{s \times m^2 \times ^\circ C}$$

$$h_o = 150 \frac{J}{s \times m^2 \times ^\circ C} \times 3600 \frac{\text{seg}}{h} \times \frac{1}{4184} \frac{\text{Kcal}}{J} = 129 \frac{\text{Kcal}}{h\ m^2 \times ^\circ C}$$

Al tratarse de un evaporador de película descendente, se obtiene el coeficiente pelicular del libro *Procesos de transferencia de calor del autor*, Donald Q. Kern. El coeficiente pelicular interno se obtiene de la ecuación 20.36 de la página 848.

$$h_i \left[\frac{\text{Btu}}{h\ \text{pie}^2\ ^\circ F} \right] = 120 \times \left(\frac{\omega}{\pi D} \right)^{1/3}$$

Donde ω es el flujo del fluido en lb/h y D el diámetro interior de la tubería en pies. Considerando un diámetro de tubería de $1\ \frac{1}{4}$ ":

$$h_i \left[\frac{\text{Btu}}{h\ \text{pie}^2\ ^\circ F} \right] = 120 \times \left(\frac{2.588 \frac{\text{kg}}{h} \times \frac{1\ \text{lb}}{0,454\ \text{kg}}}{\pi \times 1\ \frac{1}{4}\ \text{in} \times 0,083 \frac{\text{ft}}{\text{in}}} \right)^{1/3}$$

$$h_i = 3.114,12 \frac{\text{Btu}}{h\ \text{pie}^2\ ^\circ F} = 15.203,88 \frac{\text{Kcal}}{\text{hora}\ m^2 \times ^\circ C}$$

Resistencia de ensuciamiento R_e

Con la temperatura de los fluidos que interaccionan y suponiendo para un agua turbia o lodosa se adopta el valor sugerido por el autor Cao en el apéndice 22:

$$R_e = 0,0005 \text{ } ^\circ\text{C} \times \text{m}^2/\text{W} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ seg}} \times \frac{4184 \text{ J}}{\text{Kcal}} = 5,81 \times 10^{-4} \text{ } ^\circ\text{C} \times \text{h} \times \text{m}^2/\text{Kcal}$$

Coefficiente global de transmisión de calor U_d

Para el agua de cola

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i} + R_e$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{4732 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}} + \frac{1}{15.203,88 \frac{\text{Kcal}}{\text{hora m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}} + 5,81 \times 10^{-4} \text{ } ^\circ\text{C} \times \text{h} \times \text{m}^2/\text{Kcal}$$

$$\frac{1}{U_d} = 8,589 \times 10^{-4} \text{ } ^\circ\text{C} \times \text{h} \times \text{m}^2/\text{Kcal}$$

$$U_d = 1164,81 \text{ Kcal}/\text{h} \times \text{m}^2 \times \text{ } ^\circ\text{C}$$

Para los incondensables

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i} + R_e$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{129 \frac{\text{Kcal}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}} + \frac{1}{15.203,88 \frac{\text{Kcal}}{\text{hora m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}} + 5,81 \times 10^{-4} \text{ } ^\circ\text{C} \times \text{h} \times \text{m}^2/\text{Kcal}$$

$$\frac{1}{U_d} = 8,4 \times 10^{-3} \text{ } ^\circ\text{C} \times \text{h} \times \text{m}^2/\text{Kcal}$$

$$U_d = 119 \text{ Kcal}/\text{h} \times \text{m}^2 \times \text{ } ^\circ\text{C}$$

Incremento medio logarítmico de temperatura (DMLT)

Para intercambiadores de flujo paralelo se calcula se la siguiente manera:

$$DMLT = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} \right)}$$

$$DMLT = \frac{(100^{\circ}C - 80^{\circ}C) - (100^{\circ}C - 90^{\circ}C)}{\ln\left(\frac{100^{\circ}C - 80^{\circ}C}{100^{\circ}C - 90^{\circ}C}\right)}$$

$$DMLT = 14,42^{\circ}C$$

Área necesaria para transferir el calor disponible (A_n)

Los fluidos calefactores deberán estar en contacto con un área mínima para poder transmitir el calor disponible. Esta se puede calcular mediante la fórmula de transferencia de calor:

$$\dot{Q} = U \times A_i \times DMLT \times F$$

Siendo F un factor de corrección para intercambiadores multipaso. En el presente caso es igual a 1 por ser de un solo paso.

Área para evaporar el agua de cola

$$\rightarrow A_{n-vapor} = \frac{\dot{Q}_{agua-1} + \dot{Q}_{agua-2}}{U \times DMLT \times F}$$

$$A_{n-agua} = \frac{23.009,2 \frac{Kcal}{h} + 857.766,0 \frac{Kcal}{h}}{1164,81 \frac{Kcal}{h \times m^2 \times ^{\circ}C} \times 14,42^{\circ}C \times 1} = 52,44 m^2$$

Área para los incondensables

$$\rightarrow A_{n-inc} = \frac{\dot{Q}_{aire-3}}{U \times DMLT \times F}$$

$$A_{n-inc} = \frac{12.605,0 \frac{Kcal}{h}}{119 \frac{Kcal}{h \times m^2 \times ^{\circ}C} \times 14,42^{\circ}C \times 1} = 7,35 m^2$$

Área total necesaria

$$A_n = A_{n-inc} + A_{n-agua}$$

$$A_n = 52,44 m^2 + 7,35 m^2 = 59,78 m^2$$

Cantidad de tubos (n)

Consideramos tubos de 1 1/4" de acero inoxidable AISI 304, de espesor de pared de 1mm. Siendo 31,75 mm el diámetro interior tenemos un área disponible por caño por metro de:

$$A_i = (31,75\text{mm} + 2 \times 1\text{mm}) \times \pi \times 1\text{m} \times \frac{1\text{m}}{1000\text{mm}}$$

$$A_i = 0,106 \text{ m}^2/\text{m}$$

Utilizando un largo de 3 metros por caño

$$A_{\text{caño}} = 0,106 \text{ m}^2/\text{m} \times 3\text{m} = 0,378 \frac{\text{m}^2}{\text{tubos}}$$

Arreglo de tubos y cantidades reales (n_{real})

La cantidad de tubos necesarios según el área requerida para transmitir el calor

$$N_{\text{tubos}} = \frac{A_n}{A_{\text{caño}}} = \frac{59,8 \text{ m}^2}{0,378 \frac{\text{m}^2}{\text{tubos}}} = 158,17 \text{ tubos}$$

Se define un arreglo en triángulo de tubos con 1 1/2" de separación entre sí.

El apéndice 13, de *Intercambiadores de calor* de Eduardo Cao, ofrece estimaciones de diámetro de carcasa y número de tubos según el arreglo seleccionado.

$$N_{\text{tubos}} = 163$$

El diámetro de carcasa para este número de tubos es de 22 pulgadas.

2.7.2 Evaporador vía mixta

En este equipo se recupera el calor de los vahos de los procesos de vísceras, sangre y plumas, evaporando el agua presente en el agua de cola.

El caudal de vahos que se ingresan como fuente de calor es de 2661 kg/h y un caudal de agua de cola de 3931 kg/h.

Hipótesis:

- Los vahos ingresan a una temperatura de 100°C.
- Los vahos se encuentran a presión atmosférica
- El agua de cola ingresa a 80°C y salen a 90°C.
- La presión del agua de cola en el evaporador es de 0,7 BarA.
- Se considera que ingresan por filtraciones al estar en vacío el evaporador un 30% de incondensables respecto a la masa total de agua de cola de entrada.
- La temperatura de filtración de los incondensables es de 20°C.

Flujos másicos de vahos

Preparó: Brun, Alan Jesús – Cobre, Franco Giovanni – Strack, Franco Agustín	Revisó: GP-31-10-20	Aprobó: GP-06-11-20	Página 262 de 383
---	---------------------	---------------------	-------------------

Flujo vahos	Flujo agua de cola
2661 kg/h	3931 kg/h

Tabla 17. Caudales de ingreso al evaporador. Fuente: Elaboración propia.

Variables y nomenclatura

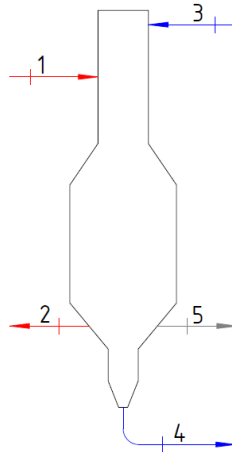


Fig. 35. Corrientes en el evaporador. Fuente: Elaboración propia.

Variable	Nomenclatura	Valor	Unidad
Temperatura de ingreso de vahos	T_1	100	°C
Temperatura de salida de vahos	T_2	100	°C
Temperatura de entrada de agua de cola	T_3	80	°C
Temperatura de salida del concentrado	T_4	90	°C
Temperatura de salida de evaporación	T_5	90	°C

Tabla 18. Nomenclatura.

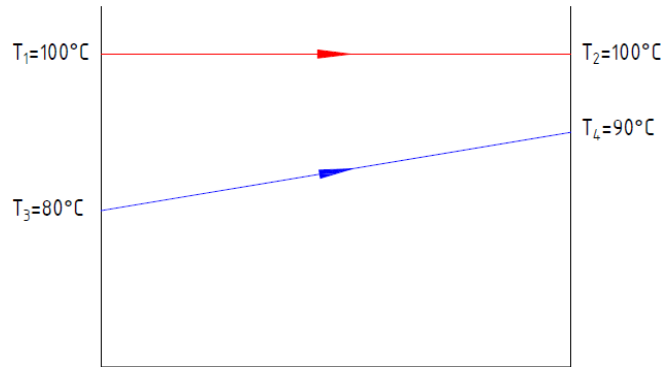


Fig. 36. Diagrama de temperaturas. Fuente: Elaboración propia.

Energía necesaria para el agua de cola

El calor específico para producto cárnicos con un contenido de agua mayor al 50%, está dado por la siguiente expresión **Fuente especificada no válida**.

$$C_p = 1,675 + 0,025 \times a$$

Siendo a el porcentaje de agua en la carne

Para un porcentaje del 70%, el calor específico es

$$C_p = 1,675 + 0,025 \times a = 1,675 + 0,025 \times 70 = 3,425 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C}$$

$$C_p = 0,81 \frac{Kcal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

Energía para llegar a la temperatura de vaporización

$$\dot{Q}_{agua-1} = \dot{m}_{a-cola} \times c_p \times \Delta t = 3.931 \frac{kg}{h} \times 0,81 \frac{Kcal}{kg \text{ } ^\circ C} \times (90 - 80)^\circ C$$

$$\dot{Q}_{agua-1} = 31.448,0 \frac{Kcal}{h}$$

Energía de vaporización

El calor latente de vaporización para una temperatura de saturación de 90°C es igual a 546 Kcal/kg. Según se determinó en el balance de masa 0, el agua a evaporar es 1575 kg/h.

$$\dot{Q}_{agua-2} = \dot{m}_{evap} \times h_{fg} = 1.831 \frac{kg}{h} \times 546 \frac{Kcal}{kg} = 999.726,0 \frac{Kcal}{h}$$

Energía por ingreso de aire

El flujo de aire por fugas se considera un 30% del flujo de agua de cola, por lo tanto:

$$\dot{m}_{aire} = 3.931 \frac{kg}{h} \times 0,3 = 1.179,3 \frac{kg}{h}$$

Considerando un calor específico del aire a presión constante de 0,24 kcal/kg°C se calcula el calor a transferir:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{inc-3} &= m_{inc} \times C_p \times \Delta T = 1.179,3 \frac{kg}{h} \times 0,24 \frac{kcal}{kg} \times ^\circ C \times (90^\circ C - 20^\circ C) \\ \dot{Q}_{inc-3} &= 19.812,24 \frac{Kcal}{h} \end{aligned}$$

Energía total

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{agua} &= \dot{Q}_{agua-1} + \dot{Q}_{agua-2} + \dot{Q}_{inc-3} \\ \dot{Q}_{agua} &= 31.448,0 \frac{Kcal}{h} + 999.726,0 \frac{cal}{h} + 19.812,24 \frac{Kcal}{h} \\ \dot{Q}_{agua} &= 1.050.986,24 \frac{Kcal}{h} \end{aligned}$$

Calor sensible hasta 90°C			Calor latente vaporización			Calor sensible incondensables			Calor total [Kcal/h]
Flujo masico [kg/h]	ΔT [°C]	$Q_{\Delta T}$ [Kcal/h]	Flujo masico [kg/h]	h_{fg} [Kcal/kg °C]	Q [Kcal/h]	Flujo masico [kg/h]	ΔT [°C]	$Q_{\Delta T}$ [Kcal/h]	
3.931	10	31.448,0	1.831	546	999.726,0	1.179,3	70	19.812,24	1.050.986,24

Tabla 19. Resumen de energía necesaria en el evaporador. Fuente: Elaboración propia.

Energía disponible de los vahos

Energía por calor latente de vaporización del agua

$$\dot{Q}_{vahos-1} = \dot{m} \times h_{fg} = 2.661 \frac{kg}{h} \times 540 \frac{Kcal}{kg} = 1.436.940 \frac{Kcal}{h}$$

Dado que este calor es mayor al necesario para lograr evaporar el agua de cola, los vahos no se condensarán completamente. Suponiendo un rendimiento del equipo de 0,9, el calor necesario a extraer de los vahos es

$$\dot{Q}_{vahos} = \frac{\dot{Q}_{agua}}{0,9} = \frac{1.050.986 Kcal}{0,9} \cong 1.167.000 \frac{Kcal}{h}$$

Vahos condensados

$$\dot{Q}_{vahos} = \dot{m} \times h_{fg} \rightarrow \dot{m} = \frac{\dot{Q}_{vahos}}{h_{fg}}$$

$$\dot{m} = \frac{1.167.000 \frac{Kcal}{h}}{540 \frac{Kcal}{kg}} = 2.161,1 \frac{kg}{h}$$

Coeficientes peliculares

Se obtiene el coeficiente para el vapor de agua (vahos) del *Apéndice 20* de la bibliografía del autor Cao.

Coeficientes de película aproximados h_i ó h_o ($J/s \ m^2 \ K$)					
Sin cambio de fase		Evaporación		Condensación	
agua	1500-11000	agua	4500-11000	vapor de agua	5500-17000
gases	15-250	solv. org.	500-1500	solv. orgánicos	800-2800
solv. organ.	350-2000	ac. livianos	850-1700	aceites livianos	1100-2200
accites	60-700	ac. pesados	60-250	ac. pesados (vacío)	110-250
		amoníaco	1000-2000	amoníaco	2500-5000

Fig. 37. Coeficientes de película. Fuente: (Eduardo Cao, 1983).

Para condensación tenemos los siguientes valores de referencia:

$$\text{Vapor de agua (Vahos)} \rightarrow 5500 - 17000 \frac{J}{s \times m^2 \times ^\circ C}$$

$$h_o = 5500 \frac{J}{s \times m^2 \times ^\circ C} \times 3600 \frac{seg}{h} \times \frac{1}{4184} \frac{Kcal}{J} = 4732 \frac{Kcal}{h \ m^2 \ ^\circ C}$$

Para gases sin cambio de fase

$$\text{Gases incondensables} \rightarrow 15 - 250 \frac{J}{s \times m^2 \times ^\circ C}$$

$$h_o = 150 \frac{J}{s \times m^2 \times ^\circ C} \times 3600 \frac{seg}{h} \times \frac{1}{4184} \frac{Kcal}{J} = 129 \frac{Kcal}{h \ m^2 \ ^\circ C}$$

Al tratarse de un evaporador de película descendente, se obtiene el coeficiente pelicular del libro *Procesos de transferencia de calor del autor*, Donald Q. Kern. El coeficiente pelicular interno se obtiene de la ecuación 20.36 de la página 848.

$$h_i \left[\frac{Btu}{h \ pie^2 \ ^\circ F} \right] = 120 \times \left(\frac{\omega}{\pi D} \right)^{1/3}$$

Donde ω es el flujo del fluido en lb/h y D el diámetro interior de la tubería en pies.

Considerando un diámetro de tubería de 1 ¼"

$$h_i \left[\frac{Btu}{h \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ F} \right] = 120 \times \left(\frac{2.588 \frac{kg}{h} \times \frac{1 \text{ lb}}{0,454 \text{ kg}}}{\pi \times 1 \frac{1}{4} \text{ in} \times 0,083 \frac{ft}{in}} \right)^{1/3}$$

$$h_i = 3.114,12 \frac{Btu}{h \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ F} = 15.203,88 \frac{Kcal}{hora \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C}$$

Resistencia de ensuciamiento R_e

Con la temperatura de los fluidos que interaccionan y suponiendo para un agua turbia o lodosa se adopta el valor sugerido por el autor Cao en el apéndice 22:

$$R_e = 0,0005 \text{ } ^\circ C \times m^2/W \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ seg}} \times \frac{4184 \text{ J}}{Kcal} = 5,81 \times 10^{-4} \text{ } ^\circ C \times h \times m^2/Kcal$$

Coefficiente global de transmisión de calor U_d

Para el agua de cola

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i} + R_e$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{4732 \frac{Kcal}{h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C}} + \frac{1}{15.203,88 \frac{Kcal}{hora \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C}} + 5,81 \times 10^{-4} \text{ } ^\circ C \times h \times m^2/Kcal$$

$$\frac{1}{U_d} = 8,589 \times 10^{-4} \text{ } ^\circ C \times h \times m^2/Kcal$$

$$U_d = 1164,81 \text{ Kcal}/h \times m^2 \times ^\circ C$$

Para los incondensables

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i} + R_e$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{129 \frac{Kcal}{h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C}} + \frac{1}{15.203,88 \frac{Kcal}{hora \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C}} + 5,81 \times 10^{-4} \text{ } ^\circ C \times h \times m^2/Kcal$$

$$\frac{1}{U_d} = 8,4 \times 10^{-3} \text{ } ^\circ C \times h \times m^2/Kcal$$

$$U_d = 119 \text{ Kcal}/h \times m^2 \times ^\circ C$$

Incremento medio logarítmico de temperatura (DMLT)

Para intercambiadores de flujo paralelo se calcula se la siguiente manera:

$$DMLT = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2}\right)}$$

$$DMLT = \frac{(100^\circ C - 80^\circ C) - (100^\circ C - 90^\circ C)}{\ln\left(\frac{100^\circ C - 80^\circ C}{100^\circ C - 90^\circ C}\right)}$$

$$DMLT = 14,42^\circ C$$

Área necesaria para transferir el calor disponible (A_n)

Los fluidos calefactores deberán estar en contacto con un área mínima para poder transmitir el calor disponible. Esta se puede calcular mediante la fórmula de transferencia de calor:

$$\dot{Q} = U \times A_i \times DMLT \times F$$

Siendo F un factor de corrección para intercambiadores multipaso. En el presente caso es igual a 1 por ser de un solo paso.

Área para evaporar el agua de cola

$$\rightarrow A_{n-agua} = \frac{\dot{Q}_{agua-1} + \dot{Q}_{agua-2}}{U \times DMLT \times F}$$

$$A_{n-agua} = \frac{31.448,0 \frac{Kcal}{h} + 999.726,0 \frac{Kcal}{h}}{1164,81 \frac{Kcal}{h} \times m^2 \times ^\circ C \times 14,42^\circ C \times 1} = 61,4 m^2$$

Área para los incondensables

$$\rightarrow A_{n-inc} = \frac{\dot{Q}_{inc-3}}{U \times DMLT \times F}$$

$$A_{n-inc} = \frac{19.812,24 \frac{Kcal}{h}}{119 \frac{Kcal}{h} \times m^2 \times ^\circ C \times 14,42^\circ C \times 1} = 11,54 m^2$$

Área total necesaria

$$A_n = A_{n-inc} + A_{n-agua}$$

$$A_n = 61,4 \text{ m}^2 + 11,54 \text{ m}^2 = 73 \text{ m}^2$$

Cantidad de tubos (n)

Consideramos tubos de 1 1/4" de acero inoxidable AISI 304, de espesor de pared de 1mm. Siendo 31,75 mm el diámetro interior tenemos un área disponible por caño por metro de:

$$A_i = (31,75\text{mm} + 2 \times 1\text{mm}) \times \pi \times 1\text{m} \times \frac{1\text{m}}{1000\text{mm}}$$

$$A_i = 0,106 \text{ m}^2/\text{m}$$

Utilizando un largo de 3 metros por caño

$$A_{caño} = 0,106 \text{ m}^2/\text{m} \times 3\text{m} = 0,378 \frac{\text{m}^2}{\text{tubos}}$$

Arreglo de tubos y cantidades reales (n_{real})

La cantidad de tubos necesarios según el área requerida para transmitir el calor

$$N_{tubos} = \frac{A_n}{A_{caño}} = \frac{73 \text{ m}^2}{0,378 \frac{\text{m}^2}{\text{tubos}}} = 193, \text{ tubos}$$

Se define un arreglo en triángulo de tubos con 1 1/2" de separación entre sí.

El apéndice 13, de *Intercambiadores de calor* de Eduardo Cao, ofrece estimaciones de diámetro de carcasa y número de tubos según el arreglo seleccionado.

$$N_{tubos} = 199$$

El diámetro de carcasa para este número de tubos es de 24 pulgadas.

3 Consumo energético

Las plantas de procesamiento de subproductos tienen grandes consumos energéticos tanto térmicos como eléctricos.

3.1 Cálculo consumo de vapor

3.1.1 Digestores

Los flujos másicos al ingreso de los digestores según el tipo de proceso se indican en la tabla a continuación:

Proceso	Código Equipo	Flujo másico [Kg/h]	Sólidos [Kg/h]	Aceite [Kg/h]	Agua [Kg/h]
Vísceras Seco	LVPS_D000	5886,7	1664,3	1594,3	3228,1
Mixto	LVPM_D005	4054	1064	1593	1397

Tabla 20. Flujos de ingreso al digestor. Fuente: Elaboración propia.

Se calcula el calor específico de cada producto a la entrada del equipo.

El calor específico para productos cárnicos está dado por la siguiente expresión **Fuente especificada no válida.**

$$C_p = 1,675 + 0,025 \times a$$

Siendo a el porcentaje de agua en la carne

Se indican en la tabla el calor específico para cada ingreso al digestor

Proceso	Código Equipo	Humedad relativa	Cp [Kcal / kg °C]
Vísceras Seco	LVPS_D000	55%	0,73
Vísceras Mixto	LVPM_D005	34%	0,62

Tabla 21. Calor específico según la humedad del producto. Fuente: Elaboración propia.

Calor sensible para llegar a la temperatura de vaporización

La temperatura de vaporización del agua a presión atmosférica es de 100 °C, por lo tanto, se debe elevar la temperatura hasta ese punto.

La energía necesaria está dada por la siguiente expresión

$$\dot{Q}_{\Delta t1} = \dot{m} \times c_p \times (T_{100} - T_i)$$

Proceso	Código Equipo	Flujo másico [Kg/h]	Cp [Kcal / kg °C]	Temperatura de ingreso [°C]	Q _{ΔT1} [Kcal/h]
Vísceras Seco	LVPS_D000	5.886,7	0,73	20	343.783,3
Vísceras Mixto	LVPM_D005	4.054	0,62	60	100.539,2

Tabla 22. Calor sensible necesario en el digestor. Fuente: Elaboración propia.

Calor latente de vaporización

En este equipo se debe llevar la humedad del producto hasta el 4% (Ver secciones 0 y 0). Éste se encuentra a presión atmosférica, por lo tanto, el calor latente de vaporización es 540 Kcal/kg°C (agua). El calor necesario se expresa

$$\dot{Q}_{evap} = \dot{m} \times h_{fg}$$

Proceso	Código Equipo	Flujo de agua a evaporar [Kg/h]	H _{fg} [Kcal / kg]	Q _{evap} [Kcal/h]
Vísceras Seco	LVPS_D000	3119	540	1.684.260,0
Vísceras Mixto	LVPM_D005	1289	540	696.060,0

Tabla 23. Calor latente necesario en el digestor. Fuente: Elaboración propia.

Calor sensible para la cocción

El producto debe llegar hasta una temperatura de 115°C para garantizar la correcta cocción de la materia. Este calor se expresa

$$\dot{Q}_{\Delta t2} = \dot{m} \times c_p \times (115^{\circ}\text{C} - 100^{\circ}\text{C})$$

Al cambiar la humedad, cambia el calor específico del producto según la expresión **Fuente especificada no válida..**

$$C_p = 1,675 + 0,025 \times a$$

Proceso	Código Equipo	Flujo másico [Kg/h]	% humedad	Cp [Kcal / kg °C]	ΔT [°C]	Q _{ΔT2} [Kcal/h]
Vísceras Seco	LVPS_D000	2765	4	0,42	15	17.419
Vísceras Mixto	LVPM_D005	2765	4	0,42	15	17.419

Tabla 24. Calor sensible para la cocción en el digestor. Fuente: Elaboración propia.

Calor total por digestor

El calor necesario por cada digestor de los procesos es igual a

$$\dot{Q}_{total} = \dot{Q}_{\Delta T1} + \dot{Q}_{evap} + \dot{Q}_{\Delta T2}$$

Proceso	Código Equipo	$Q_{\Delta T1}$ [Kcal/h]	Q_{evap} [Kcal/h]	$Q_{\Delta T2}$ [Kcal/h]	Q_{total} [Kcal/h]
Vísceras Seco	LVPS_D000	343.783,3	1.684.260	17.419	2.045.462,0
Vísceras Mixto	LVPM_D005	100.539,2	696.060,0	17.419	814.018,0

Tabla 25. Calor total necesario en el digestor. Fuente: Elaboración propia.

Consumo de vapor

La camisa de vapor del digestor trabaja con una presión de 6 bar por lo que, el calor latente de vaporización para un vapor saturado a esta presión es igual a 493,4 Kcal/kg.

El consumo de vapor por equipo es igual

$$\dot{m}_{vapor} = \frac{\dot{Q}_{total}}{h_{fg-6\ bar}}$$

Proceso	Código Equipo	Q_{total} [Kcal/h]	m_{vapor} [kg/h]
Vísceras Seco	LVPS_D000	2.045.462	4145
Vísceras Mixto	LVPM_D005	814.018,0	1649,81

Tabla 26. Consumos de vapor calculados. Fuente: Elaboración propia.

El fabricante de digestores "Haarslev" indica para sus equipos un consumo de vapor de $1,45 \frac{kg_{vapor}}{kg_{evap}}$. Teniendo en cuenta posibles errores en las aproximaciones de los calores específicos y a su vez, perdidas sobre paredes de los equipos que no se consideraron, se toma como válido este valor brindado por el fabricante, siendo entonces el consumo de los digestores:

Proceso	Código Equipo	Flujo de agua a evaporar [Kg/h]	m_{vapor} Teórico [kg/h]	m_{vapor} Fabricante [kg/h]
Vísceras Seco	LVPS_D000	3119	4145	4520
Vísceras Mixto	LVPM_D005	1289	1649,81	1868

Tabla 27. Consumos de vapor según el fabricante. Fuente: Elaboración propia.

3.1.2 Secadores

Este equipo se utiliza en el proceso húmedo de vísceras, plumas y sangre. El objetivo de éste es llevar la humedad relativa a valores de calidad aceptables.

El flujo de material al ingreso de estos equipos se muestra en la tabla a continuación

Línea	Código Equipo	Flujo masico [Kg/h]	Sólidos [Kg/h]	Aceite [Kg/h]	Agua [Kg/h]
Vísceras húmedo	LVPH_V010	2838	1058	128	1652
Plumas	LP_S010	1263,6	1108,8	79,2	75,6

Tabla 28. Flujo de ingreso al secador. Fuente: Elaboración propia.

Calor sensible

El producto al ingreso a los secadores se encuentra a una temperatura menor a la de vaporización del agua.

En el caso de las vísceras, el calor específico está dado por la siguiente expresión **Fuente especificada no válida..**

$$C_p = 1,675 + 0,025 \times a$$

Siendo a el porcentaje de agua en la carne.

El calor específico de las plumas es de 0,8 Kcal/kg °C y el de la sangre de 0,9 Kcal/kg °C.

El calor sensible necesario para llegar a la temperatura de vaporización está dado por

$$\dot{Q}_{\Delta t} = \dot{m} \times c_p \times (T_f - T_i)$$

Línea	Código Equipo	Flujo masico [Kg/h]	C _p [Kcal/kg°C]	Temperatura de ingreso [°C]	Temperatura de salida [°C]	Q _{ΔT} [Kcal/h]
Vísceras húmedo	LVPH_V010	2838	0,75	60	100	85.140
Plumas	LP_S010	1263,6	0,8	80	100	20.217

Tabla 29. Calor sensible necesario en el secador. Fuente: Elaboración propia.

Calor de vaporización

El calor necesario para evaporar la humedad del producto está dado por:

$$\dot{Q}_{\Delta t} = \dot{m}_{evap} \times h_{fg}$$

Siendo h_{fg} el calor latente de vaporización del agua a presión atmosférica igual a 540 Kcal/kg°C y \dot{m}_{evap} el flujo de agua a evaporar (Ver secciones 0, 0 y 0).

Línea	Código Equipo	Flujo de agua a evaporar [Kg/h]	H _{fg} [Kcal/kg]	Q _{evap} [Kcal/h]
Vísceras húmedo	LVPH_V010	1549,3	540	836.622
Plumas	LP_S010	1372	540	740.880

Tabla 30. Calor latente necesario en el secador. Fuente: Elaboración propia

Consumo de vapor

La camisa de vapor de los secadores de discos trabaja con una presión de 6 bar por lo que, el calor latente de vaporización para un vapor saturado a esta presión es igual a 493,4 Kcal/kg.

El consumo de vapor por equipo es igual

$$\dot{m}_{vapor} = \frac{\dot{Q}_{total}}{h_{fg-6\ bar}}$$

Proceso	Código Equipo	Q _{total} [Kcal/h]	m _{vapor} [kg/h]
Vísceras húmedo	LVPH_V010	921.762,0	1868,18
Plumas	LP_S010	740.880,0	1501

Tabla 31. Consumo de vapor calculado. Fuente: Elaboración propia.

Al igual que para los digestores, el fabricante "Haarslev" señala que, en sus secadores, el consumo de vapor es de $1,3 \frac{kg_{vapor}}{kg_{evap}}$. Como en el cálculo anterior no se tuvieron en cuenta las superficies de calentamiento, y a su vez, como el calor específico del producto no es exacto, se toma como válido el consumo de vapor que indica el fabricante del equipo.

Proceso	Código Equipo	Flujo de agua a evaporar [Kg/h]	m _{vapor} Teórico [kg/h]	m _{vapor} Fabricante [kg/h]
Vísceras húmedo	LVPH_V010	1549	1868	2013,7
Plumas	LP_S010	1372	1501	1784

Tabla 32. Consumo de vapor según el fabricante. Fuente: Elaboración propia.

3.1.3 Precocedor

Se aplica vapor de manera indirecta a la materia prima que llega desde la tolva de recepción para llevarlo hasta una temperatura de 90°C. Este equipo solo se utiliza en los procesos de vísceras húmedo y mixto.

Proceso	Código Equipo	Flujo masico [Kg/h]	Sólidos [Kg/h]	Aceite [Kg/h]	Agua [Kg/h]
Vísceras Húmedo	LVPH_Z005	5040	1058,4	756	3225,6
Vísceras Mixto	LVPM_Z005	5040	1058,4	756	3225,6

Tabla 33. Flujo de ingreso al precocedor. Fuente: Elaboración propia.

El calor específico para este producto con un 64% de humedad es de 0,78 Kcal/kg°C. El calor sensible necesario para llevar a este a una temperatura de 100°C esta dado por

$$\dot{Q}_{\Delta t} = \dot{m} \times c_p \times (T_f - T_i)$$

Proceso	Código Equipo	Flujo masico [Kg/h]	Cp [Kcal/kg°C]	Temperatura de ingreso [°C]	Temperatura de salida [°C]	Q _{ΔT} [Kcal/h]
Vísceras Húmedo	LVPH_Z005	5040	0,78	20	90	275.184
Vísceras Mixto	LVPM_Z005	5040	0,78	20	90	275.184

Tabla 34. Calor específico según la humedad del producto. Fuente: Elaboración propia

Consumo de vapor

La camisa de vapor de este equipo trabaja con una presión de 6 bar por lo que, el calor latente de vaporización para un vapor saturado a esta presión es igual a 493,4 Kcal/kg.

El consumo de vapor por equipo es igual

$$\dot{m}_{vapor} = \frac{\dot{Q}_{total}}{h_{fg-6\ bar}}$$

Proceso	Código Equipo	Q _{total} [Kcal/h]	m _{vapor} [kg/h]
Vísceras Húmedo	LVPH_Z005	275.184	557,7
Vísceras Mixto	LVPM_Z005	275.184,0	557,7

Tabla 35. Consumos de vapor en el precocedor. Fuente: Elaboración propia

3.1.4 Depósitos de grasa con calefacción

Los depósitos que requieren calefacción son:

LVPS_G000	DEPÓSITO DE GRASA PULMÓN CON CALEFACCIÓN
LVPS_G020	DEPOSITO GRASA EXPEDICIÓN CON CALEFACCIÓN
LVPM_E000	DEPOSITO AGUA DE COLA CON CALEFACCION
LVPM_G000	DEPÓSITO DE GRASA PULMÓN CON CALEFACCIÓN
LVPM_G025	DEPOSITO GRASA EXPEDICIÓN CON CALEFACCIÓN
LVPH_G000	DEPÓSITO DE GRASA PULMÓN CON CALEFACCIÓN
LVPH_G030	DEPOSITO GRASA EXPEDICIÓN CON CALEFACCIÓN
LVPH_E000	DEPOSITO AGUA DE COLA CON CALEFACCION

Tabla 36. Depósitos con calefacción.

Hay dos grupos bien diferenciados en cuanto a su funcionamiento:

- Depósitos pulmón
 - Pre-decanter → Grasa
 - Pre-planta evaporadora → Agua de cola
- Depósitos de expedición

Se diferencian en que los tanques de expedición funcionan intermitentemente cada aproximadamente 3 faenas ya que son de 30m³ y los depósitos pulmón de decantera y plantas evaporadoras poseen calefacción continua. Por un lado, los depósitos de expedición se los proyecta para que le den el salto de temperatura a la grasa en 2hs mientras que el pulmón 15min. Las plantas son de procesamiento continuo por lo que en el momento previo al despacho de grasa será necesario abastecerla completamente y, además, alimentar con vapor los tanques de expedición.

Depósitos de grasa pulmón

Preparó: Brun, Alan Jesús – Cobre, Franco Giovanni – Strack, Franco Agustín	Revisó: GP-31-10-20	Aprobó: GP-06-11-20	Página 276 de 383
---	---------------------	---------------------	-------------------

Los depósitos pulmón tienen los siguientes flujos másicos:

Equipo	Flujo [kg/h]	Producto
LVPS_G000	1521,7	Grasa
LVPM_E000	3306,0	Agua de cola
LVPM_G000	1518,1	Grasa
LVPH_G000	3931,0	Grasa
LVPH_E000	2501,0	Agua de cola

Tabla 37. Flujos másicos de depósitos pulmón con calefacción.

Se consideran los siguientes calores específicos para cada tipo de producto:

$$\text{Grasa} \rightarrow c_{p_g} = 0,8 \text{ kcal/kg} \times ^\circ\text{C}$$

$$\text{Agua de cola} \rightarrow c_{p_{ac}} = 1 \text{ kcal/kg} \times ^\circ\text{C}$$

En todos los casos se considera un salto de temperatura de la grasa:

$$\Delta T = 95^\circ\text{C} - 75^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 20^\circ\text{C}$$

Si consideramos un vapor a 3 bar, tenemos un salto entálpico en la zona de saturación:

$$\Delta h_{fg_{3bar}} = 517,7 \text{ kcal/kg}$$

El tiempo de calentamiento de 15 minutos. La masa que se acumula cada 15 minutos es $\frac{1}{4}$ del flujo másico por hora en cada caso.

De este modo suponiendo una eficiencia (η_1) en la transferencia de 0,9 se puede plantear:

$$\dot{Q}_v \times \eta_1 = \dot{Q}_g$$

$$\dot{m}_v \times \Delta h_{fg_{3bar}} \times \eta_1 = \dot{m}_g \times c_{p_g} \times \Delta T \times \frac{15 \text{ min}}{60 \text{ min}}$$

$$\rightarrow \dot{m}_v = \frac{\dot{m}_g \times c_{p_g} \times \Delta T \times \frac{15 \text{ min}}{60 \text{ min}}}{\Delta h_{fg_{3bar}} \times \eta_1}$$

Así nos queda:

Equipo	\dot{m}_v [kg/h]
LVPS_G000	13,1
LVPM_E000	35,5
LVPM_G000	13,0
LVPH_G000	33,7
LVPH_E000	26,8

Tabla 38. Consumo de vapor por depósito pulmón.

Depósitos de expedición de grasa con calefacción

Los tanques de expedición se dimensionan para aproximadamente 3 faenas lo que da un volumen de depósito de 30m³. El presente cálculo se realiza suponiendo el mismo lleno de producto.

Se considera la densidad de la grasa de 900kg/m³. Siendo necesario, entonces, calefaccionar una masa de 27000kg. Si consideramos el mismo calor específico del apartado anterior, suponiendo que la calefacción se realiza en 2 horas y que es necesario llevar la masa de grasa de 10 a 65°C nos queda una demanda de vapor:

$$\dot{m}_v \times \Delta h_{fg_{3bar}} \times \eta_1 = \frac{m_g}{t} \times c_{p_g} \times \Delta T$$

$$\rightarrow \dot{m}_v = \frac{\frac{m_g}{t} \times c_{p_g} \times \Delta T}{\Delta h_{fg_{3bar}} \times \eta_1}$$

$$\dot{m}_v = \frac{\frac{27000kg}{2h} \times 0,8 kcal/kg \times ^\circ C \times (65^\circ C - 10^\circ C)}{517,7 kcal/kg \times 0,9}$$

$$\dot{m}_v = 1274,9 kg/h$$

Sin embargo, es necesario aclarar que este vapor se demanda 1 vez cada 3 días de faena. Por lo tanto, para computar la energía consumida es necesario distribuir este consumo en esos 3 días. Lo que es el equivalente a un consumo por hora de:

$$\dot{m}_{v_{equiv}} = \frac{1274,9 kg/h \times \frac{2h}{3días}}{16 h/día}$$

$$\dot{m}_{v_{equiv}} = 53,1 kg/h$$

Se lo expresa de esta manera para ingresarlo a la planilla de cómputo de energía.

3.1.5 Hidrolizador

Se llevan las plumas hasta una temperatura de 130°C a una presión de 3 bar para el correcto hidrolizado de estas.

El flujo de ingreso es de 2640 kg/h y el calor específico de estas 0,8 Kcal/kg°C. La temperatura de ingreso de estas es de 20°C, por lo que el calor sensible necesario es

$$Q_{\Delta t} = \dot{m} \times c_p \times (T_f - T_i)$$

Proceso	Código Equipo	Flujo masico [Kg/h]	Cp [Kcal/kg°C]	Temperatura de ingreso [°C]	Temperatura de salida [°C]	Q _{ΔT} [Kcal/h]
Plumas	LP_D025	2640	0,8	20	130	232.320,1

Tabla 39. Calor sensible necesario en el hidrolizador. Fuente: Elaboración propia.

Consumo de vapor

Dado que se inyecta el 75% del consumo de vapor del equipo directamente en la pluma para mantener la presión dentro del equipo, y que, en las descargas de material se producen fugas de vapor y agua, no es posible estimar un flujo masico de vapor a través del cálculo térmico. Es necesario tener datos experimentales de estas fugas, es por ello que, el fabricante "Haarslev" estima un consumo de vapor a 5 bar de 0,33 kg de vapor por cada kg de pluma hidrolizada. Tomando como valido este dato el consumo de vapor es igual

$$\dot{m}_{vapor} = \dot{m}_{pluma} \times 0,33$$

$$\dot{m}_{vapor} = 2640 \frac{kg}{h} \times 0,33 = 871,2 \frac{kg}{h}$$

Proceso	Código Equipo	Flujo masico [Kg/h]	m _{vapor} fabricante [Kg/h]
Plumas	LP_D025	2640	871

Tabla 40. Consumo de vapor en el hidrolizador. Fuente: Elaboración propia.

3.1.6 Resumen consumos de vapor por línea

Proceso seco de vísceras, sangre y pluma

Proceso	Equipo	Código equipo	Consumo vapor [Kg/h]
Vísceras	Digestor	LVPS_D000	4520

Plumas	Hidrolizador	LP_D025	871
	Secador	LP_S010	1784
Total			7316

Tabla 41. Resumen de consumos de vapor del proceso seco. Fuente: Elaboración propia.

Proceso Húmedo de vísceras, sangre y pluma

Proceso	Equipo	Código equipo	Consumo vapor [Kg/h]
Vísceras	Secador	LVPH_V010	2013
	Precocedor	LVPH_Z005	557
Plumas	Hidrolizador	LP_D025	871
	Secador	LP_S010	1784
Total			5225

Tabla 42. Resumen de consumos de vapor del proceso húmedo. Fuente: Elaboración propia.

Proceso mixto de vísceras, sangre y pluma

Proceso	Equipo	Código equipo	Consumo vapor [Kg/h]
Vísceras	Digestor	LVPM_D005	1868
	Precocedor	LVPM_Z005	557
Plumas	Hidrolizador	LP_D025	871
	Secador	LP_S010	1784
Total			5080

Tabla 43. Resumen de consumos de vapor del proceso mixto. Fuente: Elaboración propia

3.2 Cálculo de consumo de combustible

Se plantean los casos de alimentar la caldera de la planta con gas natural (GN) y con gas licuado de petróleo (GLP).

Hipótesis y consideraciones:

Poder calorífico inferior del GN: $PCI_{GN} = 9300 \text{ kcal/m}^3$

Poder calorífico inferior del GLP: $PCI_{GLP} = 11068 \text{ kcal/kg}$

Densidad del GLP: $\rho_{GLP} = 0,518 \text{ kg/l}$

Los consumos más grandes de la planta como puede ser un digestor o el secador de discos trabajan a presiones que rondan los 6 – 9 bares absolutos. Mediante el sistema de recuperación de condensados es posible recuperar gran parte condensado que está en estado saturado (a temperatura de saturación). Por lo que la alimentación de la caldera se supone a una temperatura de 20°C por debajo de la temperatura de saturación a 6 bares absolutos:

$$T_{w_{alim}} = T_{sat_{6bar}} - 20^{\circ}\text{C} = 158,9^{\circ}\text{C} - 20^{\circ}\text{C}$$

Temperatura de alimentación del agua de la caldera: $T_{w_{alim}} = 138,9^{\circ}\text{C}$

Presión de trabajo de la caldera: $P_{cald} = 9\text{bar}$

La presión de caldera se define a partir de las presiones de trabajo que se pueden llegar a tener en el secador de anillos e hidrolizador principalmente (6 – 8 barg y 5 – 6 barg respectivamente).

Rendimiento de la caldera: $\eta_{cald} = 0,87$

Energía específica a suministrar

La instalación de vapor se proyecta con un recuperador de condensados, por lo tanto, el agua de alimentación de la caldera se la supone a 138,9°C.

Es necesario ingresar suficiente energía para llevar esta agua de un estado de subenfriamiento a un vapor sobrecalentado. Se considerará el calor sensible para llegar al punto de ebullición a 9bar (proceso 1-2) y el calor latente de vaporización a esa presión (proceso 2-3).

Energía 1-2

Para la entalpía del líquido subenfriado es correcto tomar la correspondiente a la del líquido saturado a esa temperatura:

$$h_1 \cong h_{f_{138,9^{\circ}\text{C}}}$$

$$\rightarrow h_1 \cong 138,9 \text{ kcal/kg}$$

Luego la entalpía del líquido saturado a 9bar (175,5°C) es:

$$h_2 = h_{f_{9bar}}$$

$$h_2 = 177,7 \text{ kcal/kg}$$

De este modo para el proceso 1-2 nos queda:

$$\Delta h_{1-2} = 177,7 \text{ kcal/kg} - 138,9 \text{ kcal/kg}$$

$$\Delta h_{1-2} = 38,8 \text{ kcal/kg}$$

Energía 2-3

El calor latente a 9 bar se obtiene de manera directa de las tablas de vapor saturado.

$$h_{2-3} = h_{fg}$$

$$\Delta h_{2-3} = 663,6 \text{ kcal/kg}$$

Energía total proceso 1-3

$$\Delta h_T = \Delta h_{1-2} + \Delta h_{2-3}$$

$$\Delta h_T = 38,8 \text{ kcal/kg} + 663,6 \text{ kcal/kg}$$

$$\Delta h_T = 702,4 \text{ kcal/kg}$$

Consumo de combustibles por equipo y por línea

Se obtiene del producto del consumo de vapor y el incremento de entalpía total a ingresarle a la alimentación de la caldera.

$$\dot{Q}_i = \frac{\dot{m}_v \times \Delta h_T}{\eta}$$

El consumo (\dot{V}_i) de cada combustible se calcula como sigue:

$$\dot{V}_{GN} = \frac{\dot{Q}_i}{PCI_{GN}} \left[\text{m}^3/\text{h} \right]$$

$$\dot{V}_{GLP} = \frac{\dot{Q}_i}{PCI_{GLP} \times \rho_{GLP}} \left[\text{l}/\text{h} \right]$$

EQUIPO	LINEA	VAPOR [kg/h]	E. TERMICA [kcal/h]	CONS. GAS NAT. [m3/h]	CONS. GLP [l/h]
DIGESTOR CONTINUO	VISCERAS - VS	4.520,0	3.649.250,57	392,39	636,51
HIDROLIZADOR	PLUMAS	871,2	703.368,83	75,63	122,68

SECADOR DE DISCOS	PLUMAS	1.784,0	1.440.323,68	154,87	251,22
SECADOR DE ANILLO CON LAVADOR DE GASES	SANGRE		1.491.757,90	160,40	260,20
PRECOCEDOR	VISCERAS - VM	557,0	449.697,47	48,35	78,44
DIGESTOR CONTINUO CON MOTOR Y AISLAMIENTO TÉRMICO	VISCERAS - VM	1868,0	1.681.077,33	180,76	293,22
PRECOCEDOR	VISCERAS - VH	557,0	449.697,47	48,35	78,44
SECADOR DE DISCOS	VISCERAS - VH	2013	1.609.061,15	173,02	280,66

Tabla 44. Consumo de combustibles, por equipo. Fuente: Propia

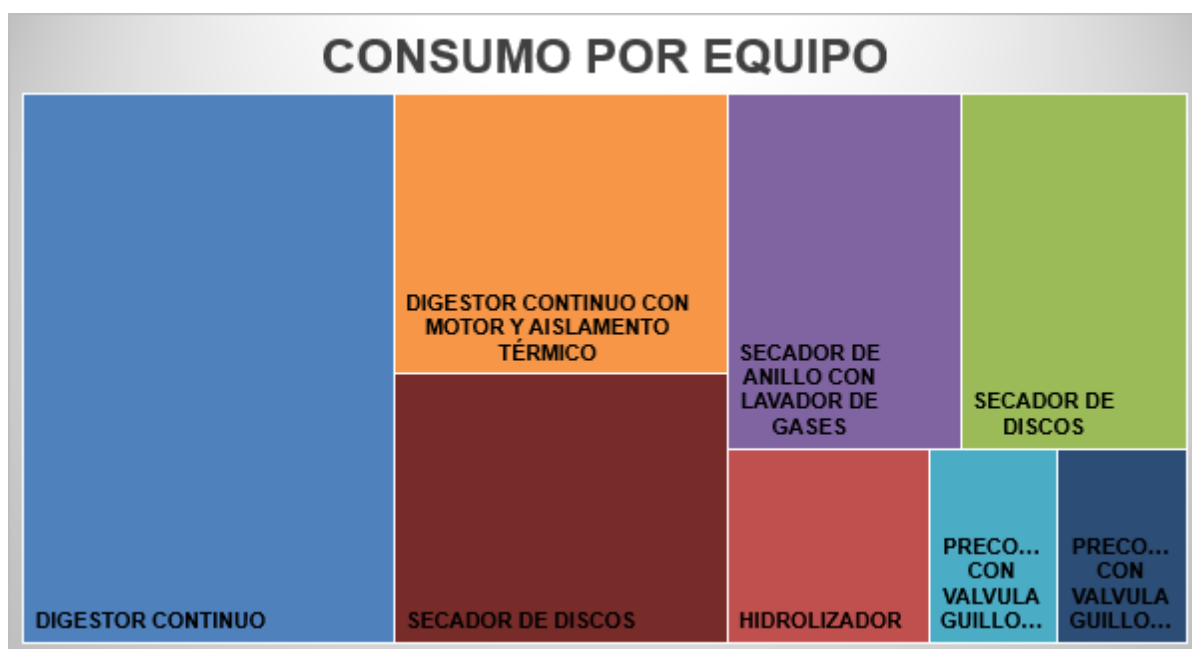


Fig. 38. Consumo de combustibles, por equipo. Fuente: Propia



Fig. 39. Energía térmica por línea. Fuente: Propia

TECNOLOGÍA	E. TERMICA [kcal/h]	CONS. GAS NAT. [m3/h]	CONS. GLP [l/h]
VIA SECA	7.284.700,98	783,30	1270,61
VIA MIXTA	5.766.225,21	620,02	1005,76
VIA HUMEDA	5.694.209,03	612,28	993,19

Tabla 45. Consumos de combustibles por planta. Fuente: Propia

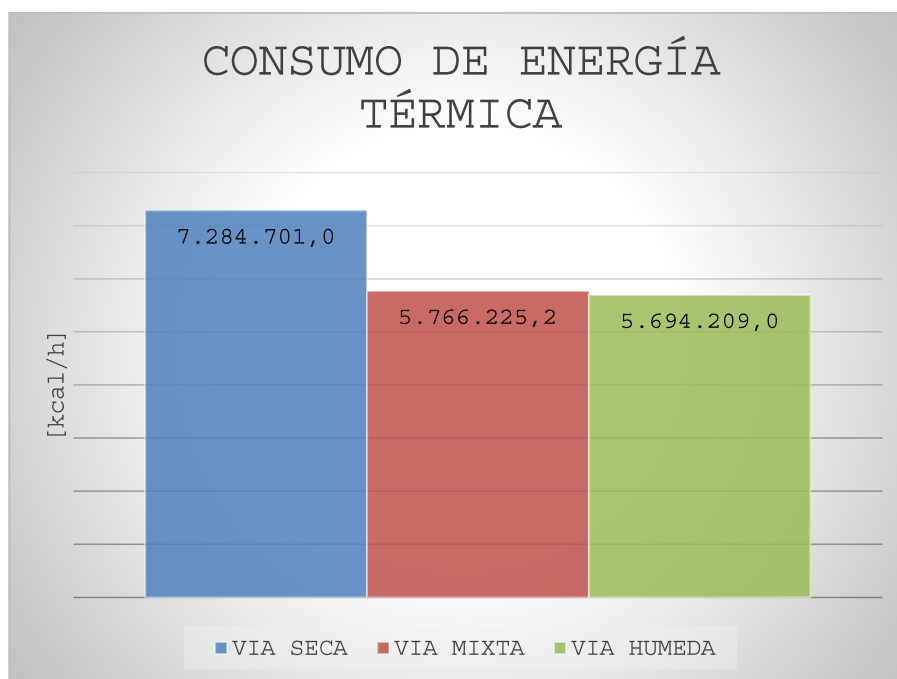


Fig. 40. Consumo de energía térmica por planta-tecnología. Fuente: Propia

3.3 Consumo eléctrico

A partir de la selección de equipos, se numeran los mismos asignándoles su potencia eléctrica. Estas se afectan por factores de utilización (*FU*) en función de la capacidad de diseño y la de trabajo y como son líneas continuas que se plantean funcionando las 16 horas de faena los factores de simultaneidad (*FS*) son 1. De este modo, se hallan las potencias efectivas.

Tenemos de esta forma los siguientes consumos:

LINEA	Demanda de potencia máxima [kW]
Vísceras – Vía Seca	232,8
Vísceras – Vía Mixta	407,8
Vísceras – Vía Húmeda	345,4
Plumas	192,7
Sangre	130,6
Recuperación de condensados	12

Vahos – Vía Seca	40,9
Vahos – Vía Mixta y Húmeda	28,9

Tabla 46. Potencia eléctrica efectiva por línea. Fuente: Propia

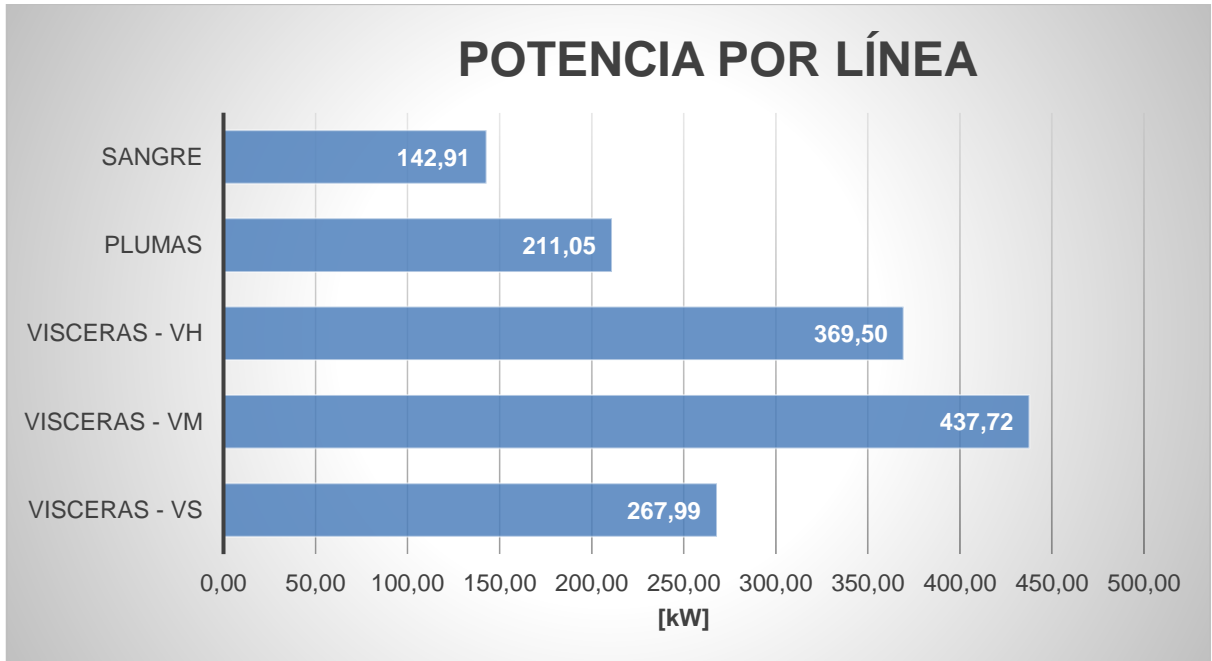


Fig. 41. Potencia eléctrica efectiva por línea. Fuente: Propia

Luego, la potencia efectiva por planta – tecnología, queda:

TECNOLOGÍA	Pot. Efect. [kW]
VIA SECA	621,95
VIA MIXTA	791,68
VIA HUMEDA	723,47

Tabla 47. Potencia eléctrica efectiva por planta - tecnología. Fuente: Propia

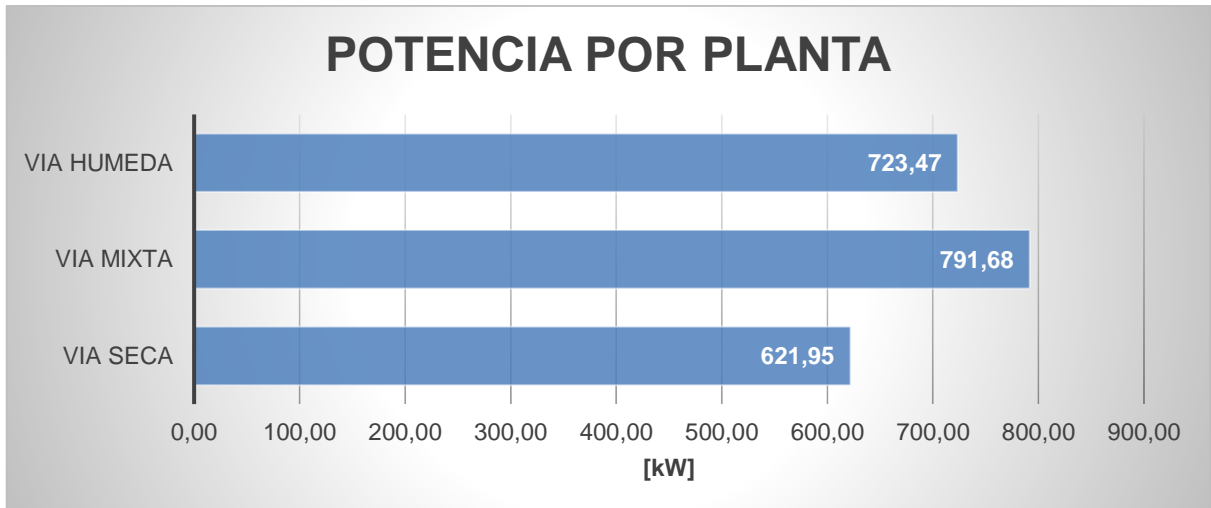


Fig. 42. Potencia eléctrica efectiva por planta - tecnología. Fuente: Propia

4 Transportes y acopio

4.1 Cálculo de las capacidades de las tolvas

Tolva de recepción de vísceras

Las diferentes opciones tecnológicas tendrán la misma capacidad de *batcheo* en la tolva de recepción.

Criterio: Se propone tener la capacidad de almacenamiento de al menos media faena (8 horas de producción).

De este modo, suponiendo una densidad de vísceras crudas de 700kg/m³:

$$V = 5.040 \frac{kg_{visceras}}{h} \times \frac{8h}{700 \frac{kg_{visceras}}{m^3}}$$

$$V = 57,6m^3$$

Tolva de recepción de plumas

Criterio: Se propone tener la capacidad de almacenamiento de al menos media faena (8 horas de producción).

De este modo, suponiendo una densidad de plumas de 800kg/m³:

$$V = 2.640 \frac{kg_{plumas}}{h} \times \frac{8h}{800 \frac{kg_{plumas}}{m^3}}$$

$$V = 26,4m^3$$

Tanque de recepción de sangre

Criterio: Se propone tener la capacidad de almacenamiento de al menos media faena (8 horas de producción).

De este modo, suponiendo una densidad de la sangre de 1.060kg/m³:

$$V = 1.080 \frac{kg_{sangre}}{h} \times \frac{8h}{1.060 \frac{kg_{sangre}}{m^3}}$$

$$V = 8,15m^3$$

Tolva de acopio de harina de vísceras

Criterio: Se propone tener la capacidad de almacenamiento de al menos media faena (8 horas de producción).

De este modo, suponiendo una densidad de la harina de 500kg/m³:

$$V = 1.310 \frac{kg_{harina-visceras}}{h} \times \frac{8h}{500 \frac{kg_{harina-visceras}}{m^3}}$$

$$V = 20,96m^3$$

Tolva de acopio de harina de plumas

Criterio: Se propone tener la capacidad de almacenamiento de al menos media faena (8 horas de producción).

De este modo, suponiendo una densidad de la harina de 500kg/m³:

$$V = 1.263 \frac{kg_{harina-plumas}}{h} \times \frac{8h}{500 \frac{kg_{harina-plumas}}{m^3}}$$

$$V = 20,21m^3$$

Tolva de acopio de harina de sangre

Criterio: Se propone tener la capacidad de almacenamiento de al menos media faena (8 horas de producción).

De este modo, suponiendo una densidad de la harina de 500kg/m³:

$$V = 216 \frac{kg_{harina-sangre}}{h} \times \frac{8h}{500 \frac{kg_{plumas}}{m^3}}$$

$$V = 3,45m^3$$

4.2 Cálculo de las potencialidades de transporte de las materias primas

4.2.1 Transporte neumático de plumas

Se tiene un punto de carga en la zona de faena. Una válvula rotativa dosifica la carga del transporte neumático por presión.

Características de la materia prima

Materia prima: Plumas

Densidad: 800 kg/m³

Caudal: 2.640 kg/h

Requerimientos de transporte

Distancia de recorrido: 136,6m

Altura necesaria: 4,5m

Cantidad de aire necesario

La experiencia en manipulación de productos de características similares a las plumas por parte de ingenieros experimentados de la industria local indica que se obtienen resultados positivos con diluciones (d_v) entre 150 y 200.

De este modo la cantidad de aire se puede calcular como:

$$d_v = \frac{\dot{V}_a}{\dot{V}_m} = \frac{\dot{V}_a}{\dot{m}_{plumas}/\rho_{plumas}} \rightarrow \dot{V}_a = d_v \times \dot{m}_{plumas}/\rho_{plumas}$$

$$\dot{V}_a = 150 \times \frac{2.640 \frac{kg}{h}}{800 \frac{kg}{m^3}} \times \frac{1h}{3600s}$$

$$\dot{V}_a = 0,1375 \frac{m^3}{s}$$

Velocidad del aire:

Las velocidades aconsejadas para cada tipo de tramos son las siguientes.

- Velocidad del aire en la línea

$$V_a = 45 \times \sqrt{y_m} = 45 \times \sqrt{0,8 \frac{kg}{dm^3}} = 40,25 \frac{m}{s}$$

Teniendo en cuenta que, para materiales ligeros, el valor se reduce en un 6%, entonces,

$$V_a = 0,94 \times 40,25 \frac{m}{s} = 37,83 \frac{m}{s}$$

- Velocidad del aire en el succionador

$$V_a = 72 \times \sqrt{y_m} = 72 \times \sqrt{0,8 \frac{kg}{dm^3}} = 64,40 \frac{m}{s}$$

Teniendo en cuenta que, para materiales ligeros, el valor se reduce en un 6%, entonces,

$$V_a = 0,94 \times 64,40 \frac{m}{s} = 60,53 \frac{m}{s}$$

Diámetro de la tubería

- Diámetro de la tubería en la línea

$$S_t = \frac{V_a}{v_a} \rightarrow \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{V_a}{v_a} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \times V_a}{V_a \times \pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,1375 \frac{m^3}{s}}{37,83 \frac{m}{s} \times \pi}} = 0,068m$$

- Diámetro de la tubería en el succionador

$$S_t = \frac{V_a}{v_a} \rightarrow \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{V_a}{v_a} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \times V_a}{V_a \times \pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,1375 \frac{m^3}{s}}{60,53 \frac{m}{s} \times \pi}} = 0,054m$$

Como los diámetros mínimos recomendados son a partir de los 80mm, se toma como valor 89mm, que es un diámetro que el fabricante Famiq posee.

Verificación de la relación de secciones

$$St \geq 10 Sm$$

Siendo:

$$\frac{\pi \times \phi^2}{4} \geq 10 \frac{Pm}{\gamma m \times 0,75 \times \vec{V}_a}$$

- En la línea

$$\frac{\pi \times (0,089m)^2}{4} \times 100 \frac{cm}{m} \geq 10 \frac{2.640 \frac{kg}{h} \times \left(\frac{1h}{3600s}\right)}{800 \frac{kg}{m^3} \times 0,75 \times 0,1375 \frac{m^3}{s}} \rightarrow 0,622 > 0,089 \rightarrow Verifica$$

Recalculo de las velocidades

Las velocidades del aire en la línea,

$$S_t = \frac{\dot{V}_a}{V_a} \rightarrow \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{\dot{V}_a}{V_a} \rightarrow V_a = \frac{4 \times \dot{V}_a}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 0,1375 \frac{m^3}{s}}{\pi \times (0,089m)^2} = 22,10 \frac{m}{s}$$

Presión necesaria

Pérdidas debidas al aire

Pérdidas para imprimir al aire la velocidad

$$h_{fd} = \frac{\gamma a \times \vec{V}_a^2}{2 \times g} = \frac{1,2 \frac{Kg}{m^3} \times \left(22,10 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}} = 29,87mmca$$

Pérdidas por entrada de aire al circuito

$$h_{fia} = 2 \times h_{fd} = 2 \times 29,87mmca = 59,74mmca$$

Pérdidas por rozamiento en tuberías

$$h_{ft} = \frac{f \times Ltr[m] \times \gamma_a \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times \vec{V}_a \left[\frac{m}{s} \right]^2}{2 \times g \left[\frac{m}{s^2} \right] \times \phi[m]} = \frac{0,02 \times 136,6m \times 1,2 \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times \left(22,10 \frac{m}{s} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times 0,089m}$$

$$h_{ft} = 916,97mmca$$

Pérdidas para vencer alturas

$$h_{fh} = y_a \times h = 1,2 \frac{Kg}{m^3} \times 4,5m = 5,4mmca$$

Pérdidas en accesorios

$$h_{fda} = \frac{f \times Ltr[m] \times \gamma_a \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times \vec{V}_a \left[\frac{m}{s} \right]^2}{2 \times g \left[\frac{m}{s^2} \right] \times \phi[m]} = \frac{0,02 \times 6,5m \times 1,2 \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times \left(22,10 \frac{m}{s} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times 0,089m}$$

$$h_{da} = 43,63mmca$$

5 codos a 90° → Ltr = 5 x 1,3m=6,5m

Pérdidas debidas al material

Pérdida para imprimirle la fuerza viva al material

$$h_{fim} = 0,008 \times P_m \left[\frac{Kg}{s} \right] \times \frac{\vec{V}_a \left[\frac{m}{s} \right]^2}{\dot{V}_a \left[\frac{m^3}{s} \right]}$$

$$h_{fim} = 0,008 \times 2.640 \frac{kg}{h} \times \left(\frac{1h}{3.600s} \right) \times \frac{\left(22,10 \frac{m}{s} \right)^2}{0,1375 \frac{m^3}{s}} = 20,84mmca$$

Pérdida por resistencia en cañerías

$$h_{ftm} = 0,06 \times \tan \varphi \times \frac{Lt[m] \times P_m \left[\frac{Kg}{s} \right]}{\dot{V}_a \left[\frac{m^3}{s} \right]}$$

$$h_{ftm} = 0,06 \times 0,7 \times \frac{136,6m \times 2.640 \frac{kg}{h} \times \left(\frac{1h}{3.600s}\right)}{0,1375 \frac{m^3}{s}}$$

$$h_{ftm} = 30,60mmca$$

Pérdidas para vencer alturas

$$h_{fhm} = \frac{0,278 \times P_m \left[\frac{tn}{hs}\right] \times H[m]}{V_a \left[\frac{m^3}{s}\right]}$$

$$h_{fhm} = \frac{0,278 \times 2,64 \frac{tn}{h} \times 4,5m}{0,1375 \frac{m^3}{s}}$$

$$h_{fhm} = 24,02mmca$$

Pérdidas por accesorios

$$h_{fdm} = rp \times h_{da}$$

$$h_{fdm} = \frac{P_m \left[\frac{Kg}{s}\right]}{1,2 \left[\frac{Kg}{m^3}\right] \times V_a \left[\frac{m^3}{s}\right]} \times H_{da}$$

$$h_{fdm} = \frac{2.640 \frac{kg}{h} \times \left(\frac{1h}{3.600s}\right)}{1,2 \left[\frac{Kg}{m^3}\right] \times 0,1375 \frac{m^3}{s}} \times 43,63 \frac{kg}{m^2}$$

$$h_{f-dm} = 330,4mmca$$

Pérdidas totales

$$H_{f-T} = \sum h_{f-aire} + \sum h_{f-material}$$

Donde:

$$\sum h_{f-aire} = h_{fd} + h_{fia} + h_{ft} + h_{fda}$$

$$\sum h_{f-aire} = 29,87 + 59,74 + 916,97 + 5,4 + 43,63 = 1.055,61 mmca$$

$$\sum h_{f\text{-material}} = h_{fim} + h_{ftm} + h_{fhm} + h_{fdm}$$

$$\sum h_{f\text{-material}} = 20,84 + 30,60 + 24,02 + 330,4 = 405,86 \text{ mmca}$$

$$H_{f-T} = 1.461,47 \text{ mmca}$$

Potencia necesaria

$$N = \frac{\vec{V}a \left[\frac{m^3}{s} \right] \times H_{f-T} \left[\frac{kg}{m^2} \right]}{75 \left[\frac{kgm/s}{CV} \right] \times \eta}$$

$$N = \frac{0,1375 \frac{m^3}{s} \times 1.461,47 \frac{kg}{m^2}}{102 \left[\frac{kgm/s}{kW} \right] \times 0,5}$$

$$N = 3,94kW$$

4.2.2 Transporte neumático de vísceras

Características de la materia prima

Materia prima: Vísceras

Densidad: 700 kg/m³

Caudal: 5.040 kg/h

Requerimientos de transporte

Distancia de recorrido: 128,7m

Altura necesaria: 4,5m

Cantidad de aire necesario:

$$r_p = \frac{P_m}{1,2 \times \dot{V}_a} \rightarrow \dot{V}_a = \frac{P_m}{1,2 \times r_p} = \frac{5.040 \frac{kg}{h} \times \left(\frac{1h}{3600s} \right)}{1,2 \frac{kg}{m^3} \times 10} = 0,1166 \frac{m^3}{s}$$

Velocidad del aire:

La densidad de las vísceras es de 0,7tn/m³.

Tomando ese valor, se determina lo siguiente:

- Velocidad del aire en la línea

$$V_a = 45 \times \sqrt{y_m} = 45 \times \sqrt{0,7 \frac{kg}{dm^3}} = 37,65 \frac{m}{s}$$

Teniendo en cuenta que, para materiales ligeros, el valor se reduce en un 6%, entonces,

$$V_a = 0,94 \times 37,65 \frac{m}{s} = 35,39 \frac{m}{s}$$

- Velocidad del aire en el succionador

$$V_a = 72 \times \sqrt{y_m} = 72 \times \sqrt{0,7 \frac{kg}{dm^3}} = 60,24 \frac{m}{s}$$

Teniendo en cuenta que, para materiales ligeros, el valor se reduce en un 6%, entonces,

$$V_a = 0,94 \times 60,24 \frac{m}{s} = 56,63 \frac{m}{s}$$

Diámetro de la tubería

- Diámetro de la tubería en la línea

$$S_t = \frac{\dot{V}_a}{V_a} \rightarrow \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{\dot{V}_a}{V_a} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \times \dot{V}_a}{V_a \times \pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,1166 \frac{m^3}{s}}{35,39 \frac{m}{s} \times \pi}} = 0,0647m \approx 65mm$$

Dado que se recomiendan tuberías mayores a 80 mm, se adopta cañería de 89 mm ya que el fabricante Famiq provee esta medida de forma estándar.

Recalculo de las velocidades

Las velocidades del aire en la línea,

$$S_t = \frac{\dot{V}_a}{V_a} \rightarrow \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{\dot{V}_a}{V_a} \rightarrow V_a = \frac{4 \times \dot{V}_a}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 0,1166 \frac{m^3}{s}}{\pi \times (0,089m)^2} = 18,74 \frac{m}{s}$$

Verificación de la relación de secciones

$$St \geq 10 Sm$$

Siendo:

$$\frac{\pi \times \phi^2}{4} \geq 10 \frac{Pm}{\gamma m \times 0,75 \times \dot{V}_a}$$

$$\frac{\pi \cdot (0,089m)^2}{4} \times \left(100 \frac{cm}{m}\right)^2 \geq 10 \frac{5.040 \frac{kg}{h} \times \left(\frac{1h}{3.600s}\right)}{700 \frac{kg}{m^3} \times 0,75 \times 18,74 \frac{m^3}{s}} \times \left(100 \frac{cm}{m}\right)^2 \rightarrow 62,21 > 14,2$$

→ Verifica

Presión necesaria

Pérdidas debidas al aire

Pérdidas para imprimir al aire la velocidad

$$h_{fd} = \frac{\gamma a \times \vec{V}_a^2}{2 \times g} = \frac{1,2 \frac{Kg}{m^3} \times \left(18,74 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}} = 21,48 mmca$$

Pérdidas por entrada de aire al circuito

$$h_{fia} = 2 \times h_{fd} = 2 \times 21,48 mmca = 42,96 mmca$$

Pérdidas por rozamiento en tuberías

$$h_{ft} = \frac{f \times Ltr[m] \times \gamma a \left[\frac{Kg}{m^3}\right] \times V_a \left[\frac{m}{s}\right]^2}{2 \times g \left[\frac{m}{s^2}\right] \times \phi[m]} = \frac{0,02 \times 128,7m \times 1,2 \left[\frac{Kg}{m^3}\right] \times \left(18,74 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times 0,089m}$$

$$h_{ft} = 621,21 mmca$$

Pérdidas para vencer alturas

$$h_{fh} = \gamma_a \times h = 1,2 \frac{Kg}{m^3} \times 4,5m = 5,4 mmca$$

Pérdidas en accesorios

Se consideran 5 metros de longitud equivalente por accesorios

$$h_{fda} = \frac{f \times Ltr[m] \times \gamma a \left[\frac{Kg}{m^3}\right] \times \vec{V}_a \left[\frac{m}{s}\right]^2}{2 \times g \left[\frac{m}{s^2}\right] \times \phi[m]} = \frac{0,02 \times 12m \times 1,2 \left[\frac{Kg}{m^3}\right] \times \left(18,74 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times 0,089m}$$

$$h_{fda} = 57,92 mmca$$

6 codos a 90° → Ltr = 6 x 2m = 12m

Pérdidas debidas al material

Pérdida para imprimirle la fuerza viva al material

$$h_{fim} = 0,008 \times P_m \left[\frac{Kg}{s} \right] \times \frac{\vec{V}_a \left[\frac{m}{s} \right]^2}{V_a \left[\frac{m^3}{s} \right]} = 0,008 \times 1,4 \frac{kg}{s} \times \frac{\left(18,74 \frac{m}{s} \right)^2}{0,1166 \frac{m^3}{s}} = 33,73 mmca$$

Pérdida por resistencia en cañerías

$$h_{ftm} = 0,06 \times \tan \varphi \times \frac{Lt[m] \times P_m \left[\frac{Kg}{s} \right]}{V_a \left[\frac{m^3}{s} \right]} = 0,06 \times 0,7 \times \frac{128,7m \times 1,4 \frac{kg}{s}}{0,1166 \frac{m^3}{s}}$$

$$h_{tm} = 64,90 mmca$$

Pérdidas para vencer alturas

$$h_{fhm} = \frac{0,278 \times P_m \left[\frac{tn}{hs} \right] \times H[m]}{V_a \left[\frac{m^3}{s} \right]} = \frac{0,278 \times 5,04 \frac{tn}{h} \times 4,5m}{0,1166 \frac{m^3}{s}} = 54,39 mmca$$

Pérdidas por accesorios

$$h_{f_{dm}} = r_p \times h_{f_{da}}$$

$$h_{f_{dm}} = \frac{P_m \left[\frac{Kg}{s} \right]}{1,2 \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times V_a \left[\frac{m^3}{s} \right]} \times H_{f_{da}}$$

$$h_{f_{dm}} = \frac{1,4 \frac{kg}{s}}{1,2 \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \cdot 0,1166 \frac{m^3}{s}} \cdot 57,92 \frac{kg}{m^2}$$

$$h_{dm} = 579,53 mmca$$

Pérdidas totales

$$H_{f-T} = \sum h_{f-aire} + \sum h_{f-material}$$

Donde:

$$\sum h_{f-aire} = h_{fd} + h_{fia} + h_{ft} + h_{fda}$$

$$\sum h_{f-aire} = 21,48 + 42,96 + 621,21 + 5,4 + 57,92 = 748,97 mmca$$

$$\sum h_{f-material} = h_{fim} + h_{ftm} + h_{fhm} + h_{f_{dm}}$$

$$\sum h_{f-material} = 33,73 + 64,90 + 54,39 + 579,53 = 732,55 mmca$$

$$H_{f-T} = 1.481,52 \text{ mmca}$$

Potencia necesaria

$$N = \frac{\vec{V}a \left[\frac{m^3}{s} \right] \times H_{f-T} \left[\frac{kg}{m^2} \right]}{75 \left[\frac{kgm/s}{CV} \right] \times \eta} = \frac{0,116 \frac{m^3}{s} \times 1.481,52 \frac{kg}{m^2}}{102 \left[\frac{kgm/s}{kW} \right] \times 0,5} = 3,37 \text{ kW}$$

4.2.3 Transporte por bombeo para la sangre

Características de la materia prima

Materia prima: Sangre

Densidad: 1.060 kg/m³

Caudal: 1.080 kg/h

Requerimientos de transporte

Distancia de recorrido: 154,15m

Altura necesaria: 3,5m

Procedimiento

Los cálculos se realizan según el autor "Mecánica de Fluidos y Máquinas hidráulicas, Claudio Mataix".

$$\dot{V} = \frac{1.080 \frac{kg}{h}}{1.060 \frac{kg}{m^3}} = 1,02 \frac{m^3}{h}$$

Haciendo uso de la ecuación de Bernoulli, se determina el trabajo necesario de la bomba.

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 \times \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2 \times g_c} + W_B = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 \times \frac{g}{g_c} + \frac{v_2^2}{2 \times g_c} + h_f$$

Siendo,

P₁: Presión en el punto de succión

P₂: Presión en el punto de salida

Z₁: Altura manométrica del depósito de succión

Z₂: Altura manométrica del depósito de salida

v₁: Velocidad del fluido a la entrada

v_2 : Velocidad del fluido a la salida

h_f : Pérdida de carga de la cañería

Hipótesis:

- Se estima que las presiones de entrada y salida son iguales.
- No hay intercambio de calor, por lo que la densidad se mantiene constante.
- La velocidad del fluido en el depósito de succión es nula.
- La velocidad del fluido para este sistema es de 0,5 m/s

En primer lugar, se determina el diámetro de la tubería, para ello se hace uso de la ecuación del diámetro económico.

$$D[mm] = 18,8 \times \sqrt{\frac{Q \left[\frac{m^3}{h} \right]}{v \left[\frac{m}{s} \right]}} = 18,8 \times \sqrt{\frac{1,02 \frac{m^3}{h}}{0,5 \frac{m}{s}}} = 26,85mm \approx 1 \frac{1}{4}''$$

Como se redondea hacia arriba, con un diámetro de 1^{1/4} pulgada, se recalcula la velocidad.

$$V = \frac{1,02 \frac{m^3}{h}}{\left(\frac{31,75mm}{18,8} \right)^2} = 0,36m/s$$

Pérdidas primarias

$$H_{f-p} = \frac{F \times L \times V^2}{D \times 2g} \rightarrow \text{Ecuación de Darcy – Weisbach}$$

Siendo,

F: Factor Darcy

L: Longitud de tubería

V: Velocidad del fluido

D: Diámetro de la tubería

Se determina el coeficiente de rugosidad absoluta k para acero laminado nuevo, de la tabla 9-2, página 219. ($k=0,05mm$)

Luego, se calcula la rugosidad relativa,

$$\frac{k}{D} = \frac{0,05 \text{ mm}}{31,75 \text{ mm}} = 1,57 \times 10^{-3}$$

Se determina el número de Reynolds,

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{1.060 \frac{kg}{m^3} \times 0,36 \frac{m}{s} \times 0,03175 m}{4 \times 10^{-3} Pa \cdot s} = 3.028,95$$

Siendo,

ρ : Densidad del fluido

v : Velocidad del fluido

D : Diámetro de la tubería

μ : Viscosidad dinámica del fluido

Observando el diagrama de Moody (ver anexo, fig. X), se determina el factor Darcy, $F = 0,05$.

Reemplazando los valores en la ecuación de Darcy-Weisbach, se tiene,

$$h_{f-p} = \frac{0,05 \times 154,15m \times (0,36 \frac{m}{s})^2}{0,0317m \times 2 \times 9,81 m/s^2} = 1,6m$$

Por teoría de la cátedra de Mecánica de los Fluidos, se sabe que hay pérdidas tanto en la aspiración como en la impulsión de la bomba. Existen valores medios de caída de presión cada 100 metros de tubería equivalente, y son los siguientes:

- Caída de presión en aspiración de bomba: $0,40 \text{ kgf/cm}^2$
- Caída de presión en impulsión de bomba (0 a $60 \text{ m}^3/\text{h}$): $0,6$ a $0,8 \text{ kgf/cm}^2$

Por lo tanto, la caída de presión para este caso, por aspiración e impulsión es:

$$\Delta P = \left(0,40 \frac{kg}{cm^2} + 0,8 \frac{kg}{cm^2} \right) \times \frac{154,15m}{100m} = 1,85 \frac{kg}{cm^2} = 18,5m$$

Pérdidas secundarias

Se determinan a partir del nomograma de pérdida de carga para accesorios.

5 codos a 90° de $1^{1/4}$ pulgada ($31,75\text{mm}$) $\rightarrow 5 \times h_{f-codo90} = 5 \times 0,6m = 3m$

Siendo la pérdida de carga la suma de las pérdidas primarias y las pérdidas secundarias.

Pérdidas totales

$$h_f = 1,6m + 18,5m + 3m = 23,1m$$

Trabajo de la bomba

Reemplazando los valores en la ecuación de Bernoulli, se tiene que el trabajo de la bomba es:

$$W_B = Z_2 \times \frac{g}{g_c} + \frac{v_2^2}{2 \times g_c} + h_f$$

$$W_B = 3,5m \times \frac{9,81 \frac{m}{s^2}}{9,81 \frac{kg \cdot m \cdot s^2}{kgf}} + \frac{(0,36 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,81 \frac{kg \cdot m \cdot s^2}{kgf}} + 23,1 \frac{kgf \cdot m}{kg}$$

$$W_B = 26,61 \frac{kgf \cdot m}{kg}$$

4.3 Cálculo de las potencialidades de transporte neumático para las harinas

Características de la materia prima

Materia prima: Harina de vísceras

Densidad: 500 kg/m³

Caudal: 1.310 kg/h

Requerimientos de transporte

Distancia de recorrido: 26m

Altura necesaria: 7m

Cantidad de aire necesario:

Siendo:

D_v: Dilución del material en aire

Y_m: Peso específico

V_a: Flujo de aire

P_m: Flujo de material

$$D_v = \frac{y_m \times V_a}{P_m} \rightarrow \dot{V}_a = \frac{P_m \times D_v}{y_m} = \frac{1.310,4 \frac{kg}{h} \times \left(\frac{1h}{3600s} \right) \times 150}{500 \frac{kg}{m^3}} = 0,1092 \frac{m^3}{s}$$

$$D_v = 393,12 \frac{m^3}{h}$$

Velocidad del aire:

Como el material es un polvo, se toma la velocidad siguiente.

- Velocidad del aire en la línea

$$V_a = 30 \times \sqrt{y_m} = 30 \times \sqrt{0,5 \frac{kg}{dm^3}} = 21,21 \frac{m}{s}$$

Teniendo en cuenta que, para materiales ligeros, el valor se reduce en un 6%, entonces,

$$V_a = 0,94 \times 21,21 \frac{m}{s} = 19,94 \frac{m}{s}$$

Diámetro de la tubería

Siendo:

S_t : Sección de la tubería

V_a : Flujo de aire

v_a : Velocidad del aire

D : Diámetro de la tubería

- Diámetro de la tubería en la línea

$$S_t = \frac{\dot{V}_a}{V_a} \rightarrow \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{\dot{V}_a}{V_a} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \times V_a}{v_a \times \pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,1092 \frac{m^3}{s}}{19,94 \frac{m}{s} \times \pi}} = 0,0835m$$

Se adopta el valor comercial siguiente:

$$D_{t-línea} = 100mm$$

Verificación de la relación de secciones

Siendo:

S_t : Sección de la tubería

S_m : Sección del material

Y_m : Peso específico

V_a : Flujo de aire

P_m : Flujo de material

$$St \geq 10 Sm$$

Siendo:

$$\frac{\pi \times \phi^2}{4} \geq 10 \frac{Pm}{\gamma m \times 0,75 \times \vec{V}_a}$$

- En la línea

$$\frac{\pi \times (0,1\text{m})^2}{4} \geq 10 \frac{1.310,4 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \left(\frac{1\text{h}}{3600\text{s}}\right)}{500 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,75 \times 0,1092 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} \rightarrow 0,00785 < 0,89 \rightarrow \text{NO Verifica}$$

Recalculo de las velocidades

Las velocidades del aire en la línea y el succionador,

$$S_t = \frac{\dot{V}_a}{V_a} \rightarrow \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{\dot{V}_a}{V_a} \rightarrow V_{a-\text{línea}} = \frac{4 \times \dot{V}_a}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 0,1092 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi \times (0,1\text{m})^2} = 13,9 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Presión necesaria

Siendo:

γ_a : Densidad del aire

V_a : Flujo de aire

v_a : Velocidad del aire

P_m : Flujo de material

F: Factor Darcy

L_r : Longitud de tramo recto de tubería

R_p : Relación de pesos

η : Rendimiento

Pérdidas debidas al aire

Pérdidas para imprimir al aire la velocidad

$$h_{fd} = \frac{\gamma_a \times \vec{V}_a^2}{2 \times g} = \frac{1,2 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times (13,9 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 11,82\text{mmca}$$

Pérdidas por entrada de aire al circuito

$$h_{fia} = 2 \times h_d = 2 \times 11,82\text{mmca} = 23,63\text{mmca}$$

Pérdidas por rozamiento en tuberías

$$h_{ft} = \frac{f \times Ltr[m] \times \gamma_a \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times \vec{V}_a \left[\frac{m}{s} \right]^2}{2 \times g \left[\frac{m}{s^2} \right] \times \phi[m]} = \frac{0,02 \times 26m \times 1,2 \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times \left(13,9 \frac{m}{s} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times 0,1m}$$

$$h_{ft} = 61,45mmca$$

Pérdidas para vencer alturas

$$h_{fh} = y_a \times h = 1,2 \frac{Kg}{m^3} \times 7m = 8,4mmca$$

Pérdidas en accesorios

$$h_{fda} = \frac{f \times Ltr[m] \times \gamma_a \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times \vec{V}_a \left[\frac{m}{s} \right]^2}{2 \times g \left[\frac{m}{s^2} \right] \times \phi[m]} = \frac{0,02 \times 2m \times 1,2 \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times \left(13,9 \frac{m}{s} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times 0,1m}$$

$$h_{fda} = 4,73mmca$$

De tabla CCCXXXII,

Longitud equivalente de los accesorios:

2 codos 90° x 1 m/codo = 2m (Con radio ≈ 3 diámetro)

El valor del factor Darcy, para estos casos, suele ser de aproximadamente 0,02.

Pérdidas en el ciclón (rozamiento por fuerza centrífuga)

$$h_{fc} = 3,2 \times \left(\frac{D_c}{D_u} \right)^2 \times h_{fda} = 3,2 \times \left(\frac{0,5m}{0,125m} \right)^2 \times 4,73mmca$$

$$h_{fc} = 242,18mmca$$

De tabla CCCXXXIII,

Para un ciclón con capacidad de 0,23 m³/s, el diámetro del mismo es de 1m, y el diámetro de succión es de 0,125m. Como el caudal de cálculo es de aproximadamente la mitad (0,109 m³/s), se toma un diámetro de ciclón de 0,5m y el mismo diámetro de succión.

Pérdidas debidas al material

Pérdida para imprimirle la fuerza viva al material

$$h_{fim} = 0,008 \times P_m \left[\frac{Kg}{s} \right] \times \frac{\vec{V}_a \left[\frac{m}{s} \right]^2}{V_a \left[\frac{m^3}{s} \right]}$$

$$h_{fim} = 0,008 \times 1.310,4 \frac{kg}{h} \times \left(\frac{1h}{3.600s} \right) \times \frac{\left(13,9 \frac{m}{s} \right)^2}{0,1092 \frac{m^3}{s}}$$

$$h_{fim} = 5,15mca$$

Pérdida por resistencia en cañerías

$$h_{ftm} = 0,06 \times \tan \varphi \times \frac{Lt[m] \times P_m \left[\frac{Kg}{s} \right]}{V_a \left[\frac{m^3}{s} \right]}$$

$$h_{ftm} = 0,06 \times 0,7 \times \frac{26m \times 1.310,4 \frac{kg}{h} \times \left(\frac{1h}{3.600s} \right)}{0,1092 \frac{m^3}{s}}$$

$$h_{ftm} = 3,64mmca$$

Pérdidas para vencer alturas

$$h_{fhm} = \frac{0,278 \times P_m \left[\frac{tn}{hs} \right] \times H[m]}{V_a \left[\frac{m^3}{s} \right]} = \frac{0,278 \times 1,31 \frac{tn}{h} \times 7m}{0,1092 \frac{m^3}{s}} = 23,34mmca$$

Pérdidas por accesorios

$$h_{fdm} = r_p \cdot h_{fda} = \frac{P_m \left[\frac{Kg}{s} \right]}{1,2 \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times V_a \left[\frac{m^3}{s} \right]} \times h_{fda}$$

$$h_{fdm} = \frac{1.310,4 \frac{kg}{h} \times \left(\frac{1h}{3.600s} \right)}{1,2 \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times 0,1092 \frac{m^3}{s}} \times 4,73 \frac{kg}{m^2}$$

$$h_{dm} = 13,13mmca$$

Pérdidas debidas al ciclón

En este caso, para la longitud de tramo recto, se debe tomar la longitud equivalente al ensanchamiento, como puede observarse en la tabla CCCXXXII del autor Zignolli.

El diámetro de la tubería es de 100mm, mientras que el de la succión del ciclón es de 125mm. Por lo tanto, la relación entre ambas es de 100/125, es decir, 0,8. Para este valor, se toma $L_{tr} = 10D_{ciclón}$.

$$h_{fda} = \frac{f \times L_{tr}[m] \times \gamma_a \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times \vec{V}_a \left[\frac{m}{s} \right]^2}{2 \times g \left[\frac{m}{s^2} \right] \times \phi[m]} = \frac{0,02 \times 5m \times 1,2 \left[\frac{Kg}{m^3} \right] \times \left(13,9 \frac{m}{s} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times 0,1m}$$

$$h_{da} = 11,82mmca$$

Pérdidas totales

$$H_{f-T} = \sum h_{f-aire} + \sum h_{f-material}$$

$$H_{f-T} = 11,82 + 23,63 + 61,45 + 8,4 + 4,73 + 242,18 + 5,15 + 3,64 + 23,34 + 13,13 + 11,82$$

$$H_{f-T} = 409,3mmca = 409,3 \frac{kg}{m^2}$$

Potencia necesaria

$$N = \frac{\vec{V}_a \left[\frac{m^3}{s} \right] \times H_{f-T} \left[\frac{kg}{m^2} \right]}{75 \left[\frac{kgm/s}{CV} \right] \times \eta} = \frac{0,1092 \frac{m^3}{s} \times 409,3 \frac{kg}{m^2}}{75 \left[\frac{kgm/s}{CV} \right] \times 0,9} = 0,66CV \cdot \frac{0,7457kw}{1CV} = 0,5kw$$

Resumen de potencias para las distintas líneas de transporte:

Código de soplador	Material	Cañería		Condiciones		
		Longitud equivalente [m]	Diámetro [mm]	Presión [Bar]	Potencia [kW]	Caudal [m³/h]
LVPS_H040	Harina de Vísceras	26	100	0,041	0,5	393
LP_H030	Harina de Plumas	9	100	0,034	0,4	379
LS_H030	Harina de Sangre	8	50	0,030	0,06	64,8

Tabla 48. Resumen de potencias para las distintas líneas de transporte de harina.

4.4 Dimensionamiento transportes helicoidales

Las hipótesis que se enumeran a continuación son las que se consideraron para el cálculo preliminar (se omiten) de potencialidad de transporte de los transportes helicoidales de las plantas. Sin embargo, si se consideran diámetros típicos para transporte de productos de una planta de rendering, y debido a los bajos caudales, las potencias tanto por cálculo según Zignoli como por catálogo Martin, no superan el kW absorbido, cuando en la práctica se usan potencias hasta 10 veces mayores. Es por ello que se *estandarizan* diámetros, materiales y potencias según los caudales y los tipos de productos a transportar (véase documento *Estándares de racionalización*).

Hipótesis de cálculos preliminares

Condiciones de borde

- Largo (L), m
- Velocidad del flujo másico real (\dot{m}_r), kg/h

Hipótesis

Densidades

En función del producto transportado, se consideran diferentes densidades:

- *Vísceras crudas*, 700 kg/m^3
- *Vísceras cocidas*, 700 kg/m^3
- *Producto prensado*, 700 kg/m^3
- *Harina*, 500 kg/m^3
- *Pluma húmeda*, 800 kg/m^3
- *Pluma seca*, 650 kg/m^3

Eficiencia

Debido a las variaciones mínimas que puedan haber en montaje se considera que todos los transportes helicoidales se encuentran inclinados a 40° , esto implica que la eficiencia ε_t de transporte sea de 60%. De este modo, el flujo másico corregido \dot{m}_c en cada caso queda:

$$\dot{m}_c = \frac{\dot{m}_r}{\varepsilon_t}$$

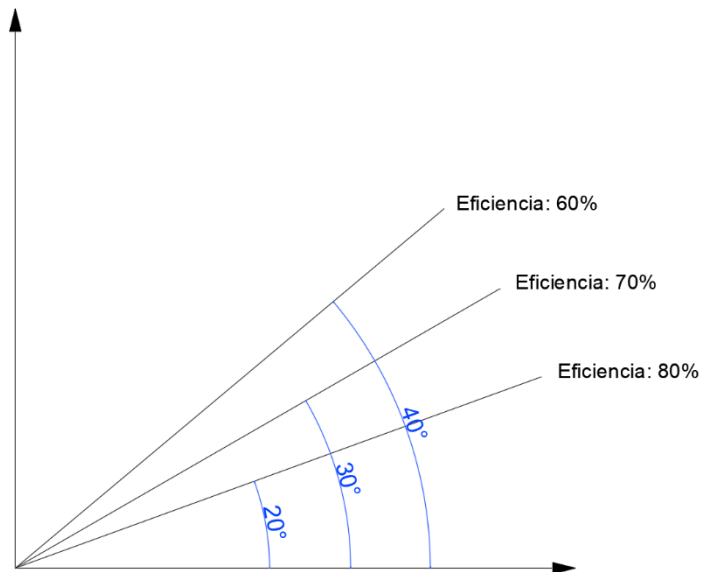


Fig. 1 – Corrección de caudal por ángulo de inclinación. Fuente: Elaboración propia con información de la cátedra de Máquinas de elevación y transporte.

Factor de servicio

Se consideran cargas livianas y un servicio de 24hs ya que la faena es de 16 horas y la tabla se especifica para 10 y 24 horas. Esto implica que el factor de servicio sea:

$$Fs = 1,25$$

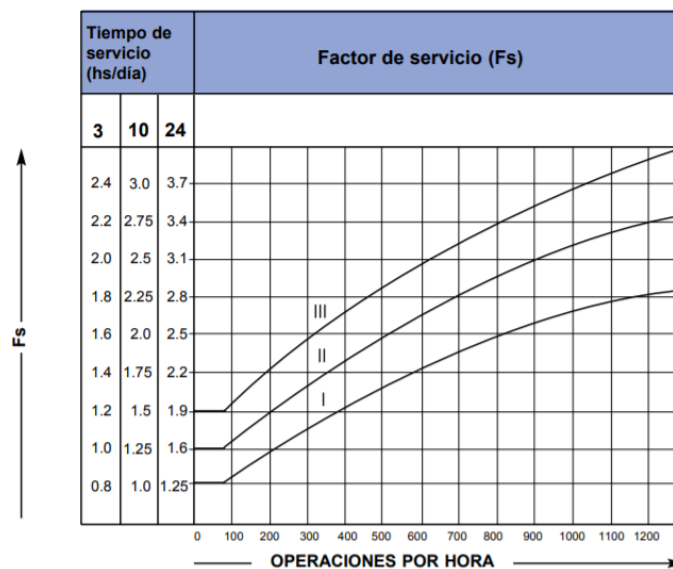


Fig. 43. Factor de servicio para motoreductores sinfín – corona. Fuente: Catálogo LENTAX

Diseño

Se evalúa la utilización de hélices de diámetros de 150, 230, 300 y 400 milímetros.

Transportes helicoidales

Código	Descripción	Producto	L [m]	Caudal [kg/h]
LVPS_R005	SINFIN CARGA DIGESTOR	Crudo	4,0	5040,0
LVPS_D005	SINFIN EXTRACCIÓN DIGESTOR CONTINUO	Cocido	5,5	2767,8
LVPS_D020	SINFIN SALIDA DEL TAMBOR ROTATIVO	Cocido	3,5	2457,6
LVPS_P010	SINFIN SALIDA PRENSA	Prensado	4,0	1310,4
LVPS_G025	SINFIN BORRA A PRENSA	Cocido	5,5	70,3
LVPS_H005	SINFIN CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO VISCERAS	Harina	5,5	1572,5
LVPS_H015	SINFIN RECIRCULADO A MOLINO VISCERAS	Harina	5,5	262,1
LP_T010	SINFÍN SALIDA PRENSA DE PLUMAS	Pluma húmeda	4	2640,0
LP_R005	SINFIN SALIDA TOLVA DE RECEPCIÓN	Pluma húmeda	5,5	2640,0
LP_D005	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL HIDROLIZADOR	Pluma húmeda	5	2640,0
LP_H000	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL MOLINO	Pluma seca	5,5	1263,0
LP_H010	SINFIN SALIDA MOLINO PLUMAS CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	Harina	4,5	1515,6
LP_H020	SINFÍN RECIRCULADO HARINA A MOLINO PLUMAS	Harina	3,5	252,6
LVPM_R005	SINFIN EXTRACCIÓN DE TOLVA	Crudo	7,5	5040,0
LVPM_K000	SINFIN PERCOLADOR CARGA PRENSA DOBLE TORNILLO	Cocido	6	5040,0
LVPM_D000	SINFIN ALIMENTACION DEL DIGESTOR CONTINUO	Cocido	3,5	3459,0
LVPM_D010	SINFIN EXTRACCIÓN DEL DIGESTOR CONTINUO	Cocido	5	2765,0
LVPM_D025	SINFIN SALIDA DEL TAMBOR ROTATIVO	Cocido	5,5	2446,7
LVPM_P010	SINFIN SALIDA DE LA PRENSA CONTINUA	Prensado	5,5	1317,7

LVPM_H005	SINFIN CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	Harina	5,5	1581,2
LVPM_H015	SIN FIN RECIRCULADO A MOLINO	Harina	3,5	263,5
LVPH_R005	SINFIN EXTRACCIÓN DE TOLVA	Crudo	7,5	5040
LVPH_K000	SINFIN PERCOLADOR CARGA PRENSA DOBLE TORNILLO	Cocido	6	5040
LVPH_V000	SINFÍN SALIDA TRIDECANTER	Cocido	5	800
LVPH_V005	SINFÍN ALIMENTACION SECADOR DE DISCOS	Cocido	5,5	2838
LVPH_V015	SINFÍN EXTRACCIÓN DEL SECADOR DE DISCOS	Harina	5,5	1257
LVPH_H005	SINFIN CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	Harina	5,5	1508,4
LVPH_H015	SIN FIN RECIRCULADO A MOLINO	Harina	3,5	251,4

Tabla 49. Transportes helicoidales (todas las líneas).

Diámetros nominales, largos y potencias

Código	DN [mm]	N [kW]
LVPS_R005	400	7,5
LVPS_D005	300	5,5
LVPS_D020	300	4
Código	DN [mm]	N [kW]
LVPS_P010	250	3
LVPS_G025	150	2,2
LVPS_H005	200	3
LVPS_H015	150	1,1
LP_T010	400	11
LP_R005	400	11

LP_D005	400	7,5
LP_H000	250	3
LP_H010	200	3
LP_H020	150	1,1
LVPM_R005	400	7,5
LVPM_K000	300	7,5
LVPM_D000	300	5,5
LVPM_D010	250	5,5
LVPM_D025	250	5,5
LVPM_P010	250	3
LVPM_H005	200	3
LVPM_H015	150	1,1
LVPH_R005	400	7,5

<i>LVPH_K000</i>	400	7,5
<i>LVPH_V000</i>	150	2,2
<i>LVPH_V005</i>	300	4
<i>LVPH_V015</i>	200	3
<i>LVPH_H005</i>	200	3
<i>LVPH_H015</i>	150	1,1

4.5 Cálculo de las potencialidades de los transportes por bombas

Bombas centrífugas, de engranaje y helicoidales

Bomba centrífuga (LVPS D015)

Los cálculos se realizan según el autor "Mecánica de Fluidos y Máquinas hidráulicas, Claudio Mataix".

El flujo másico de aceite es de 380,4 kg/h, con una densidad de 900 kg/m³. El caudal a transportar entonces es:

$$\dot{V} = \frac{380,4 \frac{kg}{h}}{900 \frac{kg}{m^3}} = 0,423 \frac{m^3}{h}$$

Haciendo uso de la ecuación de Bernoulli, se determina el trabajo necesario de la bomba.

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 x \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2 x g_c} + W_B = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 x \frac{g}{g_c} + \frac{v_2^2}{2 x g_c} + h_f$$

Siendo,

P₁: Presión en el punto de succión

P₂: Presión en el punto de salida

Z₁: Altura manométrica del depósito de succión

Z₂: Altura manométrica del depósito de salida

v₁: Velocidad del fluido a la entrada

v₂: Velocidad del fluido a la salida

h_f: Pérdida de carga de la cañería

Hipótesis:

- Se estima que las presiones de entrada y salida son iguales.
- No hay intercambio de calor, por lo que la densidad se mantiene constante.
- La velocidad del fluido en el depósito de succión es nula.
- La velocidad del fluido para este sistema es de 1,5 m/s.
- El diámetro de las tuberías es para todos los casos el mismo.

En primer lugar, se determina el diámetro de la tubería, para ello se hace uso de la ecuación del diámetro económico.

$$D[mm] = 18,8 \times \sqrt{\frac{Q \left[\frac{m^3}{h} \right]}{v \left[\frac{m}{s} \right]}} = 18,8 \times \sqrt{\frac{0,423 \frac{m^3}{h}}{1,5 \frac{m}{s}}} = 10mm \approx 1/2''$$

Como se redondea hacia arriba, con un diámetro de 3/8" pulgada nominal, se recalcula la velocidad. Para una tubería Sch 40 de 3/8" el diámetro interior es de 12,5 mm.

$$V = \frac{0,423 \frac{m^3}{h}}{\left(\frac{12,5mm}{18,8} \right)^2} = 0,95m/s$$

Pérdidas primarias

$$H_{f-p} = \frac{F \times L \times v^2}{D \times 2g} \rightarrow \text{Ecuación de Darcy - Wisbach}$$

Siendo,

F: Factor Darcy

L: Longitud de tubería equivalente

v: Velocidad del fluido

D: Diámetro de la tubería

Se determina el coeficiente de rugosidad absoluta k para acero laminado nuevo, de la tabla 9-2, página 219. ($k=0,05mm$)

Luego, se calcula la rugosidad relativa,

$$\frac{k}{D} = \frac{0,05 \text{ mm}}{12,5 \text{ mm}} = 4 \times 10^{-3}$$

Se determina el número de Reynolds,

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{900 \frac{kg}{m^3} \times 0,95 \frac{m}{s} \times 0,0125 \text{ m}}{0,012 \text{ Pa.s}} = 890,63$$

Siendo,

ρ : Densidad del fluido

v: Velocidad del fluido

D: Diámetro de la tubería

μ : Viscosidad dinámica del fluido

Para un número de Reynolds menor a 3000, el factor Darcy es igual a

$$f = \frac{64}{Re} = \frac{64}{890,63} = 0,07185$$

El tramo tiene 4 codos de 90°, por lo tanto, a partir del nomograma de pérdida de carga con el diámetro de la cañería ya determinado se tiene la longitud equivalente

$$4 \text{ codos } 90^\circ \text{ de } 3/8'' = 0,2 \text{ m} \times 4 = 0,8 \text{ m}$$

Reemplazando los valores en la ecuación de Darcy-Weisbach, se tiene,

$$h_{f-p} = \frac{0,0712 \times (7,2\text{m} + 0,8\text{m}) \times (0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{0,0125\text{m} \times 2 \times 9,81 \text{ m/s}^2} = 2,096\text{m}$$

Como puede observarse, la pérdida de carga en cañerías no es significativa, por lo que para los cálculos para las demás bombas no se tendrá en cuenta.

Reemplazando los valores en la ecuación de Bernoulli, se tiene que el trabajo de la bomba es:

$$W_B = Z_2 \times \frac{g}{g_c} + \frac{v_2^2}{2 \times g_c} + h_f$$

$$W_B = 3,55\text{m} \times \frac{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{9,81 \frac{\text{kg} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^2}{\text{kgf}}} + \frac{(0,23 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{kg} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^2}{\text{kgf}}} + 2,096 \frac{\text{kgf} \cdot \text{m}}{\text{kg}}$$

$$W_B = 5,65 \frac{\text{kgf} \cdot \text{m}}{\text{kg}}$$

Código	Descripción	Fluido	Caudal [kg/h]	Densidad [kg/m ³]	Diámetro int. tubería [mm]	Diámetro nominal tubería [pulg]	Velocidad fluido [m/s]	Pérdida de carga [m]	Trabajo [kgf.m/kg]	Trabajo [mmca]
LVPS_D015	Bomba de Engranajes	Aceite	374,1	900	12,5	3/8" sch 40	0,95	2,1	5,65	5,085
LVPS_P005	Bomba de Engranajes	Aceite	1141,3	900	20,96	3/4" sch 40	1,01	0,838	4,89	4,4
LVPS_G005	Bomba de Engranajes	Aceite	1515,3	900	20,96	3/4" sch 40	1,35	0,89	3,97	3,58
LVPS_G015	Bomba de Engranajes	Aceite	1451,5	900	20,96	3/4" sch 40	1,3	0,84	5,26	4,74
LVPS_G030	Bomba de Engranajes	Aceite	846,7	900	15,76	1/2" sch 40	1,34	6,61	10,7	9,6318
LVPS_G035	Bomba de Engranajes	Aceite	604,8	900	15,76	1/2" sch 40	0,95	3	7,03	6,32
LVPH_K010	Bomba Centrífuga	Aceite + Agua	4082	950	26,64	1" sch 40	2,14	3,47	7,7	7,3
LVPH_G005	Bomba Centrífuga	Aceite + Agua	3931	950	26,64	1" sch 40	2,06	1,78	6	5,7
LVPH_G015	Bomba Centrífuga	Agua de cola	2500	1000	26,64	1" sch 40	1,24	0,36	4,43	4,43
LVPH_E005	Bomba Centrífuga	Agua de cola	2500	1000	26,64	1" sch 40	1,24	0,5	4,57	4,57
LVPH_E025	Bomba Centrífuga	Concentrado	930	950	15,76	1/2" sch 40	1,39	5,08	8,72	9,19
LVPH_G025	Bomba de Engranajes	Aceite	635	900	12,48	3/8" sch 40	1,6	3,13	6,53	7,26
LVPM_K010	Bomba Centrífuga	Agua de cola	4031	950	26,64	1" sch 40	2,1	2,9	6,78	7,13
LVPM_K020	Bomba Centrífuga	Agua de cola	3306	950	26,64	1" sch 40	1,73	2,2	6,35	6,03
LVPM_E010	Bomba Centrífuga	Agua de cola	3306	950	26,64	1" sch 40	1,73	1,81	5,96	5,66
LVPM_E005	Bomba Centrífuga	Aceite + agua	1625	900	26,64	1" sch 40	0,9	0,95	4,98	4,48
LVPM_D020	Bomba de Engranajes	Aceite	389,2	900	12,48	3/8" sch 40	1	4,93	8,98	8,08
LVPM_P005	Bomba de Engranajes	Aceite	1129	900	15,76	1/2" sch 40	1,78	2,96	7,13	6,41
LVPM_G005	Bomba de Engranajes	Aceite	1518	900	20,96	3/4" sch 40	1,35	3,22	7,32	6,58
LVPM_G015	Bomba de Engranajes	Aceite	1449	900	20,96	3/4" sch 40	1,29	1,92	6	5,41
LVPM_G030	Bomba de Engranajes	Aceite	845	900	15,76	1/2" sch 40	1,33	1,28	5,38	4,84
LVPM_A035	Bomba de Engranajes	Aceite	604	900	15,76	1/2" sch 40	0,96	3,68	7,73	6,95
LS_R000	Bomba Centrífuga	Sangre	1080	1060	15,76	1/2" sch 40	1,44	1,5	5,61	5,95

Tabla 50 – Resumen de potencias y características de las bombas para las distintas líneas de proceso.

5 Tratamiento de vahos

La condensación de los vahos de las líneas de vísceras y pluma se plantea mediante aquocondensadores de casco y tubo verticales de un solo paso. Los vahos de la línea de sangre por la tecnología tienen una gran parte de incondensables lo que hace antieconómico utilizar un intercambiador de superficie para recuperar su energía.

Los vahos circulan por los tubos de manera descendente mientras que el agua de enfriamiento fluye de maneja ascendente por la carcasa.

La bibliografía de referencia para el cálculo es “Intercambiadores de calor” de *Eduardo Cao* y “Procesos de transferencia de calor” de *Donald Q. Kern*.

El objetivo es condensar y subenfriar los vahos, mientras que los no condensables se ventearán hacia un biofiltro.

Las tecnologías “*Vía Mixta*” y “*Vía Húmeda*” tienen como efluente los vahos ya condensados por lo que se considerarán solamente los incondensables.

Hipótesis de cálculo:

- Se considera el para la vía seca un aquocondensador para vísceras y otro para pluma. Mientras que en el caso de las vías húmedas y mixtas se utiliza uno en cada caso para ambas líneas (vísceras y plumas)
- Los vahos se condensan y subenfrian desde un vapor saturado (título igual a la unidad) a 100°C hasta una condición de líquido subenfriado a 60°C a presión atmosférica.
- No existen requerimiento de caída de presión máxima. Sin embargo, se verifica que las velocidades de circulación en los equipos no excedan las típicas.
- El agua a calefaccionar se considera a 15°C (temperatura de entrada). Se presente entregar la misma a 65°C en la descarga la cual será una fuente de energía que se puede utilizar con fines varios (agua caliente para uso general de la planta, fuente de calor para sistemas de absorción, calentamiento de efluente u otro).
- Los vahos circulan por los tubos, mientras que el agua, el fluido más limpio, por la carcasa.
- Se considera que ingresa 15% de incondensables respecto a la masa total de entrada en el caso de vía seca. En las tecnologías vía húmeda y mixta no se consideran ya que los mismos se bombean de la planta evaporadora por la bomba de vacío directamente al lavador de gases, previo al biofiltro.

Hipótesis de diseño:

- Se considera arreglo en triángulo de tubos de ¾” con paso 1”.
- El material en contacto con los vahos será acero inoxidable AISI 304.
- No se considera el cálculo mecánico. Espesor de pared tubos 1,5mm, espesor chapa cabezales 6 y 8mm y espesor chapa carcasa 3/8”.
- No se consideran barras espaciadoras.

Flujos másicos de vahos (vapor)

Línea – Tecnología	Flujo de vahos	Flujo de diseño
Vísceras Vahos – Vía Seca	3120 kg/h	3200 kg/h
Vísceras Vahos – Vía Húmeda	1100 kg/h	1100 kg/h
Vísceras Vahos – Vía Mixta	800 kg/h	800 kg/h
Plumas vahos	1373 kg/h	1850 kg/h
Plumas vapor flash	463,8 kg/h	

Tabla 51. Caudales máximos de vahos y de diseño por línea. Fuente: Propia

Flujo másico de incondensables

El flujo másico de incondensables de las líneas de vísceras y pluma lo calculamos basándonos en la hipótesis planteada:

$$m_{inc} = 15\% \times (m_v + m_{inc})$$

$$\rightarrow m_{inc} - 15\% \times m_{inc} = 15\% \times m_v$$

$$m_{inc} \times (100\% - 15\%) = 15\% \times m_v$$

$$\rightarrow m_{inc} = \frac{15\% \times m_v}{100\% - 15\%} \approx 0,176 \times m_v$$

Vísceras (vía seca):

$$m_{incv} = 564,7 \text{ kg/h}$$

Vísceras (vía humedad):

$$m_{incv} = 193,6 \text{ kg/h}$$

Vísceras (vía mixta):

$$m_{incv} = 140,8 \text{ kg/h}$$

Plumas:

$$m_{incp} = 326,5 \text{ kg/h}$$

Aquocondensador – Línea	Flujo másico incondensables m_{inc}
Vísceras – Vía Seca	564,7 kg/h
Vísceras – Vía Húmeda	193,6 kg/h
Vísceras – Vía Mixta	140,8 kg/h
Plumas	326,5 kg/h

Tabla 52. Flujos de incondensables por línea. Fuente: Elaboración propia.

Variables y nomenclatura

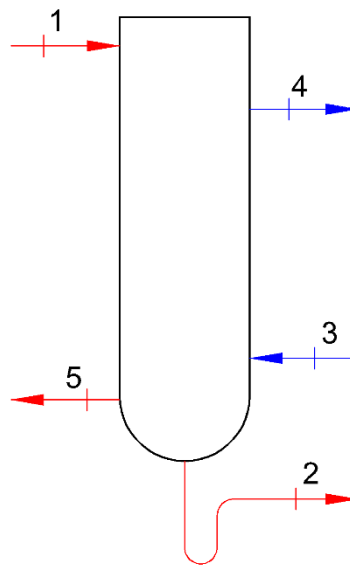


Fig. 44. Corrientes en aquocondensador. Fuente Propia

Variable	Nomenclatura	Valor	Unidad
Temperatura de ingreso de vahos	T_1	100	°C
Temperatura de salida de vahos	T_2	60	°C
Velocidad de entrada vahos	V_1	20	m/s
Temperatura de entrada de agua	T_3	15	°C
Temperatura de salida de agua	T_4	65	°C
Velocidad agua (cond. y calef.)	$V_2 ; V_3 ; V_4$	1,5	m/s

Entalpía vahos entrada (1 atm)	h_1	640	Kcal/kg
Vol. esp. vahos entrada	v_1	1,672	m ³ /kg
Entalpía vahos salida (1 atm)	h_2	60	Kcal/kg
Variación de entalpía $h_1 - h_2$	Δh_v	580	Kcal/kg
Densidad vahos salida y agua	$\rho_2 ; \rho_3 ; \rho_4$	1000	Kg/m ³
Constante R aire	R	0,287	kJ/kg.K

Tabla 53. Nomenclatura

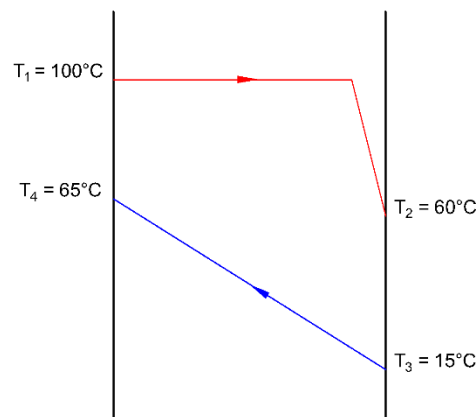


Fig. 45. Diagrama de temperaturas

Se calcula el requerimiento de áreas de intercambio por separado. Por un lado, para el intercambio de calor sensible de los incondensables y por el otro el calor latente y subenfriamiento del vapor de agua.

Incremento medio logarítmico de temperatura (DMLT)

Para intercambiadores a contracorriente se calcula se la siguiente manera:

$$DMLT = \frac{(T_1 - T_4) - (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{T_1 - T_4}{T_2 - T_3}\right)}$$

$$DMLT = \frac{(100^\circ\text{C} - 65^\circ\text{C}) - (60^\circ\text{C} - 15^\circ\text{C})}{\ln\left(\frac{100^\circ\text{C} - 65^\circ\text{C}}{60^\circ\text{C} - 15^\circ\text{C}}\right)}$$

$$DMLT = 39,8^\circ\text{C}$$

Coefficientes peliculares

Se obtienen del *Apéndice 20* de la bibliografía del autor Cao.

Coeficientes de película aproximados h_i ó h_o ($J/s\ m^2\ K$)					
Sin cambio de fase		Evaporación		Condensación	
agua	1500-11000	agua	4500-11000	vapor de agua	5500-17000
gases	15-250	solv. org.	500-1500	solv. orgánicos	800-2800
solv. organ.	350-2000	ac. livianos	850-1700	aceites livianos	1100-2200
aceites	60-700	ac. pesados	60-250	ac. pesados (vacío)	110-250
		amoníaco	1000-2000	amoníaco	2500-5000

Fig. 46. Coeficientes de película. Fuente: Eduardo Cao (1983)

Para condensación tenemos los siguientes valores de referencia:

$$\text{Vapor de agua (Vahos)} \rightarrow 5500 - 17000 \text{ } J/s \times m^2 \times ^\circ C$$

Para agua sin cambio de fase:

$$\text{Agua} \rightarrow 1500 - 11000 \text{ } J/s \times m^2 \times ^\circ C$$

El *spread* para cada sustancia varía en función de la limpieza que se pueda garantizar, es decir, el mantenimiento. Se realiza el cálculo para el mínimo mantenimiento. Por lo tanto, h_i y h_o , para el interior de los tubos y el exterior respectivamente:

$$h_i = 5500 \text{ } J/s \times m^2 \times ^\circ C$$

$$h_o = 1500 \text{ } J/s \times m^2 \times ^\circ C$$

Coeficiente global de transmisión de calor, limpio U_c

Condensado:

Despreciando la resistencia térmica de los tubos, nos queda:

$$U_{cv} = \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o}$$

$$U_{cv} = \frac{5500 \times 1500}{5500 + 1500} \left[J/s \times m^2 \times ^\circ C \right]$$

$$U_{cv} = 1178,6 \text{ } J/s \times m^2 \times ^\circ C$$

Gases:

INTERCAMBIADORES		
Fluido caliente	Fluido frío	U (J/s m ² K)
Agua	agua	800-1600
Solventes orgánicos	agua	250-750
Gases	agua	15-250
Aceites livianos	agua	350-900
Aceites pesados	agua	60-250
Solventes orgánicos	aceites livianos	120-400
Agua	salmuera	600-1200
Solventes orgánicos	salmuera	150-500
Gases	salmuera	15-250
Solventes orgánicos	solventes orgánicos	120-350
Aceites pesados	aceites pesados	45-250

Fig. 47. Coeficientes globales de transmisión de calor. Fuente: Cao (1983)

$$\text{Adoptamos} \rightarrow U_{cg} = 35 \frac{J}{s \times m^2 \times K} \approx 30 \frac{kcal}{h \times m^2 \times ^\circ C}$$

Resistencia de ensuciamiento R_e

Con la temperatura de los fluidos que interaccionan y suponiendo agua relativamente limpia (Agua de ciudad o de pozo) se adopta el valor sugerido por el autor Cao en el apéndice 22:

$$R_e = 0,0002 \text{ } ^\circ C \times m^2 / W$$

Coeficiente global de transmisión de calor, sucio U_d

Es necesario adicionar la resistencia por ensuciamiento:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_c$$

Condensado:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{1178,6 \frac{J}{s \times m^2 \times ^\circ C}} + 0,0002 \text{ } ^\circ C \times m^2 / W$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,001048 \text{ } ^\circ C \times m^2 / W$$

$$\rightarrow U_d = 953,8 \frac{J}{s \times m^2 \times ^\circ C}$$

$$\rightarrow U_d = 821,4 \frac{kcal}{h \times m^2 \times ^\circ C}$$

Gases:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{35 \text{ J/s} \times \text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} + 0,0002 \text{ } ^\circ\text{C} \times \text{m}^2/\text{W}$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,0288 \text{ } ^\circ\text{C} \times \text{m}^2/\text{W}$$

$$\rightarrow U_d = 34,76 \text{ J/s} \times \text{m}^2 \times ^\circ\text{C}$$

$$\rightarrow U_d = 29,9 \text{ kcal/h} \times \text{m}^2 \times ^\circ\text{C}$$

5.1 Calculo térmico aquocondensador – Vía seca

Calor disponible en los vahos

Vapor:

El calor disponible en los vahos se calcula de la siguiente manera:

$$\dot{Q}_{evap} = \dot{m}_{evap} \times \Delta h_{evap}$$

Aquocondensador Línea	Flujo másico vapor \dot{m}_{evap}	Calor disponible
Vísceras	3200 kg/h	1.856.000,0 kcal/h
Plumas	1850 kg/h	1.434.340,0 kcal/h

Tabla 54. Calor disponible en vahos (100-60°C). Vía Seca. Fuente: Propia

Gases:

Considerando un calor específico del aire a presión constante de 0,24 kcal/kg.°C se calcula el calor a transferir:

$$\dot{Q}_{inc} = \dot{m}_{inc} \times C_p \times \Delta T = \dot{m}_{inc} \times 0,24 \text{ kcal/kg} \times ^\circ\text{C} \times (100^\circ\text{C} - 60^\circ\text{C})$$

Aquocondensador Línea	Flujo másico inc. \dot{m}_{inc}	Calor disponible \dot{Q}_{inc}
Vísceras	564,7 kg/h	5.421,2 kcal/h
Plumas	326,5 kg/h	3.134,4 kcal/h

Cantidad de agua a calefaccionar (m_a)

Se considera un rendimiento térmico de los equipos de un 90%.

$$0,9 \times \dot{Q}_{evap} = \dot{Q}_a$$

Suponiendo que el calor del vapor (Q_{evap}) condensado y el de los incondensables (Q_{inc}) se transfiere en su totalidad a la masa de agua (Q_a) que circula por la carcasa tenemos:

$$\dot{Q}_a = \dot{m}_a \times c \times (T_4 - T_3)$$

$$\rightarrow \dot{m}_a = \frac{0,9 \times \dot{Q}_{evap}}{c \times (T_4 - T_3)}$$

$$\rightarrow \dot{m}_a = \frac{\dot{Q}_{inc}}{c \times (T_4 - T_3)}$$

Se considera el calor específico del agua entre 15 y 65°C de:

$$c = 1 \text{ kcal}/\text{kg} \times ^\circ\text{C}$$

Entonces,

Aquocondensador Línea (fluido caliente)	Masa de agua a calefaccionar
Vísceras (vapor)	33.408,0 kg/h
Plumas (vapor)	28.710,0 kg/h
Vísceras (incondensable)	97,6 kg/h
Plumas (incondensable)	56,4 kg/h
Vísceras (TOTAL)	33.505,6 kg/h
Plumas (TOTAL)	19.370,4 kg/h

Tabla 55. Flujos máxicos de agua a calefaccionar.

Área necesaria para transferir el calor disponible (A_n)

Los fluidos calefactores deberán estar en contacto con un área mínima para poder transmitir el calor disponible. Esta se puede calcular mediante la fórmula de transferencia de calor:

$$\dot{Q} = U \times A_i \times DMLT \times F$$

Siendo F un factor de corrección para intercambiadores multipaso. En el presente caso es igual a 1 por ser de un solo paso. El coeficiente U varía en función de los fluidos que interaccionan. Seguidamente se calculan las áreas necesarias para transmitir el calor de cada fluido al agua.

$$\rightarrow A_n = \frac{\dot{Q}}{U \times DMLT \times F}$$

$$A_n|_{vapor} = \frac{\dot{Q}_v}{821,4 \text{ kcal/h} \times \text{m}^2 \times ^\circ\text{C} \times 39,8^\circ\text{C} \times 1}$$

$$A_n|_{incondensables} = \frac{\dot{Q}_{inc}}{29,9 \text{ kcal/h} \times \text{m}^2 \times ^\circ\text{C} \times 39,8^\circ\text{C} \times 1}$$

Acuocondensador – Línea (fluido)	Área necesaria
Vísceras (vapor)	56,8 m ²
Plumas (vapor)	32,8 m ²
Vísceras (incondensables)	4,6 m ²
Plumas (incondensables)	2,6 m ²
Vísceras (TOTAL) A_{nV}	61,3 m²
Plumas (TOTAL) A_{nP}	35,5 m²

Tabla 56. Áreas de intercambio necesarias

Cantidad de tubos (n)

Consideramos tubos de $\frac{3}{4}$ " de acero inoxidable AISI 304, de espesor de pared de 1mm. Siendo 19mm el diámetro exterior tenemos un área disponible por caño por metro ($A_{i\frac{3}{4}''}$) de:

$$A_{i\frac{3}{4}''} = (19\text{mm} - 2 \times 1\text{mm}) \times \pi \times 1\text{m} \times \frac{1\text{m}}{1000\text{mm}}$$

$$A_{i3/4"} = 0,0534 \text{ m}^2/\text{m}$$

La cantidad de tubos necesarios (n_i) aproximados se puede calcular como:

$$n_i = \frac{A_{n_i}}{A_{i3/4"} \times L_t}$$

Aquocondensador – Línea	Largo de tubos	Cantidad de tubos necesarios aprox.
Vísceras n_v	3m	383
Plumas n_p	4m	167

Tabla 57. Cantidad de tubos necesarios.

Arreglo de tubos y cantidades reales (n_{real})

Se define un arreglo en triángulo de tubos con 1" de separación entre sí.

El apéndice 8, de *Intercambiadores de calor* de Eduardo Cao, ofrece estimaciones de diámetro de carcasa y número de tubos según el arreglo seleccionado. A partir de estas se realiza el coquizado para obtener el número real de tubos.

Aquocondensador – Línea	Cantidad de tubos real	Área real
Vísceras	379	60,7 m ²
Plumas	186	39,7 m ²

Tabla 58. Resumen cantidad de tubos y áreas de intercambio.

Se considera que las áreas obtenidas cumplen con los requerimientos del apartado anterior.

Flujos volumétricos, velocidades de entrada y diámetros

Para el caso de la *corriente 1*, se tiene vapor y gases. A estos últimos se los considera como aire. La *corriente 2* es condensado, es decir, todo el vapor, pero a 60°C (presión atmosférica). Luego, 3 y 4 es agua a 15 y 65°C respectivamente. Para las corrientes 2, 3 y 4 se considera una densidad de 1000kg/m³. Finalmente, la *corriente 5* son los incondensables a 60°C y presión atmosférica.

Se calcula entonces la densidad (ρ) del aire a 100 y 60°C.

$$\frac{P}{\rho} = R \times T \rightarrow \rho = \frac{P}{R \times T}$$

$$\rho_{aire|100^{\circ}C} = \frac{101,33kPa}{0,287 \frac{kJ}{kg} \times K \times (273 + 100)K}$$

$$\rho|_{100^{\circ}C} = 0,95 \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_{aire|60^{\circ}C} = \frac{101,33kPa}{0,287 \frac{kJ}{kg} \times K \times (273 + 60)K}$$

$$\rho|_{60^{\circ}C} = 1,06 \frac{kg}{m^3}$$

De este modo los flujos volumétricos quedan:

$$\text{Corriente 1} \rightarrow \dot{V}_{1i} = \dot{m}_{evap_i} \times v_1 + \frac{\dot{m}_{inci}}{\rho_{aire|100^{\circ}C}}$$

$$\dot{V}_{1V} = 3.200,0 \frac{kg}{h} \times 1,672 \frac{m^3}{kg} + \frac{564,7 \frac{kg}{h}}{0,95 \frac{kg}{m^3}}$$

$$\dot{V}_{1V} = 6.539,3 \frac{m^3}{h}$$

$$\dot{V}_{1P} = 1.850,0 \frac{kg}{h} \times 1,672 \frac{m^3}{kg} + \frac{326,5 \frac{kg}{h}}{0,95 \frac{kg}{m^3}}$$

$$\dot{V}_{1P} = 3.780,6 \frac{m^3}{h}$$

$$\text{Corriente 5} \rightarrow \dot{V}_{5i} = \frac{\dot{m}_{inci}}{\rho_{aire|60^{\circ}C}}$$

$$\dot{V}_{5V} = \frac{564,7 \frac{kg}{h}}{1,06 \frac{kg}{m^3}} = 532,7 \frac{m^3}{h}$$

$$\dot{V}_{5P} = \frac{326,5 \frac{kg}{h}}{1,06 \frac{kg}{m^3}} = 308,0 \frac{m^3}{h}$$

Corriente	Flujo vol. (\dot{V}_i)		Fluido
	Vísceras	Plumas	
1	6.539,3 m ³ /h	3.780,6 m ³ /h	Vapor saturado e incondensables
2	3,2 m ³ /h	1,85 m ³ /h	Condensado
3 y 4	33,4 m ³ /h	19,3 m ³ /h	Agua para calefaccionar
5	532,7 m ³ /h	308,0 m ³ /h	Incondensables

Tabla 59. Flujos volumétricos por entrada/salida.

Se adoptarán velocidades típicas para cada fluido. Haciendo uso de estas, los flujos volumétricos y la ecuación de continuidad se pueden calcular diámetros económicos. Una vez que se tienen estos se adopta un diámetro comercial de caño o se define el diámetro de rolado.

$$\dot{V} = A \times V = \frac{\phi^2 \times \pi}{4} \times V$$

$$\rightarrow \phi_{econ} = \sqrt{\frac{\dot{V} \times 4}{\pi \times V}}$$

$$\phi_{econ}[mm] = \sqrt{\frac{\dot{V} [m^3/h] \times 4}{\pi \times v [m/s]} \times 1h/3600s \times 1000mm/1m}$$

Corriente	Velocidad	ϕ_{econ}	
		Vísceras	Plumas y sangre
1	20 m/s	340 mm	259 mm
2	1,5 m/s	27 mm	22 mm
3 y 4	1,5 m/s	94 mm	76 mm
5	20 m/s	103 mm	468 mm

Tabla 60. Diámetros económicos entradas/salidas.

Luego adaptamos (excepto la entrada al aquocondensador de plumas y sangre) los requerimientos a valores comerciales de caños o se rolan chapas con los siguientes diámetros interiores:

Corriente	ϕ_i	
	Vísceras	Plumas y sangre
1	340 mm	300 mm
2	26,6 mm	19,4 mm
3 y 4	88,9 mm	60,3 mm
5	88,9 mm	88,9 mm

Tabla 61. Diámetros reales entradas/salidas.

Diseño final

Quedan definidos de esta forma los pre-diseños de aquocondensadores. Los mismos se presentan en los planos PD_LC_01, PD_LC_02 y PD_LC_03.

5.2 Cálculo térmico aquocondensador – Vía húmeda y mixta

Flujos másicos de vapor e incondensables

Vapor:

Los vahos de las líneas de pluma y vísceras (*vía húmeda*) son 1850kg/h y 1549kg/h respectivamente. Una parte (1850kg/h) de ellos se condensa en la planta evaporadora. Numéricamente los vahos sin condensar coinciden con los de la línea de vísceras. El valor de diseño para el aquocondensador:

$$\dot{m}_{VH-*evap*} = 1600 \text{ kg/h}$$

Por el lado de la *vía mixta* el flujo de vahos de la línea de vísceras es 1436kg/h y la condensación en la planta evaporadora de 2100kg/h, por lo tanto, se envía condensa también un parte de los vahos de la línea de plumas. Así,

$$\dot{m}_{VM-*evap*} = 1300 \text{ kg/h}$$

Gases:

Se considera que lo vahos son enviados directamente al lavador de gases por la bomba de vacío, por lo que se desprecian los efectos térmicos que puedan tener en el aquocondensador. Por lo tanto,

$$\rightarrow \dot{m}_{inc} = 0 \text{ kg/h}$$

Se procede de forma análoga al cálculo del aquocondensador de vía seca.

Calor disponible en los vahos

Fluido	Flujo másico	Calor disponible
Vapor vía húmeda	1.600,0 kg/h	928.000,0 kcal/h
Vapor vía mixta	1.300,0 kg/h	754.000,0 kcal/h

Tabla 62. Calor disponible en vahos (100-60°C). Vía Húmeda y mixta. Fuente: Propia

Cantidad de agua a calefaccionar (m_a)

Aquocondensador	Masa de agua a calefaccionar
Vía húmeda	16.704,0 kg/h
Vía mixta	13.572,0 kg/h

Tabla 63. Flujos másicos de agua a calefaccionar.

Área necesaria para transferir el calor disponible (A_n)

Aquocondensador	Área necesaria
Vía húmeda	28,4 m ²
Vía mixta	23,1 m ²

Tabla 64. Áreas de intercambio necesarias

Cantidad de tubos (n)

Aquocondensador	Largo de tubos	Cantidad de tubos necesarios aprox.
Vía húmeda	3m	178
Vía mixta	3m	144

Tabla 65. Cantidad de tubos necesarios.

Arreglo de tubos y cantidades reales (n_{real})

Se plantea la misma placa de tubos del aquocondensador de vahos de la línea de plumas.

Aquocondensador	Cantidad de tubos real	Área real
Vía húmeda	186	29,8 m ²
Vía mixta	186	29,8 m ²

Tabla 66. Resumen cantidad de tubos y áreas de intercambio.

Se considera que las áreas obtenidas cumplen con los requerimientos.

Diseño final

Véase plano PD_LC_03.

5.3 Selección del lavador de gases y el biofiltro

El tratamiento de olores se basa en un lavador de gases donde se realiza una humidificación de los mismos y se *ecualizan* sus temperaturas para el posterior ingreso al biofiltro.

Los flujos de incondensables por tecnología no superan los 600m³/h. Esto se debe que los distintos puntos donde hay cocción y o secado se recurre a métodos indirectos de calentamiento. Esto limita enormemente el flujo de incondensables.

Un potencial punto de generación de incondensables es el secador de anillos de sangre. Pero el mismo secador tiene su sistema de tratamiento de vahos.

A lo largo del proceso se realizan numerosas extracciones de “gases de proceso” que evitan por un lado el material particulado en suspensión dentro de las instalaciones y por el otro que tanto los olores como la temperatura haga de la planta un lugar inapropiado para trabajar desde el punto de vista de la seguridad e higiene. Estos gases de proceso tienen la particularidad de tener baja temperatura y gran caudal.

El dimensionamiento excede los alcances del Ing. Electromecánico, por lo tanto, en este punto se adopta la solución brindada por el fabricante Labaqua, que detalla que el ratio de tratamiento de caudal de aire por metro cuadrado de superficie para emisiones con cargas bajas, ronda los 150 m³/h/m². De esta manera, la superficie necesaria es,

$$S_{biofiltro} = \frac{\dot{V}_{biofiltro}}{150 \frac{m^3}{h \cdot m^2}} = \frac{15.000,0 \frac{m^3}{h}}{150 \frac{m^3}{h \cdot m^2}}$$

$$S_{biofiltro} = 100m^2$$

$$h_{biofiltro} \approx 1,5m$$

6 Evaluación económico/financiera de los proyectos

Se presentarán los casos de negocio para obtener un flujo de fondos por año y, a partir de ello, calcular los indicadores económicos que permitirán valorizar las inversiones de más rentable a menos rentable. Los flujos se calculan antes de impuestos (EBITDA – *Earning Before Interest, Taxes, Depreciation, and Amortization*).

A demás, se calculan valores unitarios como contribuciones marginales, por línea de proceso.

6.1.1 Criterios para la evaluación

El mérito de un proyecto siempre debe evaluarse prescindiendo de la forma en que es financiado, como si la financiación proviniera enteramente del capital propio. De esta forma sabremos si el proyecto es bueno o malo en sí mismo, independientemente de la forma en que se lo financie.

Criterios subjetivos

Estos criterios tienen la característica de ser intangibles y aunque son difíciles de cuantificar, no deben ser dejados de lado durante el proceso de selección. En algunas oportunidades puede ser más preponderantes que los objetivos.

Algunos factores subjetivos son:

- Imagen de la empresa
- Satisfacción del personal
- Logro de objetivos sociales
- Servicio a los clientes

Criterios objetivos

En la actualidad los principales métodos de evaluación de proyectos son:

- Valor actual neto (VAN)
- Tasa interna de retorno (TIR)
- Índice de rentabilidad (IR)
- Tasa interna de retorno modificada (TIRM)

Las alternativas de proyecto que se analizan en el presente, el autor *Fumrauf* los encuadra en “*Proyectos convencionales o simples*”. Para la toma de decisión en este tipo de proyecto el VAN y la TIR coinciden. Sin embargo, la TIR se calcula a partir de una hipótesis difícil de conseguir en la práctica. La misma, por su desarrollo matemático, supone la reinversión de los fondos generados a la misma TIR del proyecto. Si tenemos tres proyectos con riesgos similares, el costo de oportunidad será, en ambos casos, la tasa de reinversión; con todo, la TIR de los tres proyectos podría seguir siendo diferente. Existen tres situaciones que pueden generar dichas contradicciones:

- a) Diferente tamaño de la inversión inicial.

- b) Diferente distribución temporal de flujo de efectivo (ingresos altos primero y bajos al final)
- c) Diferente vida útil.

En el presente proyecto tenemos el caso a).

Ante esta situación se podría aplicar la TIR incremental o tasa de Fisher tomando proyectos de a pares o bien usar la TIRM con la tasa de descuento del proyecto.

La TIRM tiene una ventaja significativa con respecto a su prima hermana, la TIR. Es una tasa de rentabilidad compuesta que asume que el flujo de efectivo es reinvertido al costo de capital mientras que la TIR asume la reinversión a la misma TIR. Generalmente, suponer que la reinversión se realiza al costo de capital es un mejor supuesto, de modo que la TIRM mide mejor la verdadera rentabilidad periódica del proyecto. (Fumrauf, 2010, pág. 333)

Se utilizará como criterio de decisión la TIRM y el VAN.

6.2 Hipótesis estudio económico

Ventas

Se suponen que durante los periodos del estudio la planta funciona a capacidad máxima sin pérdidas de rendimiento.

Impuestos

Todas las cotizaciones se consideran sin IVA.

Casos

Se analizan tres opciones tecnológicas:

VIA SECA	Caso 1
VIA HÚMEDA	Caso 2
VIA MIXTA	Caso 3

Tabla 67. Casos - Tecnología. Fuente: Propia

Las fuentes de energías térmicas consideradas son gas natural y gas licuado de petróleo.

GAS NATURAL	Caso A
GLP	Caso B

Tabla 68. Casos - Fuente de energía térmica. Fuente: Propia

Por lo tanto, se analizarán los 6 potenciales casos, agrupados por fuente de energía térmica mutuamente excluyentes.

Tasa de descuento real

Se considera una inflación de 2% anual en Estados Unidos. Este porcentaje se resta a la tasa calculada (tasa de descuento nominal) para, de esta forma, tener la tasa de descuento real, la cual se aplicará al cálculo de los indicadores.

Costos de energía

COSTOS DE ENERGÍA	
<i>Energía eléctrica</i>	0,05 USD/kWh
<i>Gas natural</i>	0,2 USD/m ³
<i>GLP</i>	0,3 USD/l

Tabla 69. Costos energía térmica. Fuente: Tutor

Costos de infraestructura

Se considera para la nave industrial con los siguientes costos:

Concepto	Precio
<i>Ladrillos y mano de obra</i>	25 USD/m ²
<i>Estructura metálica</i>	250 USD/m ²
<i>Bases y fundaciones</i>	150 USD/m ²
TOTAL	425 USD/m²

Tabla 70. Costo unitario de la obra civil. Fuente: Profesionales independientes.

El costo de la instalación de vapor se considera un valor promedio de 60.000,0 USD.

Gastos imprevistos de infraestructura del 3% sobre el subtotal (Equipos, montaje, puesta en marcha, ing. civil, caldera e instalación de vapor).

Precios de venta de los productos

Producto	Precio unitario
<i>Harina de vísceras</i>	630 USD/tn

<i>Harina de plumas</i>	315 USD/tn
<i>Harina de sangre</i>	400 USD/tn
<i>Aceite de vísceras</i>	700 USD/tn

Tabla 71. Precios commodities. Fuente: Tutor

Insumos y costos operativos

Las Big Bags son bolsones donde se deposita la harina producida y mediante las cuales se comercializa. Las mismas se consideran con un costo de 3USD por unidad. El peso de harina que pueden contener es de 1250kg.

Se considera necesario cubrir los 2 turnos de faena con 2 operarios especializados B (3 a 5 años de experiencia), 2 especializados B (1 a 3 años de experiencia), 1 ingeniero especializado B con 3 a 5 años de experiencia y 2 personas de mantenimiento por día. Los sueldos promedio de los que se detallan a continuación:

Tipo de personal	Sueldo mensual
<i>Personal Esp. B 3-5 años</i>	575 USD/mes
<i>Personal Esp. B 1-3 años</i>	715 USD/mes
<i>Ing. Esp. B 3-5 años</i>	860 USD/mes
<i>Personal mantenimiento</i>	575 USD/mes

Tabla 72. Costos laborales por tipo de personal. Fuente: Tutor

El costo de mantenimiento se considera de un 10% de la inversión inicial por año. Esto incluye tornillería consumible, lubricantes, recambio de piezas mecánicas rotas, gastos en herramientas manuales, etc.

Periodo de estudio y amortizaciones

AFIP en el decreto N°873/1997 estima años de vida útil de bienes los cuales se utilizarán para realizar las amortizaciones y de esta forma reducir el monto al cual se aplica el impuesto a las ganancias. Se considera entonces:

- Maquinarias y equipos 10 años.
- Instalaciones 10 años. Aquí se incluye nave industrial e instalaciones de vapor.

Costos de capital (CAPEX)

Se considera en el presente proyecto costos de capital a los equipos, montaje, puesta en marcha, ingeniería civil, caldera e instalación de vapor, más un 3% de este subtotal imprevistos.

Gasto operativo (OPEX)

Se consideran como gastos operativos a los derivados del consumo de energía eléctrica, energía térmica, costos de mantenimiento y empleados. Luego, es posible agrupar a los dos primeros como OPEX variables y los últimos como OPEX fijos.

EBITDA

El EBITDA o *beneficio bruto* es un indicador financiero que muestra el beneficio de una empresa antes de restar impuestos, depreciaciones y amortizaciones. Para el presente caso de estudio, será el flujo de fondos a descontar para el cálculo de los indicadores.

6.3 Cálculo de la tasa de descuento para evaluar proyectos de inversión

Definiciones

- La tasa de descuento para evaluar un proyecto de inversión es la rentabilidad mínima requerida por los potenciales inversores interesados en el proyecto. (Capomassi, 2008)
- La tasa de interés representa el precio que se paga por “alquilar” dinero durante un período de tiempo; los individuos que ahorran dinero lo prestan, a cambio de un interés, a aquellos individuos que ahorran dinero lo prestan, a cambio de un interés, a aquellos individuos cuyo consumo es superior a su ingreso. Además del interés “puro” que representa el valor tiempo del dinero, hay cuatro factores que determinan el costo de oportunidad: la *inflación*, el *riesgo*, los *impuestos* y la *volatilidad*, que describimos a continuación. (Fumrauf, 2010)

Aspectos a considerar

- No existe método “indiscutido” para su estimación.
- Las percepciones de riesgo y retorno en una valuación son totalmente subjetivas y personales.
- La tasa a utilizar estará en función del tipo de flujo de fondos a descontar.

6.3.1 Cálculo de la tasa de descuento (K_u) en Argentina – CAPM³ y Riesgo País

Utilizaremos el modelo de valoración de activos financieros *CAPM*. Como ya se mencionó en la *Ing. Básica* no es un método indiscutido, pero es el modelo más aceptado y utilizado.

$$K_u = R_f + \beta \cdot (R_m - R_f) + R_p$$

Siendo:

³ CAPM (*Capital Asset Pricing Model*): Modelo de valoración de activos financieros.

R_f = Tasa libre de riesgo.

β = Beta no apalancada.

$(R_m - R_f)$ = Prima de riesgo.

R_p = Riesgo país

Tasa libre de riesgo (R_f)

La tasa libre de riesgo es la correspondiente al rendimiento de los bonos del tesoro americano (T-Bonds). Su valor varía continuamente y es el correspondiente al rendimiento de los bonos en el momento de evaluar el proyecto, no es un valor histórico. La R_f variará en función del bono tomado como referencia.

Es un dato accesible desde numerosas fuentes, para el presente se considerará la siguiente:

Treasury a 10 años (TREASURY 10 AÑO)

Treasury a 10 años



Estados Unidos

Datos del mercado

Máx 52 días: 99,42	Mín 52 días: 95,12
Máx 252 días: 102,45	Mín 252 días: 94,80
Vol. Máx 52 días: 0	Vol. Mín 52 días: 0
Vol. Máx 252 días: 0	Vol. Mín 252 días: 0

Datos técnicos

TIR	2,50%	Vencimiento	15/02/2027
Mod. Duration (años)		Valor Residual	100,00%
Paridad		Valor técnico	
Intereses corridos		Cupón	2,2500
Próximo pago		Múltiplo mínimo	100

Fig. 48. Cotización bono 10 años (EEUU). Fuente: **Fuente especificada no válida.**

$$R_{f_{10Y}} = 2,5\%$$

Prima de riesgo ($R_m - R_f$)

Es la diferencia histórica entre el rendimiento de la cartera total de acciones del mercado de USA y el rendimiento de los bonos de USA. Es un valor que solo varía con la incorporación a la serie histórica de un nuevo año. Es el mismo valor para cualquier tipo de proyecto a evaluar.

La fuente sugerida es la página del profesor Aswath Damodaran (profesor de Finanzas Corporativas en Stern School of Business en la New York University).

Para el cálculo de la prima de riesgo se sugiere tomar la diferencia entre el promedio geométrico de las acciones (stock) y de los bonos (T-Bonds) en la mayor amplitud de años:

	<i>Promedio geométrico</i>				
	<i>Rendimientos</i>			$(R_m - R_f)$	
	Stocks (R_m)	T-Bills (R_f)	T-Bonds (R_f)	Stocks - T.Bills	Stocks - T.Bonds
1928-2019	9,71%	3,35%	4,88%	6,35%	4,83%
1970-2019	10,51%	4,58%	6,99%	5,93%	3,52%
2010-2019	13,44%	0,51%	4,13%	12,93%	9,31%

$$(R_m - R_f)_{1928-2019} = 4,83\%$$

Elección de la Beta β

La Beta mide la sensibilidad de los retornos de una acción a los retornos del mercado. Cuando definimos mercado, se hace referencia al conjunto de acciones que cotizan en la bolsa de EEUU, en este caso las agrupadas en S&P 500. En consecuencia, el retorno del mercado será el retorno del S&P 500.

A diferencia de los otros componentes de la fórmula del CAPM, habrá una Beta para cada sector de la industria.

El mismo lo obtenemos de la página del profesor Damodaran, en la sección de Betas totales por sector para Estados Unidos. Recordar que el cálculo se realiza para Estados Unidos y luego se adapta el riesgo mediante el Riesgo País.

$$\text{Farming/Agriculture} \rightarrow \text{Average Unlevered Beta} = 0,63$$

$$\text{Food Processing} \rightarrow \text{Average Unlevered Beta} = 0,70$$

Para el presente caso se considera un promedio entre ambas:

$$\rightarrow \beta = 0,67$$

Riesgo país

Se define al Riesgo País como el riesgo de una inversión económica debido solo a factores específicos y comunes a cierto país. Puede entenderse como un riesgo promedio de las inversiones realizadas en cierto país. Mide en el tono político, económico, seguridad pública, etc. (Si hay alguna guerra, si hay seguridad, tipos de impuestos, etc.). **Fuente especificada no válida.**

Representa la sobretasa que pagará un país por sus bonos en relación a la tasa que paga el Tesoro de Estados Unidos. Es decir, es la diferencia que existe entre el rendimiento de un

título público emitido por el gobierno nacional y un título de características similares emitido por el Tesoro de los Estados Unidos.

Se expresa en puntos básicos. 100 unidades equivalen a una sobretasa 1%.

Los proyectos que evaluamos se sitúan en Argentina, por lo que debemos agregar el rendimiento extra que esperan los inversores por el riesgo asociado a la coyuntura.

El autor *Fumrauf* considera que sumar riesgo país por encima de 900/1000 puntos básicos no tienen casi ningún sentido, pues refleja solamente que los inversores precian los bonos con una expectativa de quita de capital ante un posible default. Sugiere que no se debería sumar más de 500/700 puntos básicos. En el presente se considerará el valor superior de los sugeridos.

Tasa de descuento teórica K_u

$$K_u = R_f + \beta \cdot (R_m - R_f) + R_p$$

Tasa libre de riesgo	$R_{f_{10Y}} = 2,5\%$
Beta	$\beta = 0,67$
Prima de riesgo	$(R_m - R_f)_{1928-2019} = 4,83\%$
Riesgo país	$R_p = 5,00\%$

$$K_u = 2,5\% + 0,67 \cdot 4,83\% + 5,00\%$$

$$K_u = 10,74\%$$

Tasa de descuento real $K_{u_{real}}$

Corregimos la tasa de descuento teórica por una tasa de inflación probable de Los Estados Unidos para obtener, finalmente, la tasa de descuento de proyecto:

$$K_{u_{real}} = K_u - T_{i_{EEUU}}$$

$$K_{u_{real}} = 10,74\% - 2\%$$

$$K_{u_{real}} = 8,74\%$$

6.4 Cálculo de costos

6.4.1 Gastos de capital (CAPEX)

Los elementos que se consideran para los gastos de capital o inversión inicial son:

- Equipos, montaje y puesta en marcha
- Ingeniería civil
- Caldera GN/GLP
- Instalación de vapor
- Imprevistos

Se consideran algunas hipótesis simplificadoras para el estudio de casos. Seguidamente se describen los ítems antes mencionados.

Equipos, montaje y puesta en marcha

Los equipos, montaje y puesta en marcha se cotizaron a partir un presupuesto brindado por una de las empresas líderes en fabricación de equipos. Allí, se cotiza el montaje, la puesta en marcha y automatización. El detalle del mismo se encuentra en el anexo 1 de la Ingeniería de Detalles.

LÍNEA	COSTO [USD]
Visceras – Vía Seca	USD 848.520,8
Visceras – Vía Mixta	USD 1.431.123,7
Visceras – Vía Húmeda	USD 1.780.718,8
Plumas	USD 1.273.849,4
Sangre	USD 223.643,0

Fig. 49. Costo equipos, montaje y puesta en marcha por línea. Fuente: Propia

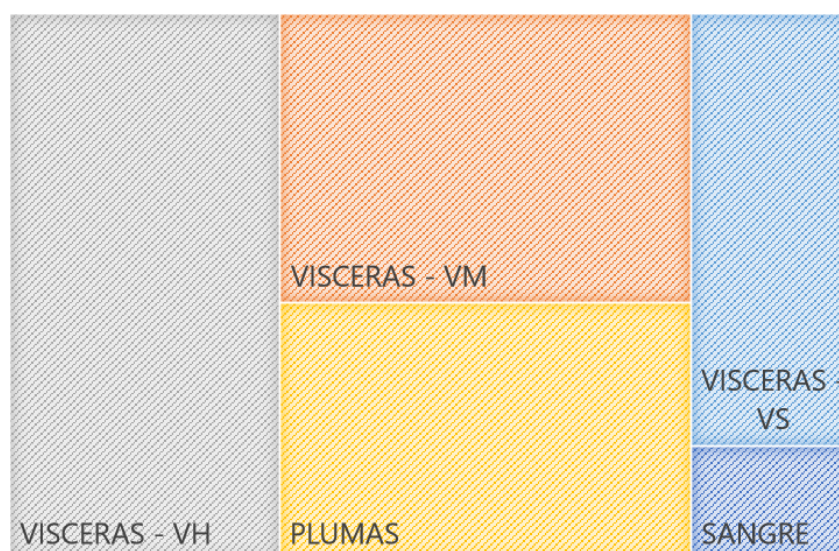


Fig. 50. Costo relativo por línea. Fuente: Propia

TECNOLOGÍA	COSTO [USD]
VÍA SECA	USD 2.676.887,8
VÍA MIXTA	USD 3.237.064,4
VÍA HÚMEDA	USD 3.582.699,5

Tabla 73. Costo equipos, montaje y puesta en marcha por planta - tecnología. Fuente: Propia

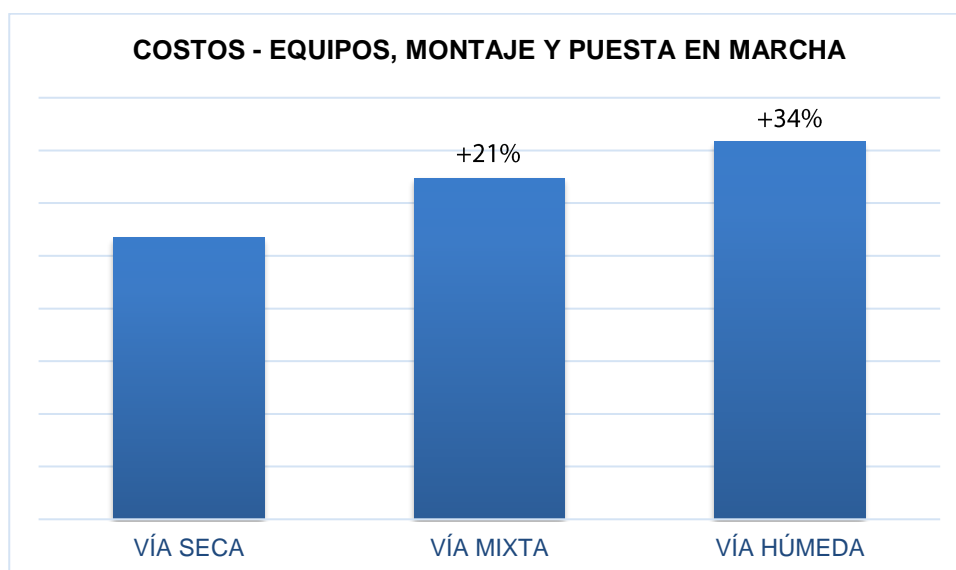


Fig. 51. Costo equipos, montaje y puesta en marcha por planta - tecnología. Fuente: Propia

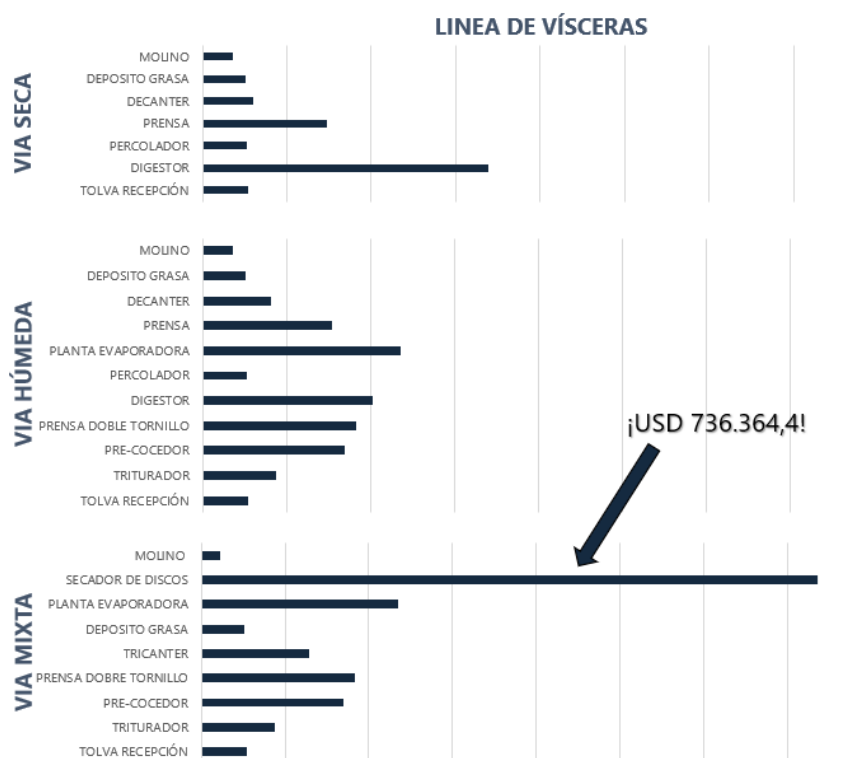


Fig. 52. Costos relativos de los equipos de las líneas de vísceras por tecnología. Fuente: Propia

Ingeniería civil

Para las 3 plantas se propone la misma superficie de nave industrial. Ella cuenta con una superficie cubierta de 1190m². Por lo tanto, el costo de la misma resulta:

$$CAPEX_{ing. civil} = 425 \text{ USD}/m^2 \times 1190m^2$$

$$CAPEX_{ing. civil} = 505.750,0 \text{ USD}$$

Instalación de vapor

No se encuentra en los alcances del presente proyecto el dimensionamiento de la instalación de vapor. Sin embargo, no es un costo menor. Se considera un costo de la misma de 60.000,0USD basado en la experiencia del tutor del presente.

Resumen

CONCEPTO	VIA SECA	VIA MIXTA	VIA HUMEDA
<i>Equipos, montaje y puesta en marcha</i>	USD 2.676.887,8	USD 3.237.064,4	USD 3.585.699,5
<i>Ing. civil</i>	USD 505.750,0	USD 505.750,0	USD 505.750,0
<i>Caldera GN/GLP</i>	USD 200.000,0	USD 200.000,0	USD 200.000,0
<i>Instalación de vapor</i>	USD 60.000,0	USD 60.000,0	USD 60.000,0
Subtotal	USD 3.442.637,8	USD 4.002.814,4	USD 4.348.449,5
<i>Imprevistos</i>	3%	3%	3%
CAPEX Total	USD 3.549.111,1	USD 4.126.612,8	USD 4.482.937,7

Tabla 74. Gastos de capital por tecnología. Fuente: Propia

6.4.2 Gastos Operativos (OPEX)

Entre los "Operational expenditures" (OPEX) o costos de funcionamiento se pueden mencionar:

- OPEX Energía eléctrica consumida
- OPEX Gas natural o GLP
- OPEX Mantenimiento
- OPEX Empleados
- OPEX Big Bags

OPEX Energía eléctrica consumida y de combustible

En cada caso se obtienen de hacer el producto de las unidades de producto por el costo del mismo. Los consumos se pueden visualizar en los apartados 0 y 3.3 y los precios en 6.2.

CONCEPTO	<i>Energía Térmica: Gas Natural</i>		
	VIA SECA	VIA MIXTA	VIA HUMEDA
<i>OPEX Energía eléctrica consumida</i>	USD 121.800,6	USD 154.406,9	USD 141.921,9
<i>OPEX Gas Natural</i>	USD 631.238,5	USD 488.199,3	USD 499.103,0
<i>OPEX Mantenimiento</i>	USD 267.688,8	USD 323.706,4	USD 358.270,0
<i>OPEX Empleados</i>	USD 55.080,0	USD 55.080,0	USD 55.080,0
<i>OPEX Big Bags</i>	USD 36.000,0	USD 36.000,0	USD 36.000,0
TOTAL	USD 1.111.807,9	USD 1.057.392,6	USD 1.090.374,8

Tabla 75. OPEX por tecnología, gas natural. Fuente: Propia

CONCEPTO	Energía Térmica: GLP		
	VIA SECA	VIA MIXTA	VIA HUMEDA
OPEX Energía eléctrica consumida	USD 121.800,6	USD 154.406,9	USD 141.921,9
OPEX GLP	USD 1.535.920,7	USD 1.187.879,7	USD 1.214.410,3
OPEX Mantenimiento	USD 267.688,8	USD 323.706,7	USD 358.270,0
OPEX Empleados	USD 55.080,0	USD 55.080,0	USD 55.080,0
OPEX Big Bags	USD 36.000,0	USD 36.000,0	USD 36.000,0
TOTAL	USD 2.016.490,1	USD 1.759.073,0	USD 1.802.302,5

Tabla 76. OPEX por tecnología, GLP. Fuente: Propia

6.4.3 Amortizaciones

Siguiendo las hipótesis planteadas en el apartado 6.2 se tiene:

TECNOLOGÍA	COMB.	MÁQUINAS Y EQUIPO	INSTALACIONES (CALDERA Y VAPOR, NAVE IND.)	TOTAL	VAR.
VIA SECA	GN	USD 267.688,8	USD 76.575,0	USD 344.263,8	-----
VIA MIXTA	GN	USD 323.706,4	USD 76.575,0	USD 401.418,4	+17%
VIA HUMEDA	GN	USD 358.270,0	USD 76.575,0	USD 434.845,0	+26%
VIA SECA	GLP	USD 267.688,8	USD 76.575,0	USD 344.263,8	-----
VIA MIXTA	GLP	USD 323.706,4	USD 76.575,0	USD 401.418,4	+17%
VIA HUMEDA	GLP	USD 358.270,0	USD 76.575,0	USD 434.845,0	+26%

Tabla 77. Amortizaciones por tecnología. Fuente: Propia

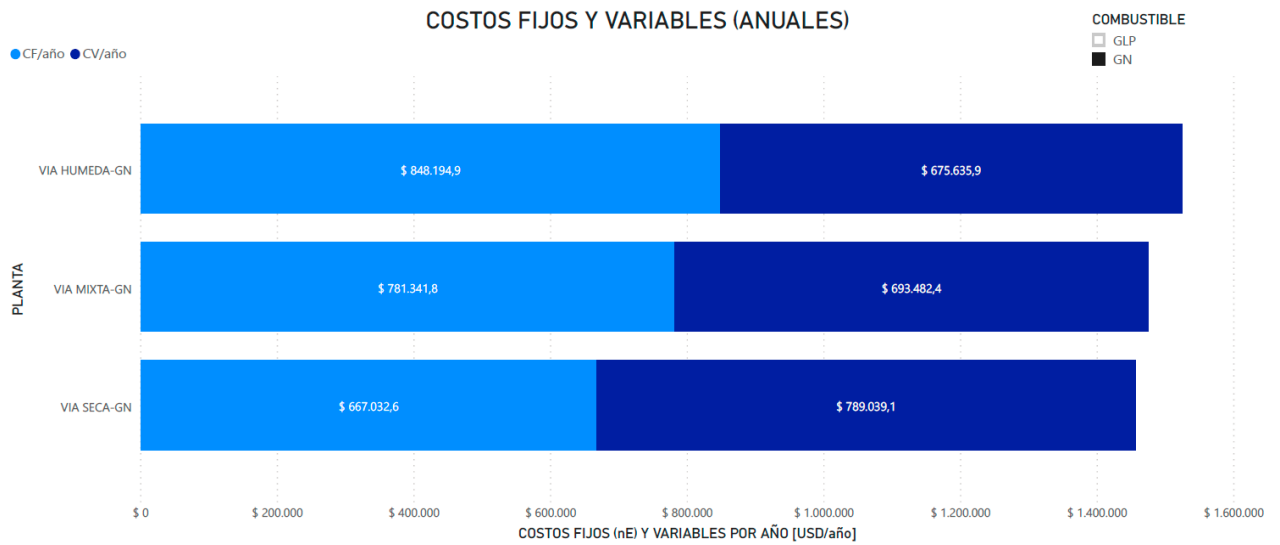


Fig. 53. Costos fijos no erogables y variables por planta (GN). Fuente: Propia

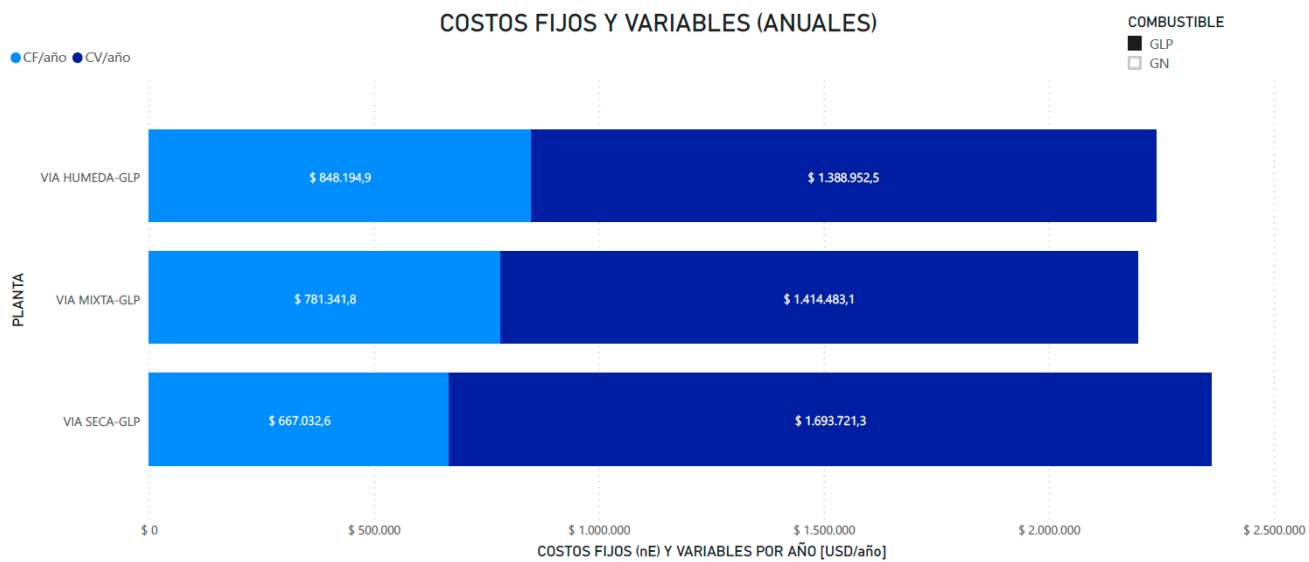


Fig. 54. Costos fijos no erogables y variables por planta (GLP). Fuente: Propia

6.5 Cálculo de indicadores económico/financieros

EBITDA

El mismo se muestra en el Anexo 2 de la Ingeniería de Detalles.

Valor actual neto (VAN)

$$VAN = - FF_0 + \frac{\sum_{j=1}^n FF_j}{(1 + k)^j}$$

Siendo:

FF_0 : Inversión inicial.

FF_j : Flujo de fondos del período j .

k : Tasa de descuento.

Tasa interna de retorno modificada (TIRM)

$$TIRM = \left[\frac{\sum_{j=1}^n FF_j (1+k)^{n-j} - \sum_{j=1}^n FF_n (1+kd)^{n-j}}{FF_0} \right]^{\frac{1}{n}} - 1$$

Resumen

Tecnología	Combustible	VAN ($K_u=8,7\%$)	TIRM	TIR
VIA SECA	GN	USD 31.560.153,4	38%	164%
VIA MIXTA	GN	USD 31.353.926,8	36%	143%
VIA HÚMEDA	GN	USD 30.785.876,9	35%	130%
VIA SECA	GLP	USD 26.159.215,2	35%	139%
VIA MIXTA	GLP	USD 27.176.846,2	34%	126%
VIA HÚMEDA	GLP	USD 26.515.503,6	33%	114%

Tabla 78. Indicadores económicos/financieros por línea, por combustible. Fuente: Propia

Interpretación del VAN:

Conceptualmente representa el valor absoluto de la riqueza que agrega un nuevo proyecto de inversión a la empresa en el momento cero. Esto es si la empresa realiza un proyecto que tiene un VAN de \$468,82, la empresa habría aumentado su valor presente en \$468,82 luego de realizar el proyecto. (Fumrauf, 2010, pág. 315)

Recupero de la inversión

Luego de obtener el valor presente de los flujos de fondos para cada período es posible hallar a que mes (desde el momento de la inversión) se realiza el recupero de la inversión.

Se observa para todos los casos que el recupero de la inversión se efectiviza antes de finalizado el segundo periodo (año). A continuación, se presenta la tendencia mostrada por todos los casos.

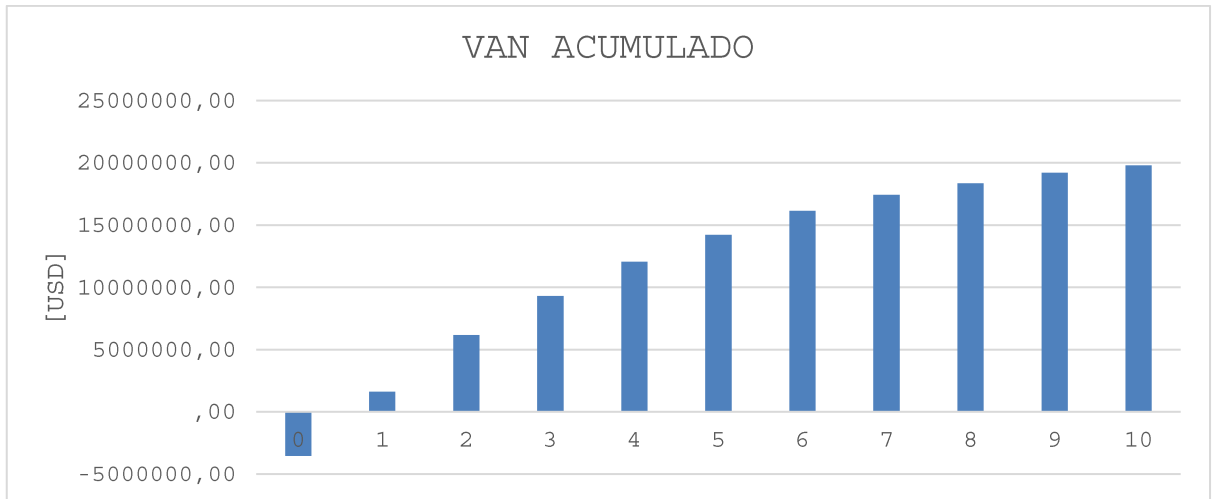


Fig. 55. Valor actual acumulado de los flujos de fondos para la tecnología VÍA SECA/GN. Fuente: Propia

La tasa a la cual se los descuenta es a la calculada en el inciso correspondiente.



Fig. 56. Flujos de fondos con y sin actualizar, tecnología VIA SECA/GN. Fuente: Propia

De este modo, se puede interpolar linealmente entre los flujos de fondos descontados acumulados entre los periodos 0 y 1 para hallar la cantidad de meses exacta para cada proyecto:

Tecnología	Combustible	Recupero [meses]
VIA SECA	GN	8
VIA MIXTA	GN	10
VIA HUMEDA	GN	11

VIA SECA	GLP	10
VIA MIXTA	GLP	11
VIA HUMEDA	GLP	12

Tabla 79. Meses para recuperar el capital invertido por proyecto. Fuente: Propia

6.6 Costos – Valores unitarios

Los productos de una planta de procesamiento de subproductos avícolas se consideran como “Producción múltiple condicionada técnicamente o productos conexos”. Quiere decir que la cantidad producida de cada producto está condicionada ya que un ave faenada tiene una cantidad definida de cada uno. Sin embargo, podemos analizar los costos variables asociados a cada línea por tonelada producida. Luego es posible calcular la *contribución marginal* que realiza cada línea a cubrir los costos estructurales de la planta.

En el caso de los costos fijos, en el presente proyecto no se analiza el costo de alquiler o compra de terreno ya que los predios donde se ubican las faenas avícolas suelen disponer de este espacio.

Costos variables y contribución marginal por tonelada de producto

Cada línea de producción tiene costos asociados de energía eléctrica, energía térmica y otros insumos (solo se consideran Big Bags) los cuales se pueden definir como costos variables.

PRODUCTO	LINEA	TECNOLOGÍA	EE [USD/tn]	GN [USD/tn]	GLP [USD/tn]
HARINA Y ACEITE	VISCERAS	VIA SECA	6,0	40,9	99,7
HARINA Y ACEITE	VISCERAS	VIA MIXTA	10,6	23,9	58,2
HARINA Y ACEITE	VISCERAS	VIA HUMEDA	9,1	23,4	57,0
HARINA	PLUMAS	TODAS	7,6	36,5	88,9
HARINA	SANGRE	TODAS	30,2	148,5	361,3

Tabla 80. Costos de energía por tonelada de producto. Fuente: Propia

El costo variable total se calcula como sigue:

$$CV = EE[USD/tn] + GN[USD/tn] + \frac{OPEX \text{ BIGBAGS} \times \% \dot{m}_{Hi}}{\frac{250 \text{ días/año}}{12 \text{ meses/año}}}$$

Siendo $\%m_{Hi}$ el porcentaje de harina que representa cada producto sobre el total (harina de vísceras, plumas y sangre).

El costo marginal se calcula como la diferencia entre el precio de venta y el costo variable. De este modo, si se dispone de gas natural:

#	PRODUCTO	MP	TECNOLOGÍA
1	HARINA Y ACEITE	VISCERAS	VIA SECA
2	HARINA Y ACEITE	VISCERAS	VIA MIXTA
3	HARINA Y ACEITE	VISCERAS	VIA HUMEDA
4	HARINA	PLUMAS	TODAS
5	HARINA	SANGRE	TODAS

Tabla 81. Costos variables (GN) y contribuciones marginales por línea. Fuente: Propia

#	PRECIO VENTA [USD/tn]	CV (GN) [USD/tn]	CM [USD/tn]
1	652	51	601
2	652	39	613
3	653,	37	617
4	315	48	267
5	400	179	221

Si además se consideran las amortizaciones (10 años) y costos de mantenimiento (10% del costo de equipos por año) de cada línea, la contribución marginal queda:

#	AMORT. [USD/tn]	MTO [USD/tn]	CV + AMORT + MTO [USD/tn]	PV – (CM + AMORT + MTO) [USD/tn]

1	11	11	73	579
2	19	9	77	576
3	24	24	84	570
4	25	25	99	216
5	26	26	231	169

Tabla 82. Contribución marginal más amortizaciones y mantenimiento por línea (GN). Fuente: Propia

Luego, si se dispone de GLP:

#	PRECIO VENTA [USD/tn]	CV (GLP) [USD/tn]	CM [USD/tn]
1	652	110	542
2	652	73	579
3	653	70	583
4	315	101	214
5	400	392	8

Tabla 83. Costos variables (GLP) y contribuciones marginales por línea. Fuente: Propia

#	PRECIO VENTA [USD/tn]	CM + AMORT + MTO [USD/tn]	PV - (CM + AMORT + MTO) [USD/tn]
1	652	132	520
2	652	111	542
3	653	118	536
4	315	151	164

5	400	444	-44
---	-----	-----	-----

Tabla 84. Contribución marginal más amortizaciones y mantenimiento por línea (GLP). Fuente: Propia

El precio de venta para la harina de vísceras y el aceite de vísceras se obtiene de la suma ponderada de cada producto en función de la parte que representan del *output* de la línea de vísceras. Es así debido a que las líneas de producción de harina de vísceras y de aceite de vísceras están íntimamente relacionadas.

Analizando las líneas de vísceras (GN) de las tres tecnologías tenemos:

Líneas de vísceras - GN		
Tecnología	CM [USD/tn]	Variación
VÍA SECA	601	-
VÍA MIXTA	615	+2,4%
VÍA HÚMEDA	617	+2,6%

Tabla 85. Comparación de contribuciones marginales de las líneas de vísceras. Fuente: Propia

6.7 Punto de equilibrio

Se muestra a continuación una tabla y su respectivo gráfico donde se aprecian los costos variables (*CV*), fijos erogables (*CFe*), fijos no erogables (*CFne*), costo total (*CT*), costo total erogable (*CTe*) e ingresos por ventas (*I*) en función de la cantidad de aves faenadas por día desde cero hasta las 192.000 aves por día para la cual se dimensionaron las plantas.

Los costos de mantenimiento, empleados se consideran como costos fijos erogables, mientras que las amortizaciones como no erogables.

Prod. [aves/día]	CV [USD/día]	CFe [USD/día]	CFne [USD/día]	CT [USD/día]	CTe [USD/día]	I [USD/día]
0	0,00	1291,08	1377,06	2668,13	1291,08	0,00
8000	131,51	1291,08	1377,06	2799,64	1422,58	1157,50
16000	263,01	1291,08	1377,06	2931,14	1554,09	2315,00
24000	394,52	1291,08	1377,06	3062,65	1685,59	3472,50
32000	526,03	1291,08	1377,06	3194,16	1817,10	4629,99
40000	657,53	1291,08	1377,06	3325,66	1948,61	5787,49

48000	789,04	1291,08	1377,06	3457,17	2080,11	6944,99
56000	920,55	1291,08	1377,06	3588,68	2211,62	8102,49
64000	1052,05	1291,08	1377,06	3720,18	2343,13	9259,99
72000	1183,56	1291,08	1377,06	3851,69	2474,63	10417,49
80000	1315,07	1291,08	1377,06	3983,20	2606,14	11574,98
88000	1446,57	1291,08	1377,06	4114,70	2737,65	12732,48
96000	1578,08	1291,08	1377,06	4246,21	2869,15	13889,98
104000	1709,58	1291,08	1377,06	4377,71	3000,66	15047,48
112000	1841,09	1291,08	1377,06	4509,22	3132,17	16204,98
120000	1972,60	1291,08	1377,06	4640,73	3263,67	17362,48
128000	2104,10	1291,08	1377,06	4772,23	3395,18	18519,97
136000	2235,61	1291,08	1377,06	4903,74	3526,69	19677,47
144000	2367,12	1291,08	1377,06	5035,25	3658,19	20834,97
152000	2498,62	1291,08	1377,06	5166,75	3789,70	21992,47
160000	2630,13	1291,08	1377,06	5298,26	3921,21	23149,97
168000	2761,64	1291,08	1377,06	5429,77	4052,71	24307,47
176000	2893,14	1291,08	1377,06	5561,27	4184,22	25464,96
184000	3024,65	1291,08	1377,06	5692,78	4315,73	26622,46
<i>192000</i>	3190,44	1364,50	1744,65	6299,59	4554,94	27147,83

Tabla 86. Costos e ingresos diarios (Vía Seca). Fuente: Propia

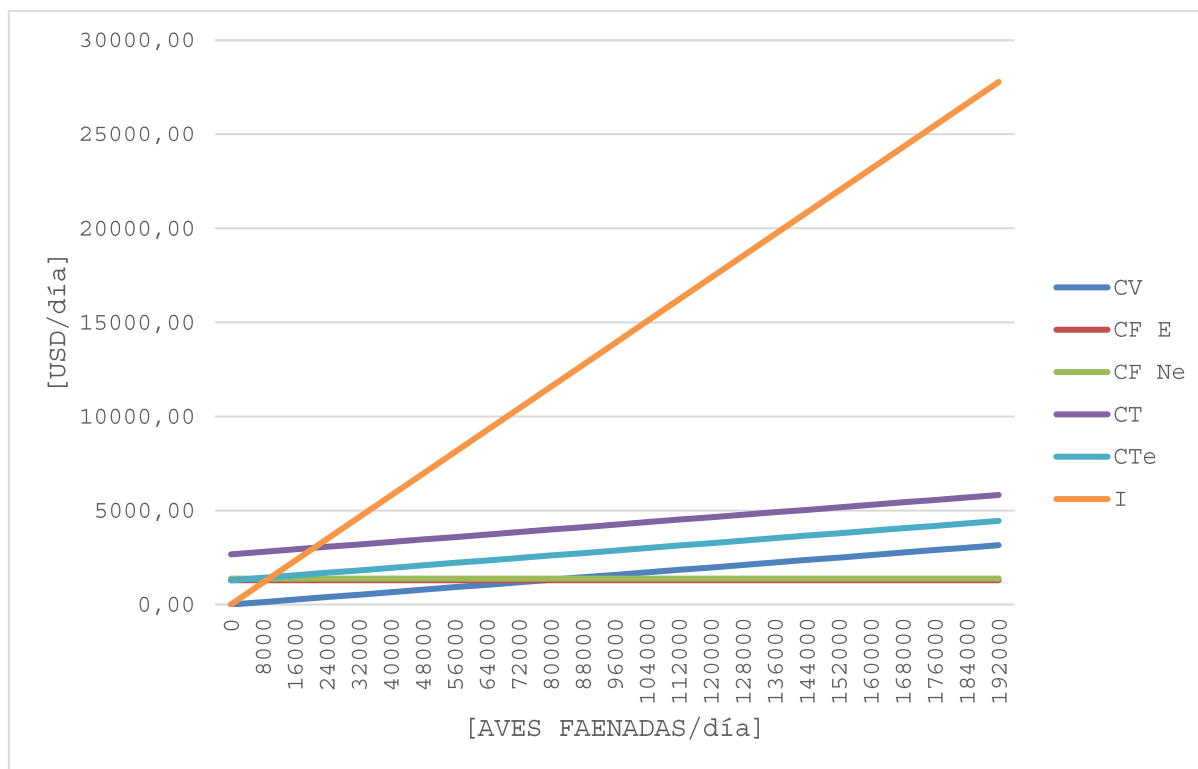


Fig. 57. Costos e ingresos diarios en función de las aves faenadas (Vía Seca). Fuente: Propia

Todos los casos presentan el mismo perfil de costos e ingresos con leves variaciones, por lo que no se justifica presentar los mismos para cada uno.

7 Análisis Ambiental

7.1 Variables de estudio

7.1.1 Efluentes sólidos

No se consideran.

7.1.2 Efluentes líquidos

7.1.2.1 Cálculo aproximado de efluentes líquidos

Prensa de plumas

Como puede observarse en la sección 0, del escurrimiento se obtiene un flujo másico de,

$$\dot{m}_{\text{escurrimiento}} = 1.320 \text{ kg/h}$$

Purgas en tanques de almacenamiento

Se toma en cuenta el proceso convencional, del cual se posee un tanque de expedición de aceite de 15 metros cúbicos con capacidad de 1 día de producción.

Como este aceite posee un porcentaje de humedad, por diferencia de densidad, al mantenerse en reposo, el agua se deposita en el fondo. Por tal motivo, para eliminar cualquier resto de agua, se realizan purgas. Como se puede observar en el diagrama de flujo de vísceras vía seca, la producción de aceite es de 604,8 kg/h. El porcentaje de humedad es de 0,3%, lo cual representa 1,8 kg/h.

$$\dot{m}_{purgas} = 1,8 \frac{kg}{h} \rightarrow \text{Proceso Seco}$$

$$\dot{m}_{purgas} = 2,5 \frac{kg}{h} \rightarrow \text{Proceso Húmedo}$$

$$\dot{m}_{purgas} = 1,8 \frac{kg}{h} \rightarrow \text{Proceso Mixto}$$

Limpieza de equipos

Para la limpieza de los equipos y de la planta de subproducto, se tiene en cuenta un número práctico brindado por profesionales. Para la limpieza general de una planta de faena, se estima un 15% de la totalidad de agua utilizada. De ese 15% se toma un 20% exclusivamente para la planta de subproductos. El uso exclusivo entonces, es del 3% del total.

Se estima que por ave se utilizan 20 litros de agua.

$$\dot{m}_{agua-faena} = 20 \frac{\text{litros}_{agua}}{h} \times 12.000 \frac{\text{aves}}{h} = 240.000 \frac{\text{litros}_{agua}}{h}$$

Entonces,

$$\dot{m}_{limpieza} = 0,03 \times 240.000 \frac{\text{litros}_{agua}}{h} = 7.200 \text{ litros}_{agua}$$

Totalidad de efluentes líquidos

$$\dot{m}_{total} = \dot{m}_{escurrimiento} + \dot{m}_{purgas} + \dot{m}_{limpieza}$$

$$\dot{m}_{total} = 1.320 \frac{kg}{h} + 1,8 \frac{kg}{h} + 7.200 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{total} = 8.521,8 \frac{kg}{h} \rightarrow \text{Proceso Seco}$$

Si bien las purgas varían entre un proceso y otro, su valor no es significativo en la totalidad de efluentes, por lo que se toma un solo valor para los tres casos.

7.1.3 Efluentes gaseosos

En este caso se tienen en cuenta la totalidad de los vahos producidos por cada tipo de proceso.

Planta de proceso	Gases [kg/h]	Gases [m ³ /h]
Vía Seca	14.250	11.875
Vía Húmeda	14.436	12.030
Vía Mixta	14.866	12.388

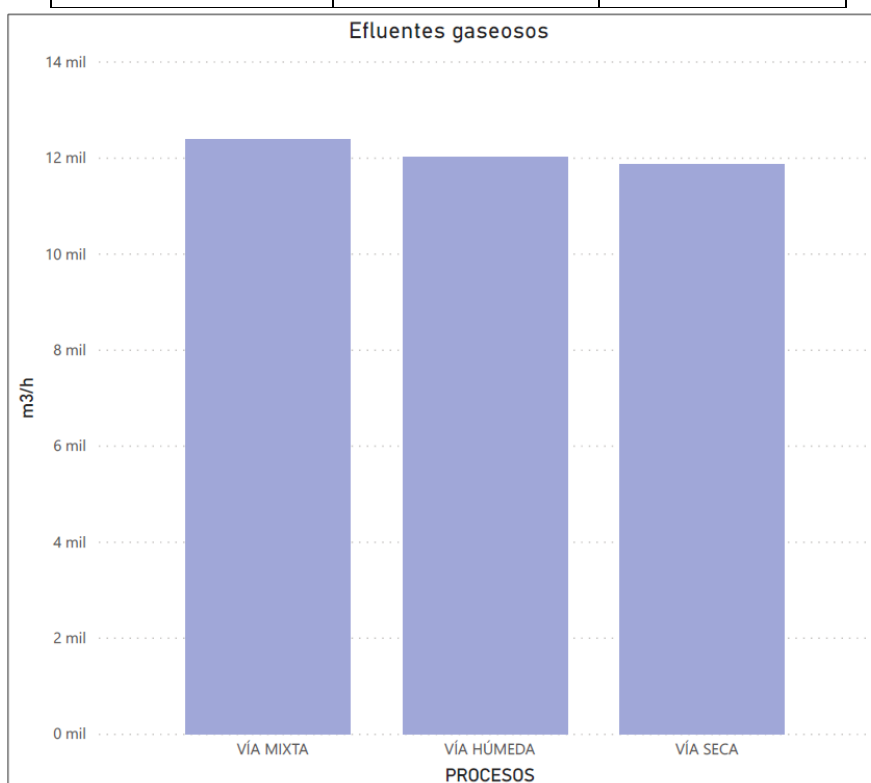


Fig. 58. Efluentes gaseosos. Fuente: Elaboración propia.

7.1.4 Huella de carbono

$$Huella_{carbono} = Dato Actividad \times Factor Emisión$$

7.1.4.1 Por consumos de gas natural

El factor de emisión de 1,95 tnCO₂/dam³ se obtiene de la base de datos de la Secretaría de Energía de la Nación.

Planta de proceso	Consumo GN [m ³ GN/h]	Factor de emisión [tn CO ₂ /m ³]	Huella de carbono [tn CO ₂ /año]
Vía Seca	783	0,00195	6.107,4
Vía Húmeda	614	0,00195	4.789
Vía Mixta	601	0,00195	4.687

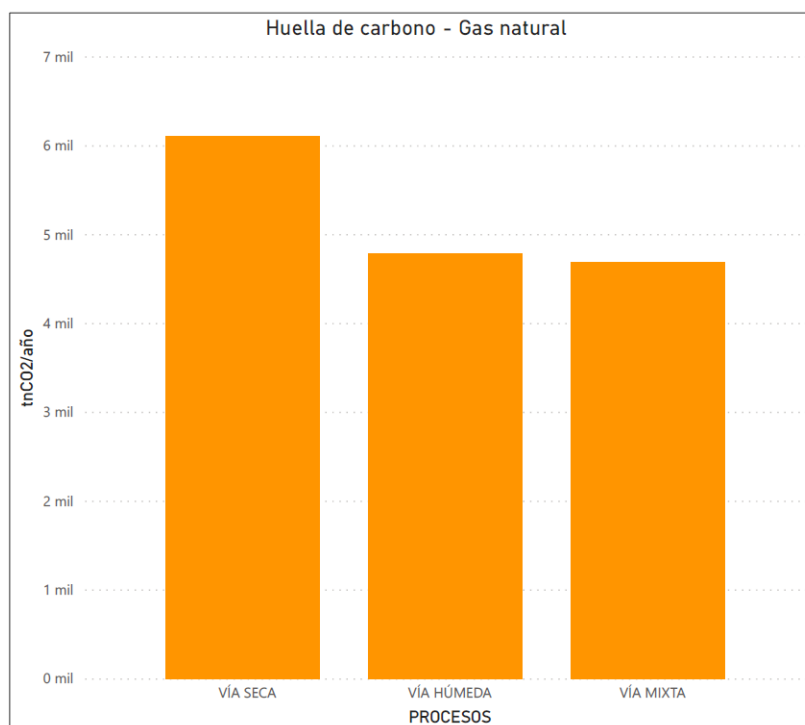


Fig. 59. Huella de carbono por consumo de Gas Natural. Fuente: Elaboración propia.

7.1.4.2 Por consumos de energía eléctrica

El factor de emisión de 0,412 kgCO₂/kWh se obtiene de la base de datos de la Secretaría de Energía de la Nación. Corresponde al período del año 2018.

Planta de proceso	Consumo EE [kWh]	Factor de emisión [kg CO ₂ /kWh]	Huella de carbono [tn CO ₂ /año]
Vía Seca	556	0,412	916
Vía Húmeda	668	0,412	1.100
Vía Mixta	731	0,412	1.204

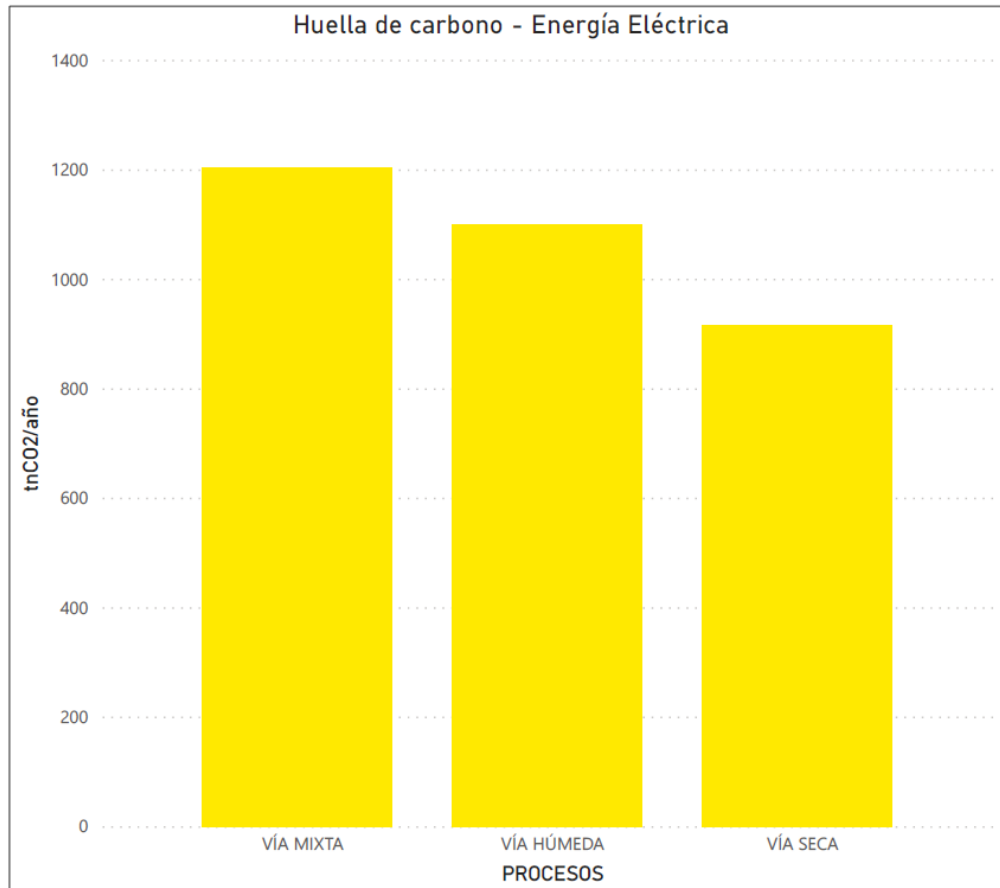


Fig. 60. Huella de carbono por consumo de Energía Eléctrica. Fuente: Elaboración propia.

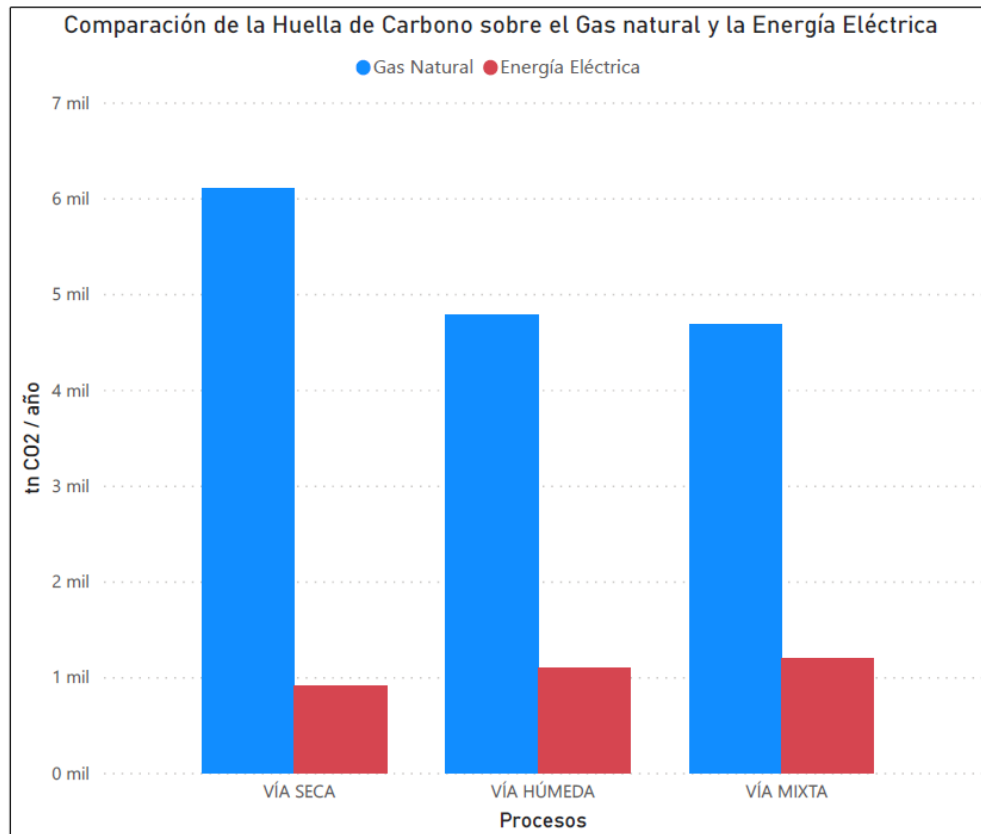


Fig. 61. Comparativa de producción de toneladas de CO2 entre Gas Natural y la Electricidad. Fuente: Elaboración propia.

7.1.5 Huella hídrica

7.1.5.1 Transporte tradicional

Actualmente, la mayoría de las empresas avícolas transportan las plumas hacia la planta de subproductos utilizando agua. Específicamente, plumas diluidas en un 6%.

El flujo de plumas es,

$$m_p = 3,96 \frac{tn_{pluma}}{h}$$

Teniendo en cuenta que este flujo representa solo el 6% de lo que se usa en el total del transporte, la cantidad de agua utilizada es,

$$m_{TTP} = 62,04 \frac{tn_{agua}}{h}$$

Como mejora, el transporte que se utiliza en este proyecto es neumático.

7.1.5.2 Consumos de agua

$$Huella_{hídrica} = consumo\ agua + agua\ contaminada$$

Para el consumo de agua se tiene en cuenta el vapor necesario para cada equipo. Mientras que el agua contaminada es aquella proveniente del escurrimiento (previo al transporte en la línea de plumas), a la limpieza de equipos y a las purgas.

Planta de proceso	Consumo Agua [m ³ /h]	Agua contaminada [m ³ /h]	Huella hídrica [m ³ /h]
Vía Seca	7,24	8,52	15,76
Vía Húmeda	5,40	8,52	13,92
Vía Mixta	5,32	8,52	13,84

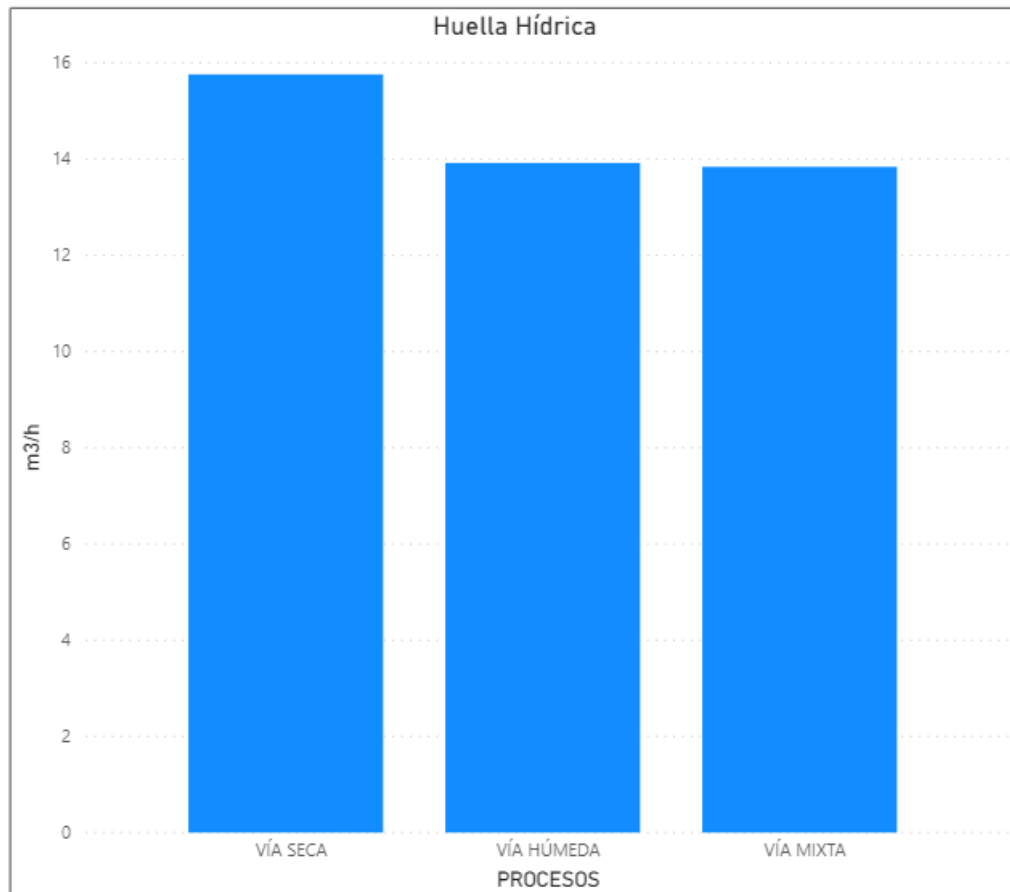


Fig. 62. Huella hídrica. Fuente: Elaboración propia.

Si se considera el transporte tradicional de plumas, la huella hídrica sería mucho mayor. Específicamente, como se muestra a continuación.

Planta de proceso	Consumo Agua [m ³ /h]	Agua contaminada [m ³ /h]	Huella hídrica [m ³ /h]
Vía Seca	7,24	70,56	77,80
Vía Húmeda	5,40	70,56	75,96
Vía Mixta	5,32	70,56	75,88

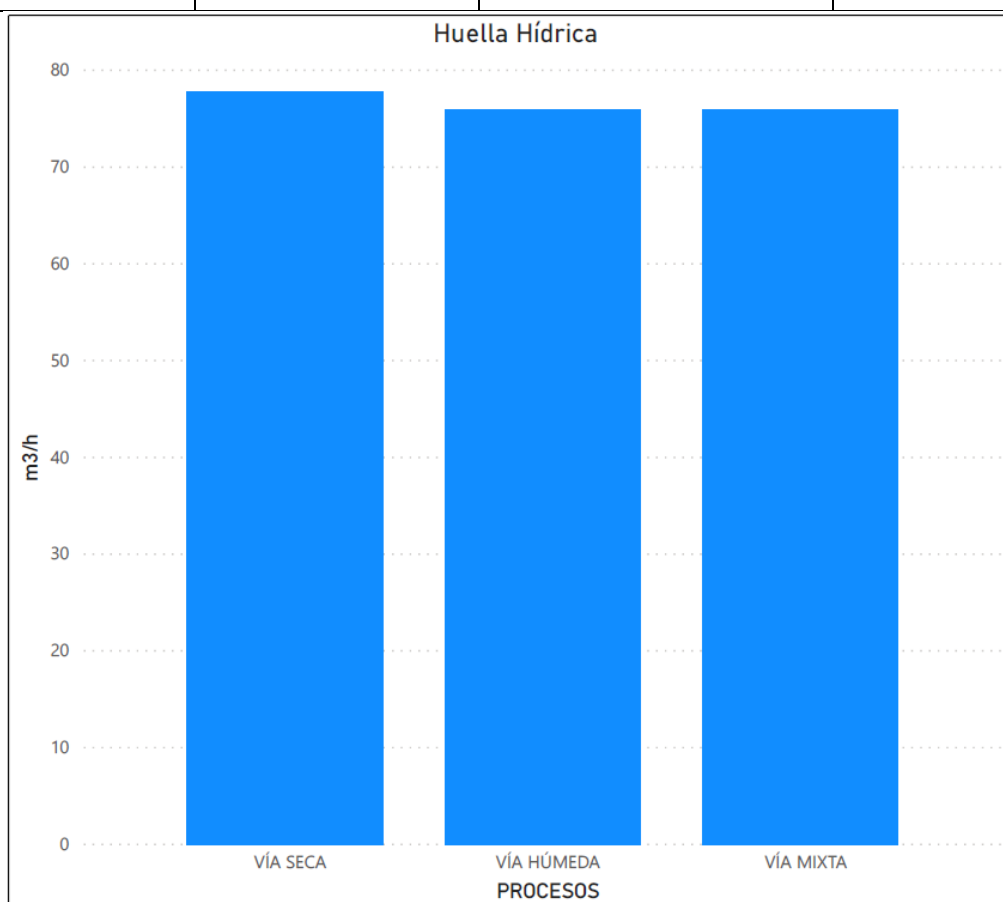


Fig. 63. Huella hídrica considerando el transporte tradicional de plumas. Fuente: Elaboración propia.

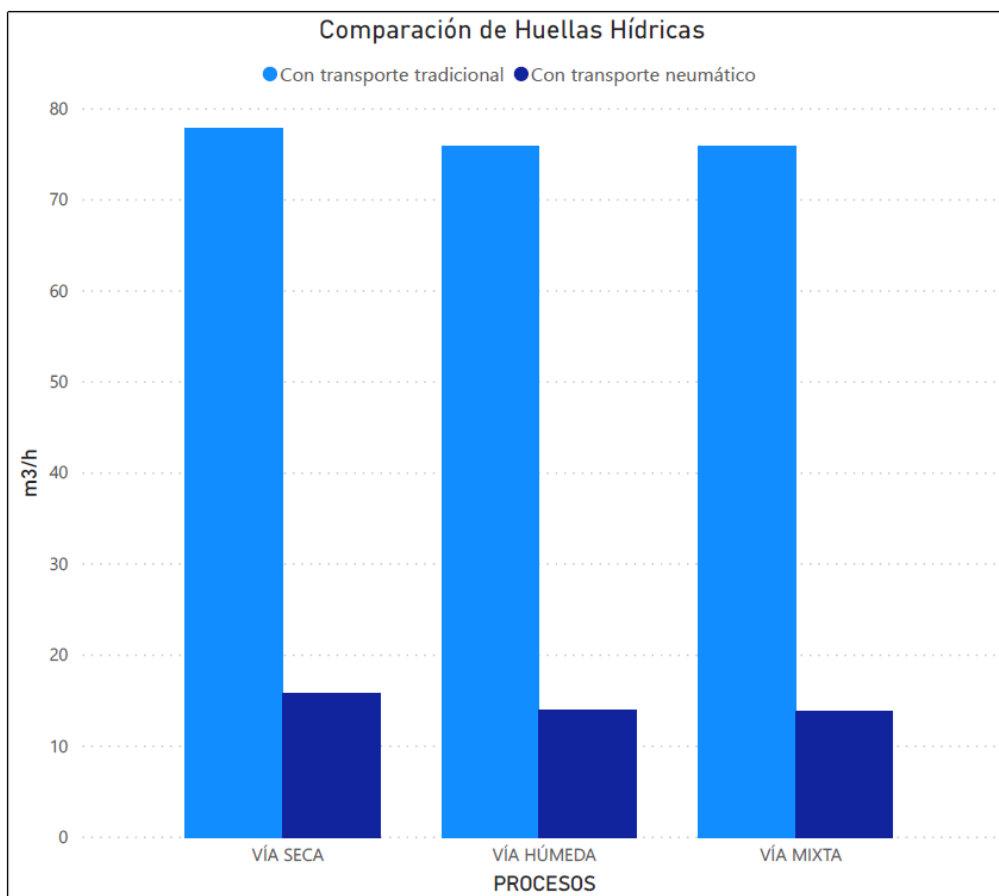


Fig. 64. Comparación de huellas hídricas según el tipo de transporte de plumas. Fuente: Elaboración propia.

8 Comparación de procesos

8.1 Digestibilidad y palatabilidad

Los procesamientos de vísceras mediante vía seca y mixta cocinan las vísceras con gran cantidad de grasa en el digestor. Esto produce un efecto de “fritado” que le da a la harina final gran palatabilidad y sabor. En cambio, la cocción en el proceso húmedo se termina en el secador donde la grasa ya fue extraída previamente.

Desde el punto de vista de la digestibilidad, la harina de la vía húmeda, puede superar en un 25% a la obtenida mediante el proceso seco.

8.2 Calidad del aceite

Las características de las grasas son seriamente afectadas por el método de obtención, así como la forma de procesamiento. Las grasas obtenidas a baja temperatura tienen baja acidez libre (hasta un 30% menos que por vía seca) y poseen mayor calidad que aquellas extraídas a altas temperaturas o con sistemas de presión.

La diferencia entre las grasas obtenidas de los procesos en estudio es que la obtenida de la vía seca se somete en el digestor y prensa a al menos 120 – 130°C en el digestor, mientras que en la vía húmeda a 95 – 98°C en los pre-cocedores. Esto permite que la grasa obtenida por vía húmeda conserve todas sus propiedades organolépticas, de color, nutricionales, etc.

8.3 Ambiental (Calidad aguas vertido, huella de carbono)

Los procesos detallados en el proyecto son continuos y con condiciones ideales. Esto deriva en que, de forma global, las plantas de por sí tienen condiciones de higiene óptimas. Sin embargo, hay consideraciones con respecto al consumo de agua que deben evaluarse. Como se pudo detallar anteriormente, en el análisis ambiental sobre la huella hídrica, con el uso del transporte neumático puede ahorrarse más del 1900% de agua. Los efluentes líquidos provenientes de la planta de subproductos, aparte de tener una muy baja carga orgánica son ínfimos, cuantitativamente, en comparación con la planta de faena, por lo que sus derivaciones hacia las lagunas de tratamiento no implican problemas. Por otro lado, en cuanto al análisis de la huella de carbono, se puede establecer que los procesos vía húmeda y mixta son los más amigables con el ambiente con un 30% menos de emisiones.

8.4 Simplicidad técnica y operativa

La planta con el procesamiento tradicional de vísceras o vía seca posee una simplicidad notable respecto al resto de opciones. Esto es principalmente a que posee un menor número de máquinas y que no posee ni secador de discos ni planta evaporadora. Además, la opción de planta evaporadora planteada supone el mayor ahorro energético ya que no requiere vapor para su funcionamiento, pero el uso de vacío requiere de capital humano más calificado que su versión a presión atmosférica.

8.5 Ahorro energético

Los consumos energéticos por planta son los siguientes:

Preparó: Brun, Alan Jesus – Cobre, Franco Giovanni – Strack, Franco Agustín	Revisó: GP-31-10-20	Aprobó: GP-06-11-20	Página 362 de 383
---	---------------------	---------------------	-------------------

<i>Tecnología</i>	<i>Demanda de potencia máx. simultánea</i>		<i>Pot. Térmica Cons.</i>	
	<i>[kW]</i>	<i>Var.</i>	<i>[kcal/h]</i>	<i>Var.</i>
<i>Vía Seca</i>	609	-----	6.578.117,3	-----
<i>Vía Mixta</i>	772	+27%	5.131.454,2	-22%
<i>Vía Húmeda</i>	710	+17%	5.241.731,0	-20%

8.6 Rentabilidad Económica

Como se observa en el apartado correspondiente (inciso 6.5 del presente documento) al analizar las tasas internas de retorno modificada y tradicional se puede deducir que se están evaluando proyectos altamente rentables, indistintamente de la tecnología.

Luego, si analizamos el valor absoluto de la riqueza aportado por los proyectos al momento cero, tenemos rendimientos similares:

- Si la fuente de energía térmica es **gas natural**, entonces, la planta con procesamiento de vísceras **vía seca** es la más rentable. La diferencia es pequeña, principalmente respecto a la vía mixta. Sin embargo, la inversión inicial es sustancialmente menor.
- Si la fuente de energía térmica es **GLP**, la planta de procesamiento con **vía mixta** es la más rentable. Esto se debe a que los costos del combustible hacen que el ahorro en energía térmica tenga un peso mucho mayor en el balance económico.

9 Anexo 1 – Demanda de potencia

A continuación, se detallan las potencias eléctricas efectivas consumidas por línea

9.1 Vía seca

CODIGO PROYECTO	EQUIPOS	POTENCIA [kW]	FU	FS	POT. CONS. [kW]
LINEA DE VÍSCERAS					
LVPS_T000	SOPLADOR VÍSCERAS MATERIA PRIMA	10,0	0,8	1,0	7,6
LVPS_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE VÍSCERAS	15,0	0,8	0,9	10,8
LVPS_R005	SINFIN CARGA DIGESTOR	7,5	0,8	0,9	5,4
LVPS_D000	DIGESTOR CONTINUO	55,0	1,0	1,0	55,0
LVPS_D005	SINFIN EXTRACCIÓN DIGESTOR CONTINUO	5,5	0,8	0,9	4,0
LVPS_D010	TAMBOR ROTATIVO SEPARACIÓN DE BORRAS	1,9	1,0	1,0	1,9
LVPS_D015	BOMBA DE ENGRANAJES TAMBOR ROTATIVO	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPS_D020	SINFIN SALIDA DEL TAMBOR ROTATIVO	4,0	0,8	0,9	2,9
LVPS_P000	PRENSA DE EXTRACCIÓN DE GRASA	90,0	1,0	1,0	90,0
LVPS_P005	BOMBA DE ENGRANAJES PRENSA	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPS_P010	SINFIN SALIDA PRENSA	3,0	0,8	0,9	2,2
LVPS_G000	DEPÓSITO DE GRASA CON AGITADOR Y CALEFACCIÓN	1,5	1,0	1,0	1,5
LVPS_G005	BOMBA DE ENGRANAJES ENTRADA DECANTER	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPS_G010	DECANTER CENTRIFUGO DE GRASA	18,5	1,0	0,8	14,8
LVPS_G015	BOMBA ENGRANAJES SALIDA DECANTER	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPS_G025	SINFIN BORRA A PRENSA	2,2	0,8	0,9	1,6
LVPS_G030	BOMBA ENGRANAJES RECIRCULADO ACEITE	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPS_G035	BOMBA ENGRANAJES GRASA EXPEDICIÓN	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPS_H000	MOLINO DE HARINA DE VÍSCERAS	45,0	0,5	1,0	22,5
LVPS_H003	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO VISCERAS CON VENTILADOR	2,2	1,0	1,0	2,2
LVPS_H005	SINFIN CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO VISCERAS	3,0	0,8	0,9	2,2
LVPS_H010	TAMIZ VIBRATORIO VISCERAS	1,5	1,0	1,0	1,5
LVPS_H015	SINFIN RECIRCULADO A MOLINO VISCERAS	1,1	1,0	1,0	1,1
LVPS_H020	SOPLADOR HARINA DE VISCERAS	5,5	0,5	1,0	2,8
Subtotal Línea Vísceras		275,4 kW			232,8 kW
LINEA DE PLUMAS					
LP_T000	PRENSA DE PLUMAS	15,0	0,8	1,0	12,0
LP_T005	SINFÍN SALIDA PRENSA DE PLUMAS	11,0	0,8	0,9	7,9
LP_T010	SOPLADOR PLUMAS MATERIA PRIMA	10,0	0,8	1,0	7,6
LP_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE PLUMAS CON DESASTACADOR	24,2	0,5	1,0	12,1
LP_R005	SINFIN SALIDA TOLVA DE RECEPCIÓN	11,0	0,8	0,9	7,9
LP_D005	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL HIDROLIZADOR	7,5	0,8	0,9	5,4
LP_D010	HIDROLIZADOR	55,0	0,5	1,0	29,0
LP_S005	SECADOR DE DISCOS	75,0	1,0	1,0	76,7
LP_H000	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL MOLINO	3,0	0,8	0,9	2,2
LP_H005	MOLINO DE HARINA DE PLUMAS	45,0	0,5	1,0	22,5

LP_H008	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO PLUMAS CON VENTILADOR	2,2	1,0	1,0	2,2
LP_H010	SINFIN SALIDA MOLINO PLUMAS CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	3,0	0,8	0,9	2,2
LP_H015	TAMIZ VIBRATORIO PLUMAS	1,5	1,0	1,0	1,5
LP_H020	SINFÍN RECIRCULADO HARINA A MOLINO PLUMAS	1,1	0,8	0,9	0,8
LP_H025	SOPLADOR HARINA DE PLUMAS	5,5	0,5	1,0	2,8
Subtotal Línea Plumas		270,0 kW			192,7 kW
LÍNEA DE SANGRE					
LS_T000	BOMBA HELICOIDAL SANGRE MATERIA PRIMA	0,7	1,0	1,0	0,7
LS_R000	TANQUE RECEPCION DE SANGRE CON AGITACIÓN	1,1	1,0	1,0	1,1
LS_R005	BOMBA DE PALETAS ALIMENTADOR SECADOR	0,6	1,0	1,0	0,6
LS_S000	SECADOR DE ANILLO CON LAVADOR DE GASES	183,0	0,7	1,0	125,2
LS_H000	SOPLADOR HARINA DE SANGRE	1,1	0,5	1,0	0,6
LS_H010	EMBOLSADORA DE BIG BAGS SANGRE	2,4	1,0	1,0	2,4
Subtotal Línea Sangre		188,9 kW			130,6 kW
RECUPERACIÓN DE CONDENSADO					
LC_S000	SISTEMA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS	15,0	0,8	1,0	12,0
Subtotal Línea Condensado		15,0 kW			12,0 kW
LÍNEA DE VAHOS					
LE_A005	BOMBA AGUA ALIMENTACIÓN AQUO VISCERAS	15,0	0,8	1,0	12,0
LE_A015	BOMBA AGUA ALIMENTACIÓN AQUO PLUMAS	5,5	1,0	1,0	5,5
LE_A025	BOMBA PARA CONDENSADOS	1,1	1,0	1,0	1,1
LE_B000	LAVADOR DE GASES	7,5	1,0	1,0	7,5
LE_B005	VENTILADOR ASPIRACIÓN LAVADOR DE GASES	18,5	0,8	1,0	14,8
Subtotal Línea Vahos		47,6 kW			40,9 kW
TOTAL		796,9 kW			609,0 kW

9.2 Vía húmeda

CODIGO PROYECTO	EQUIPOS	POTENCIA [kW]	FU	FS	POT. CONS. [kW]
LÍNEA DE VÍSCERAS					
LVPH_T000	SOPLADOR VÍSCERAS MATERIA PRIMA	10,0	0,8	1,0	7,6
LVPH_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE VÍSCERAS (2 SINFINES)	15,0	0,5	1,0	7,5
LVPH_R005	SINFIN EXTRACCIÓN DE TOLVA	7,5	0,8	0,9	5,4
LVPH_Z000	TRITURADOR FINE CRUSHER	45,0	0,6	1,0	27,0
LVPH_Z005	PRE-COCEDOR CON VALVULA GUILLOTINA	30,0	0,6	1,0	18,9
LVPH_K000	SINFIN PERCOLADOR CARGA PRENSA DOBLE TORNILLO	7,5	0,8	0,9	5,4
LVPH_K005	PRENSA DOBLE TORNILLO	18,5	1,0	1,0	18,6
LVPH_K010	BOMBA DE GRASA PRENSA DOBLE CON DEPÓSITO	1,5	0,6	1,0	0,9
LVPH_G005	BOMBA DE GRASA ALIMENTACION TRIDECANTER	1,5	1,0	1,0	1,5
LVPH_G010	TRIDECANTER CENTRÍFUGO	18,5	0,8	0,9	13,3
LVPH_G015	BOMBA CENTRIFUGA AGUA DE COLA SALIDA DEL TRIDECANTER CON DEPOSITO	5,5	1,0	1,0	5,5
LVPH_G025	BOMBA DE ENGRANAJES A TANQUE EXPEDICION ACEITE	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPH_E005	BOMBA CENTRIFUGA ALIMENTACION EVAPORADORES	1,5	1,0	1,0	1,5

LVPH_E010	PLANTA EVAPORADORA	92,8	0,7	0,9	58,5
	VENTILADOR	22,0	0,8	0,9	15,8
	MOTOBOMBA CONDENSADO	4,4	1,0	0,9	4,0
	MOTOBOMBA VÁCUO	22,0	0,8	0,9	15,8
	MOTOBOMBA CONCENTRADO	4,4	1,0	0,9	4,0
	MOTOBOMBA AGUA DE COLA	1,5	1,0	0,9	1,4
	MOTOBOMBA RECIRCULADO 1° ETAPA	30,0	0,8	0,9	21,6
	TANQUE DEP. DE CONCENTRADO CON AGITADOR + CALEFACCIÓN	1,5	1,0	0,9	1,4
LVPH_E015	TANQUE DEP. DE SODA CÁUSTICA	7,0	0,8	0,9	5,0
LVPH_E025	BOMBA CENTRIFUGA SALIDA PLANTA EVAPORADORA	1,5	1,0	1,0	1,5
LVPH_V000	SINFÍN SALIDA TRIDECANTER	2,2	0,8	0,9	1,6
LVPH_V005	SINFÍN ALIMENTACION SECADOR DE DISCOS	4,0	0,8	0,9	2,9
LVPH_V010	SECADOR DE DISCOS	75,0	0,9	1,0	64,7
LVPH_V015	SINFÍN EXTRACCION DEL SECADOR DE DISCOS	3,0	0,8	0,9	2,2
LVPH_H000	MOLINO DE HARINA DE VISCERAS	45,0	0,5	1,0	22,5
LVPH_H003	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO CON VENTILADOR	2,2	1,0	1,0	2,2
LVPH_H005	SINFIN CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	3,0	0,8	0,9	2,2
LVPH_H010	TAMIZ VIBRATORIO VISCERAS	1,1	1,0	1,0	1,1
LVPH_H015	SIN FIN RECIRCULADO A MOLINO	1,1	0,8	0,9	0,8
LVPH_H020	SOPLADOR HARINA DE VISCERAS	5,5	0,5	1,0	2,8
Subtotal Línea Visceras		491,7 kW			345,4 kW
LINEA DE PLUMAS					
LP_T000	PRENSA DE PLUMAS	15,0	0,8	1,0	12,0
LP_T005	SINFÍN SALIDA PRENSA DE PLUMAS	11,0	0,8	0,9	7,9
LP_T010	SOPLADOR PLUMAS MATERIA PRIMA	10,0	0,8	1,0	7,6
LP_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE PLUMAS CON DESASTACADOR	24,2	0,5	1,0	12,1
LP_R005	SINFIN SALIDA TOLVA DE RECEPCIÓN	11,0	0,8	0,9	7,9
LP_D005	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL HIDROLIZADOR	7,5	0,8	0,9	5,4
LP_D010	HIDROLIZADOR	55,0	0,5	1,0	29,0
LP_S005	SECADOR DE DISCOS	75,0	1,0	1,0	76,7
LP_H000	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL MOLINO	3,0	0,8	0,9	2,2
LP_H005	MOLINO DE HARINA DE PLUMAS	45,0	0,5	1,0	22,5
LP_H008	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO PLUMAS CON VENTILADOR	2,2	1,0	1,0	2,2
LP_H010	SINFIN SALIDA MOLINO PLUMAS CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	3,0	0,8	0,9	2,2
LP_H015	TAMIZ VIBRATORIO PLUMAS	1,5	1,0	1,0	1,5
LP_H020	SINFÍN RECIRCULADO HARINA A MOLINO PLUMAS	1,1	0,8	0,9	0,8
LP_H025	SOPLADOR HARINA DE PLUMAS	5,5	0,5	1,0	2,8
Subtotal Línea Plumas		270,0 kW			192,7 kW
LINEA DE SANGRE					
LS_T000	BOMBA HELICOIDAL SANGRE MATERIA PRIMA	0,7	1,0	1,0	0,7
LS_R000	TANQUE RECEPCION DE SANGRE CON AGITACIÓN	1,1	1,0	1,0	1,1
LS_R005	BOMBA DE PALETAS ALIMENTADOR SECADOR	0,6	1,0	1,0	0,6

LS_S000	SECADOR DE ANILLO CON LAVADOR DE GASES	183,0	0,7	1,0	125,2
LS_H000	SOPLADOR HARINA DE SANGRE	1,1	0,5	1,0	0,6
LS_H010	EMBOLSADORA DE BIG BAGS SANGRE	2,4	1,0	1,0	2,4
Subtotal Línea Sangre		188,2 kW			130,6 kW
RECUPERACIÓN DE CONDENSADO					
LC_S000	SISTEMA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS	15,0	0,8	1,0	12,0
Subtotal Línea Condensado		15,0 kW			12,0 kW
LINEA DE VAHOS					
LE_A005	BOMBA AGUA ALIMENTACIÓN AQUO VISCERAS	5,5	1,0	1,0	5,5
LE_A025	BOMBA PARA CONDENSADOS	1,1	1,0	1,0	1,1
LE_B000	LAVADOR DE GASES	7,5	1,0	1,0	7,5
LE_B005	VENTILADOR ASPIRACIÓN LAVADOR DE GASES	18,5	0,8	1,0	14,8
Subtotal Línea Vahos		32,6 kW			28,9 kW
TOTAL		998,2 kW			709,6 kW

9.3 Vía mixta

CODIGO PROYECTO	EQUIPOS	POTENCIA [kW]	FU	FS	POT. CONS. [kW]
LINEA DE VÍSCERAS					
LVPM_T000	SOPLADOR VÍSCERAS MATERIA PRIMA	10,0	0,8	1,0	7,6
LVPM_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE VÍSCERAS (2 SINFINES)	15,0	0,5	1,0	7,5
LVPM_R005	SINFIN EXTRACCIÓN DE TOLVA	7,5	0,8	0,9	5,4
LVPM_Z000	TRITURADOR	45,0	0,6	1,0	27,0
LVPM_Z005	PRE-COCEDOR CON VALVULA GUILLOTINA	30,0	0,8	1,0	24,0
LVPM_K000	SINFIN PERCOLADOR CARGA PRENSA DOBLE TORNILLO	7,5	0,8	0,9	5,4
LVPM_K005	PRENSA DOBLE TORNILLO	18,5	1,0	1,0	18,6
LVPM_K010	BOMBA DE GRASA PRENSA CON DEPÓSITO	1,5	1,0	1,0	1,5
LVPM_D000	SINFIN ALIMENTACION DEL DIGESTOR CONTINUO	5,5	0,8	0,9	4,0
LVPM_D005	DIGESTOR CONTINUO CON MOTOR Y AISLAMIENTO TÉRMICO	37,0	0,9	1,0	34,2
LVPM_D010	SINFIN EXTRACCIÓN DEL DIGESTOR CONTINUO	5,5	0,8	0,9	4,0
LVPM_D015	TAMBOR ROTATIVO PERCOLADOR DE GRASA	1,9	1,0	1,0	1,9
LVPM_D020	BOMBA DE ENGRANAJES TAMBOR ROTATIVO	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPM_D025	SINFIN SALIDA DEL TAMBOR ROTATIVO	5,5	0,8	0,9	4,0
LVPM_E005	BOMBA CENTRIFUGA ALIMENTACION EVAPORADORES	1,5	1,0	1,0	1,5
LVPM_E010	PLANTA EVAPORADORA	92,8	0,7	0,9	58,5
	VENTILADOR	22,0	0,8	0,9	15,8
	MOTOBOMBA CONDENSADO	4,4	1,0	0,9	4,0
	MOTOBOMBA VÁCUO	22,0	0,8	0,9	15,8
	MOTOBOMBA CONCENTRADO	4,4	1,0	0,9	4,0
	MOTOBOMBA AGUA DE COLA	1,5	1,0	0,9	1,4
	MOTOBOMBA RECIRCULADO 1° ETAPA TANQUE. DEP. DE CONCENTRADO CON AGITADOR + CALEFACCIÓN	30,0	0,8	0,9	21,6
		1,5	1,0	0,9	1,4
LVPM_E015	TANQUE DEP. DE SODA CÁUSTICA	7,0	0,8	0,9	5,0

LVPM_P000	PRENSA CONTINUA	90,0	0,7	1,0	64,3
LVPM_P002	RAMPA INOX CON IMAN PERMANENTE	5,5	1,0	1,0	5,5
LVPM_P005	BOMBA DE ENGRANAJES PRENSA	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPM_P010	SINFIN SALIDA DE LA PRENSA CONTINUA	3,0	0,8	0,9	2,2
LVPM_G000	DEPÓSITO DE GRASA PULMÓN CON CALEFACCIÓN	1,5	1,0	1,0	1,5
LVPM_G005	BOMBA DE ENGRANAJES ALIMENTACIÓN DECANTER	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPM_G010	DECANTER CENTRIFUGO DE GRASA + KIT MANTENIMIENTO	35,0	0,8	0,9	25,2
LVPM_G015	BOMBA DE ENGRANAJES SALIDA DECANTER	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPM_G030	BOMBA ENGRANAJES RECIRCULADO ACEITE	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPM_G031	SINFIN BORRA A PRENSA	1,1	0,8	0,9	0,8
LVPM_G035	BOMBA ENGRANAJES GRASA EXPEDICIÓN	0,5	1,0	1,0	0,5
LVPM_H000	MOLINO DE HARINA DE VÍSCERAS CON MOTOR	45,0	0,5	1,0	22,5
LVPM_H003	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO CON VENTILADOR	2,2	1,0	1,0	2,2
LVPM_H005	SINFIN CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	3,0	0,8	0,9	2,2
LVPM_H010	TAMIZ VIBRATORIO VISCERAS	1,1	1,0	1,0	1,1
LVPM_H015	SIN FIN RECIRCULADO A MOLINO	1,1	0,8	0,9	0,8
LVPM_H020	SOPLADOR HARINA DE VISCERAS	5,5	0,5	1,0	2,8
Subtotal Línea Vísceras		574,5 kW			407,8 kW
LINEA DE PLUMAS					
LP_T000	PRENSA DE PLUMAS	15,0	0,8	1,0	12,0
LP_T005	SINFÍN SALIDA PRENSA DE PLUMAS	11,0	0,8	0,9	7,9
LP_T010	SOPLADOR PLUMAS MATERIA PRIMA	10,0	0,8	1,0	7,6
LP_R000	TOLVA RECEPCIÓN DE PLUMAS CON DESASTACADOR	24,2	0,5	1,0	12,1
LP_R005	SINFIN SALIDA TOLVA DE RECEPCIÓN	11,0	0,8	0,9	7,9
LP_D005	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL HIDROLIZADOR	7,5	0,8	0,9	5,4
LP_D010	HIDROLIZADOR	55,0	0,5	1,0	29,0
LP_S005	SECADOR DE DISCOS	75,0	1,0	1,0	76,7
LP_H000	SINFIN ALIMENTACIÓN DEL MOLINO	3,0	0,8	0,9	2,2
LP_H005	MOLINO DE HARINA DE PLUMAS	45,0	0,5	1,0	22,5
LP_H008	SISTEMA ASPIRACIÓN DE POLVOS DEL MOLINO PLUMAS CON VENTILADOR	2,2	1,0	1,0	2,2
LP_H010	SINFIN SALIDA MOLINO PLUMAS CARGA DE TAMIZ VIBRATORIO	3,0	0,8	0,9	2,2
LP_H015	TAMIZ VIBRATORIO PLUMAS	1,5	1,0	1,0	1,5
LP_H020	SINFÍN RECIRCULADO HARINA A MOLINO PLUMAS	1,1	0,8	0,9	0,8
LP_H025	SOPLADOR HARINA DE PLUMAS	5,5	0,5	1,0	2,8
Subtotal Línea Plumas		270,0 kW			192,7 kW
LINEA DE SANGRE					
LS_T000	BOMBA HELICOIDAL SANGRE MATERIA PRIMA	0,7	1,0	1,0	0,7
LS_R000	TANQUE RECEPCION DE SANGRE CON AGITACIÓN	1,1	1,0	1,0	1,1
LS_R005	BOMBA DE PALETAS ALIMENTADOR SECADOR	0,6	1,0	1,0	0,6
LS_S000	SECADOR DE ANILLO CON LAVADOR DE GASES	183,0	0,7	1,0	125,2
LS_H000	SOPLADOR HARINA DE SANGRE	1,1	0,5	1,0	0,6
LS_H010	EMBOLSADORA DE BIG BAGS SANGRE	2,4	1,0	1,0	2,4

Subtotal Línea Sangre		190,5 kW				130,6 kW
RECUPERACIÓN DE CONDENSADO						
LC_S000	<i>SISTEMA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS</i>	15,0	0,8	1,0		12,0
Subtotal Línea Condensado		15,0 kW				12,0 kW
LINEA DE VAHOS						
LE_A005	<i>BOMBA AGUA ALIMENTACIÓN AQUO VISCERAS</i>	5,5	1,0	1,0		5,5
LE_A025	<i>BOMBA PARA CONDENSADOS</i>	1,1	1,0	1,0		1,1
LE_B000	<i>LAVADOR DE GASES</i>	7,5	1,0	1,0		7,5
LE_B005	<i>VENTILADOR ASPIRACIÓN LAVADOR DE GASES</i>	18,5	0,8	1,0		14,8
Subtotal Línea Vahos		32,6 kW				28,9 kW
TOTAL VIA MIXTA		1081,0 kW				772,0 kW

7 Normativas de aplicación

Este tipo de industria se encuentra supervisada por SENASA (Servicio Nacional de Sanidad y Calidad Agroalimentaria). Es un organismo del estado encargado principalmente de la fiscalización y certificación de los productos y subproductos de origen animal y vegetal. A su vez, suponiendo como lugar de asentamiento la provincia de Entre Ríos, se encuentra sujeta a las leyes impartidas por la misma.

7.1 Decreto N° 4.238/68 - Inspección de Productos, Subproductos y Derivados de origen animal (SENASA)

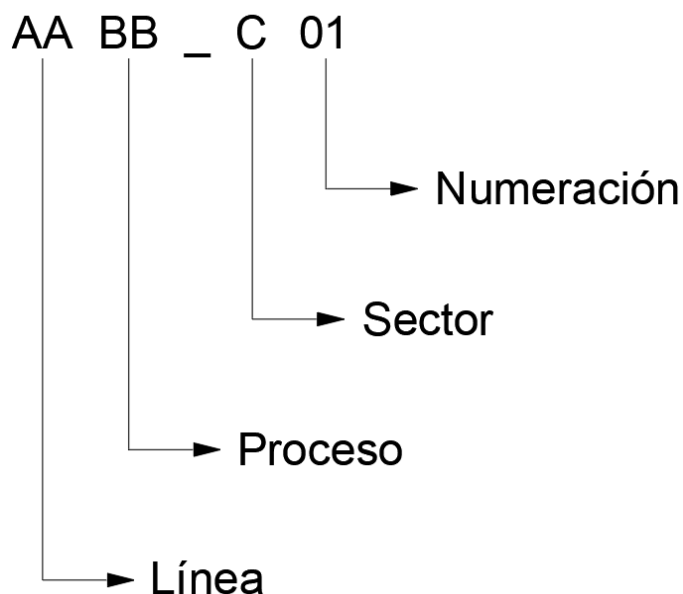
En el decreto N°4.238/68 se encuentra reglamentada la inspección de Productos, Subproductos y Derivados de Origen Animal. Específicamente, en el capítulo N°XXIV (24) 'Establecimientos elaboradores de subproductos incomedibles o depósito de los mismos', se detallan las consideraciones sobre subproductos de origen animal.

7.2 Ley N°6260 de prevención y control de la contaminación por parte de las Industrias y decreto reglamentario N°5837 M.B.S.C y E.

Art. 3°_Todos los establecimientos industriales que se radiquen en el territorio de la provincia deberán contar, sin excepción alguna, con la pertinente habilitación sanitaria otorgada por el Ministerio de Obras y Servicios Públicos de la Provincia, por intermedio de sus dependencias específicas, que será requisito obligatorio previo para que las autoridades comunales puedan conceder, en uso de sus atribuciones legales, los correspondientes permisos de habilitación industrial de los establecimientos ubicados en sus respectivas jurisdicciones.

8 Codificación

8.1 Codificación de equipos



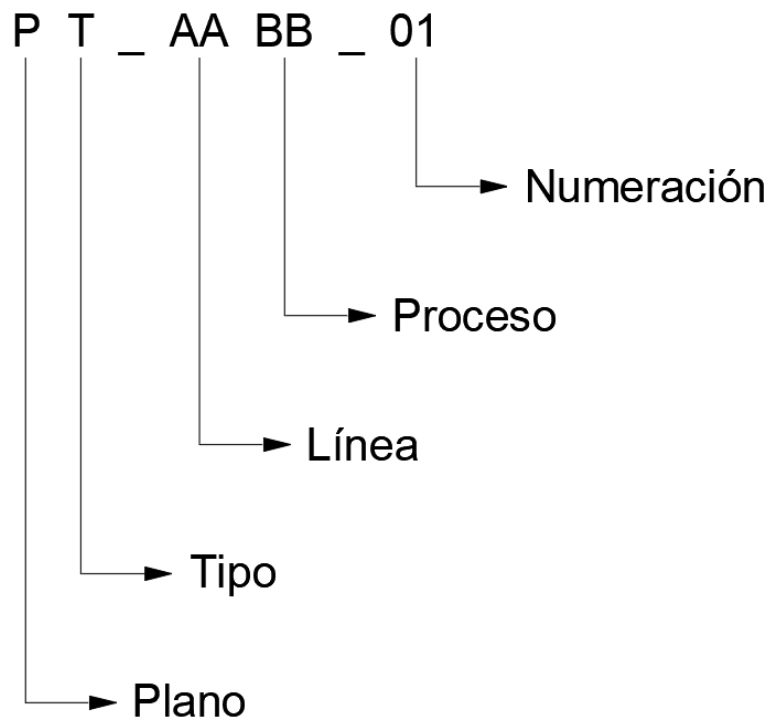
Línea	AA
Línea de vísceras	LV
Línea de plumas	LP
Línea de sangre	LS
Línea de vahos	LE
Línea de condensados	LC
Servicios	SS

Proceso	BB
Planta de rendering con procesamiento de vísceras tipo "Seco"	PS
Planta de rendering con procesamiento de vísceras tipo "Húmedo"	PH
Planta de rendering con procesamiento de vísceras tipo "Mixto"	PM

Sector	C
Transporte de vísceras	T
Recepción de vísceras	R
Digestor continuo	D
Precozinador	Z
Condensados	C
Prensa Crudo	K
Prensa	P
Aceite	A
Secador de discos	V
Harina de vísceras	H
Evaporador	E
Transporte de plumas	T

Recepción de pluma	R
Hidrolizador	D
Secador de discos	S
Harina de plumas	H
Transporte de sangre	T
Recepción de sangre	R
Secador de anillo	S
Harina de sangre	H
Vapor	V
Cuadro eléctrico	E
Oficinas	O
Oficina técnica	D
Montaje	M
Puesta en marcha	P
SARC	S
Aquocondensadores	A
Biofiltro	B

8.2 Codificación de planos



Tipo	T
Dimensional	D
Esquemático	E
Constructivo	C

Línea	AA
Línea de vísceras	LV
Línea de plumas	LP
Línea de sangre	LS

Proceso	BB
Planta de rendering con procesamiento de vísceras tipo "Seco"	PS
Planta de rendering con procesamiento de vísceras tipo "Húmedo"	PH
Planta de rendering con procesamiento de vísceras tipo "Mixto"	PM

9 Índice de planos

PLANO	DETALLE	CÓDIGO DE PLANO
1	Diagrama de flujo de la línea de vísceras (vía seca)	PE_LVPS_01
2	Diagrama de flujo de la línea de vísceras (vía húmeda)	PE_LVPH_01
3	Diagrama de flujo de la línea de vísceras (vía mixta)	PE_LVPM_01
4	Diagrama de flujo de la línea de plumas	PE_LP_01
5	Diagrama de flujo de la línea de sangre	PE_LS_01
6	Diagrama de flujo del transporte de materias primas	PE_LE_01
7	Diagrama de flujo de la línea de vahos (vía seca)	PE_LE_02
8	Diagrama de flujo de la línea de vahos (vía húmeda)	PE_LE_03
9	Diagrama de flujo de la línea de vahos (vía mixta)	PE_LE_04
10	Aquocondensador de la línea de vísceras (vía seca)	PD_LC_01
11	Aquocondensador de la línea de plumas (vía seca)	PD_LC_02
12	Aquocondensador de la línea de vísceras (vía húmeda y mixta)	PD_LC_03
13	Tolva de recepción de vísceras	PD_LVPS_01
14	Tolva de recepción de plumas	PD_LP_01
15	Tanque de recepción de sangre	PD_LS_01
16	Tanque de expedición de aceite	PD_LV_01
17	Tanque de soda	PD_LV_02
18	Tanque de ácido	PD_LV_03
19	Tolva de acopio de harina de vísceras/plumas	PD_LV_04
20	Tolva de acopio de harina de sangre	PD_LS_02
21	Línea de vísceras (vía seca) - V. superior	PD_LVPS_02
22	Línea de vísceras (vía seca) - V. lateral	PD_LVPS_03
23	Línea de vísceras (vía húmeda) - V. superior	PD_LVPH_01
24	Línea de vísceras (vía húmeda) - V. lateral	PD_LVPH_02

25	Línea de vísceras (vía mixta) - V. superior	PD_LVPM_01
26	Línea de vísceras (vía mixta) - V. lateral	PD_LVPM_02
27	Línea de plumas - V. superior	PD_LP_02
28	Línea de plumas - V. lateral	PD_LP_03
29	Línea de plumas (disposición en vía mixta) - V. superior	PD_LP_04
30	Línea de plumas (disposición en vía mixta) - V. lateral	PD_LP_05
31	Línea de sangre - V. superior	PD_LS_03
32	Línea de sangre - V. lateral	PD_LS_04
33	Planta de renderizado (vía seca) - V. superior	PD_PS_01
34	Planta de renderizado (vía húmeda) - V. superior	PD_PH_01
35	Planta de renderizado (vía mixta) - V. superior	PD_PM_01
36	Planta pulmón de materia prima	PD_XX_01
37	Biofiltro	PD_LE_01
38	Planta de faena global	PD_LS_02

10 Transportes helicoidales

Los transportes de vísceras y plumas de equipo a equipo en cada línea se realizan, en casi todos los puntos, mediante transportadores helicoidales o “sinfines”. Son equipos versátiles y de fácil fabricación.

Potencias

Las potencias calculadas mediante el autor *Zignoli* y el manual del fabricante *Martin* arrojan potencias por debajo del kW de potencia en, prácticamente, todos los casos. Pero en la práctica existen inconvenientes y particularidades que son difíciles de cuantificar y que requieren más potencia de las dimensionadas. Estas son:

- Atascamientos
- Regulaciones de procesos y margen operativo

Por lo tanto, se normalizan las potencias a colocar en cada punto de proceso en función de la sección:

Sección	Potencias normalizadas
Recepción de vísceras	4,5kW
Prensa	5,5kW
Secador	3kW
Harina - Recirculados	2,2kW – 1,1kW
Recepción de plumas	11kW
Hidrolizador	7,5kW
Secador	3kW

Materiales

Parte	Detalle
Canal	ASTM A36
Tapas	AISI 304L
Tornillo	ASTM A36
Transmisión	Directa, motoreductor

<i>Rodamientos</i>	Primera línea
<i>Otras</i>	Sistema eficiente de estanqueidad. Pintura epoxi (excepto partes en inox.)

Especificaciones técnicas

Producto	Largo	Diámetro tornillo	Espesor hélice	Espesor tapa
Vísceras crudas y plumas húmedas	3 – 7m	400mm	10mm	2mm
Productos cocidos	3 – 7m	300mm	8mm	2mm
Harina	3 – 7m	250mm	8mm	2mm
Recirculados	3 – 7m	150mm	6mm	1,5mm

11 Definiciones

Se adopta como convenio en el presente proyecto los siguientes nombres para los productos:

Materias primas

- Visceras crudas
- Plumas
- Sangre

Productos finales

- Harina de vísceras
- Harina de plumas
- Harina de sangre
- Aceite de vísceras

Procesos

Se analizan 3 procesos de la *línea de vísceras* los cuales pueden tener los siguientes nombres:

- *Proceso seco o proceso tradicional o proceso de alta temperatura*
- *Proceso húmedo o proceso de baja temperatura*
- *Proceso mixto*

Otras *líneas*:

- *Línea de plumas*
- *Línea de sangre*

Elementos de composición de los productos (k)

- Vísceras, aceite de vísceras y plumas:
 - Sólidos
 - Grasas
 - Humedad
- Sangre
 - Material no volátil o sólidos
 - Humedad

12 Nomenclatura

$\dot{n}; \dot{N}$	Flujo de aves, $\frac{aves}{h}$; $\frac{aves}{día}$	Q	Transferencia de calor total, $kcal$
A	Área, m^2	S	Superficie, m^2
c	Calor específico, $\frac{kcal}{kg} \times ^\circ C$	\dot{Q}	Velocidad de transferencia de calor, $\frac{kcal}{h}$
c_p	Calor específico a presión constante del producto i , $\frac{kcal}{kg} \times ^\circ C$	R	Constante del gas, $\frac{kcal}{kg} ^\circ C$
D	Diámetro, m	R_p	Relación de pesos
$DMLT$	Incremento de temperatura media logarítmica, $^\circ C$	T	Temperatura, $^\circ C$
G	Masa, kg	U	Coef. global de transmisión de calor, $\frac{Kcal}{h} \times m^2 \times ^\circ C$
h	Entalpía específica, $\frac{kcal}{kg}$	V	Volúmen total, m^3
h_c	Coeficientes de transferencia de calor por convección, $\frac{kcal}{h m^2} ^\circ C$	v	Velocidad, m/s
H	Entalpía total, $kcal$	\dot{V}	Flujo volumétrico, $\frac{m^3}{h}$
h_f	Pérdida de carga, m	W	Trabajo, m
\dot{m}	Velocidad del flujo másico, $\frac{kg}{h}$	x	Calidad del vapor
n	Velocidad de giro, RPM	z	Elevación, m
N	ó Número de tubos	ε	Eficiencia de evaporación específica, $\frac{kg_{evap}}{kg_{vapor}}$
P	Potencia, kW	η	Rendimiento
P	Presión, m ó $\frac{kg}{cm^2}$ ó bar	μ	Viscosidad dinámica, $\frac{kg}{m \times s}$
PCI	Poder calorífico inferior, $\frac{kcal}{m^3}$ ó $\frac{kcal}{kg}$	ρ	Densidad, $\frac{kg}{m^3}$
		ϕ	Humedad relativa
		ω	Humedad específica en base seca, $\frac{kg_{H_2O}}{kg_{seco}}$

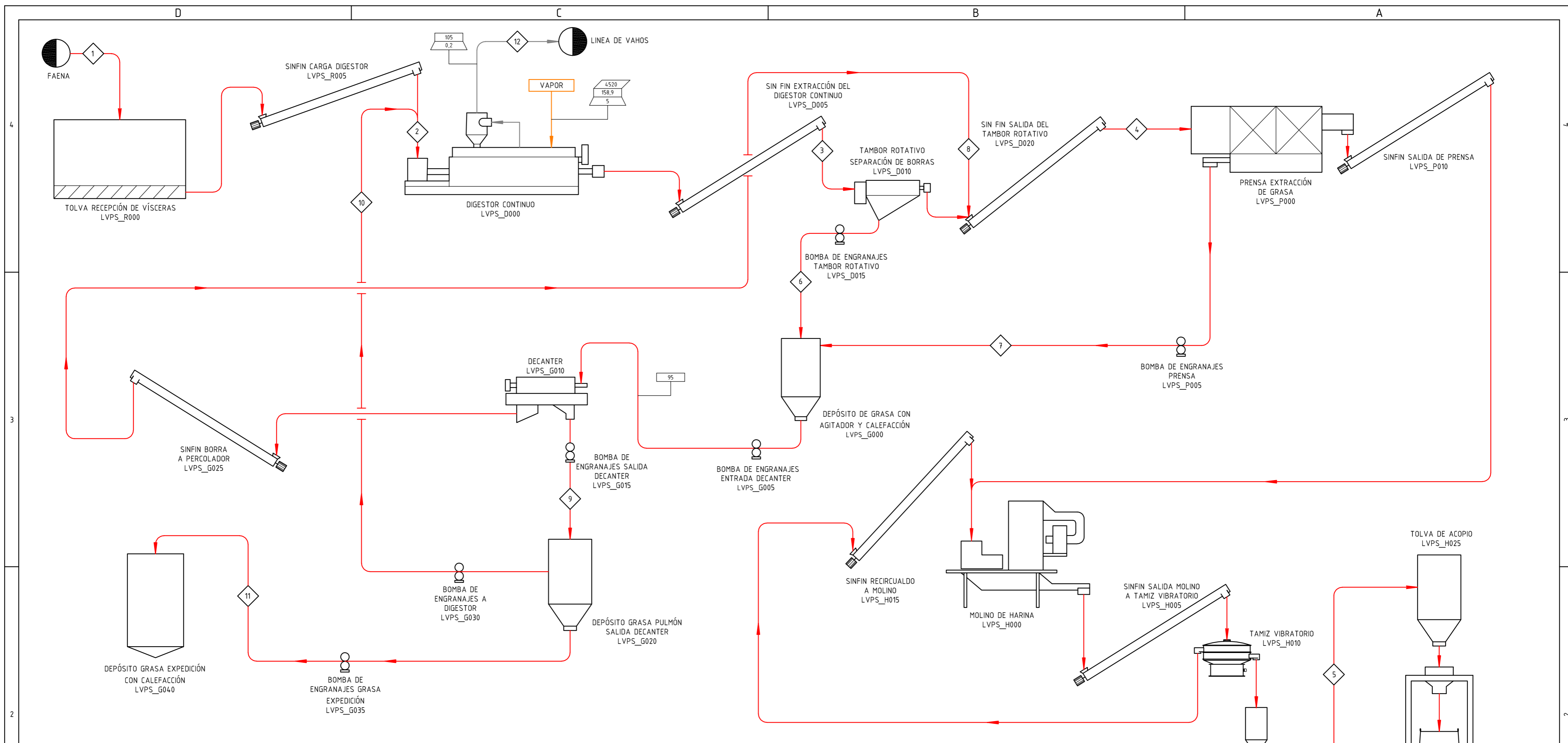
Δ	Cambio finito en cantidad		Diferencia en propiedades entre el líquido saturado y el vapor saturado
VAN	Valor actual neto	<i>fg</i>	
TIRM	Tasa interna de retorno modificada	<i>g</i>	Vapor saturador
GN	Gas natural	<i>i</i>	Componente <i>i</i> -ésimo
GLP	Gas licuado de petróleo	<i>inc</i>	Incondensables
FF	Flujo de fondos	<i>prom</i>	Promedio
EE	Energía Eléctrica	<i>r</i>	Relativo
CV	Costo variable	<i>real</i>	Real
MP	Materia prima	<i>sat</i>	Saturado
CM	Contribución marginal	<i>v</i>	Vapor seco de calefacción
AMORT	Amortizaciones	<i>TTP</i>	Transporte tradicional de Plumas
PV	Precio de venta		XX – NNZ
MTO	Mantenimiento		Línea de procesos:
CFe	Costos fijos erogables		<i>VS</i> : Vía seca, tradicional o de alta temperatura
CFne	Costos fijos no erogables		<i>VH</i> : Vía húmeda o de baja temperatura
I	Ingresos	<i>XX</i>	<i>VM</i> : Vía mixta
	Superíndices		<i>P</i> : Pluma
.	(Sobrepunto) Cantidad por unidad de tiempo		<i>S</i> : Sangre
	Subíndices		<i>NN</i> : Número de corriente
<i>a</i>	Aire		<i>S</i> : Sólidos o materia no volátil
<i>as</i>	Aire seco		
<i>abs</i>	Absoluto	<i>Z</i>	<i>G</i> : Grasas
<i>atm</i>	Atmosférico		<i>H</i> : Humedad
<i>evap</i>	Evaporaciones		
<i>f</i>	Líquido saturado		

13 Reseña Bibliográfica

- Boles, Y. A. (2006). *Termodinámica*. Mexico DF: McGraw-Hill.
- Bourlot, M., & Susan, A. M. (2018). Planta de subproductos avícolas Fadel SA. *Proy, N° PFC 1803A*. Entre Ríos, Argentina.
- Buenos Aires, G. (20 de Agosto de 2020). *Manual de aplicación de Huella de Carbono*.
Obtenido de https://www.gba.gob.ar/sites/default/files/agroindustria/docs/Manual_aplicacion_Huella_de_Carbono.pdf
- Cao, E. (1983). *Intercambiadores de calor*. Buenos Aires: Nueva Libreria.
- Capomassi, I. G. (2008). *Guía para la evaluación económica financiera de los proyectos de inversión*. Buenos Aires: FIUBA.
- Damodaran, A. (03 de JUL de 2020). *Damodaran ONLINE*. Obtenido de <http://pages.stern.nyu.edu/~adamodar/>
- Diez, P. F. (14 de Septiembre de 2020). *Capítulo 15 - Intercambiadores de calor método de la (LMTD)*. Obtenido de Red Sauce: http://rsm1.redsauce.net/js/pdfjs/web/viewer.html?file=http%3A%2F%2Frsm1.redsauce.net%2FAppController%2Fcommands_RSM%2Fapi%2Fapi_getFile.php%3FitemId%3D100%26propertyID%3D20%26RStoken%3D59e8ac1045d03e2ff6564c0638315f38
- Franchesca Pastor, A. A. (2018). *Diseño del proceso productivo de harina a base de plumas de pollo en la empresa distribuidora avícola El Galpón E.I.R.L.* Piura: Repositorio institucional PIRHUA .
- Fumrauf, G. L. (2010). *Finanzas corporativas - Un enfoque Latinoamericano*. Buenos Aires: Alfaomega.
- Geankoplis, C. J. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. Mexico: CECSA.
- Insights, C. M. (1 de Agosto de 2020). *Poultry Market (Mercado avícola)*. Obtenido de Coherent Market Insights: <https://www.coherentmarketinsights.com/market-insight/poultry-market-1230#3a>

- INTA. (1 de Agosto de 2020). *Avicultura, una actividad con nuevas fronteras y grandes oportunidades*. Obtenido de INTA: https://inta.gov.ar/sites/default/files/script-tmp-inta_vye_nro31_avicultura_actividad_con_nuevas_fronteras.pdf
- Jacobé, P. (s.f.). *Estrategia de abastecimiento de proteína animal*. ITBA.
- Kern, D. Q. (1999). *Procesos de transferencia de calor*. Mexico: MCGRAW HILL BOOK COMPANY, INC.
- Margaría, M. O. (2014). *Matemática financiera*. Córdoba: UNC.
- Mataix, C. (1982). *Mecánica de fluidos y máquinas hidráulicas*. Madrid, España: Ediciones del Castillo S.A.
- Maviteck. (12 de Agosto de 2020). *Historia del Rendering*. Obtenido de Maviteck: <https://mavitecrendering.com/es/rendering-process/informacion-acerca-de-rendering/historia-del-rendering/>
- Nación, S. d. (20 de Agosto de 2020). *Cálculo del factor de emisión de CO₂*. Obtenido de <http://datos.minem.gob.ar/dataset/calculo-del-factor-de-emision-de-co2-de-la-red-argentina-de-energia-electrica>
- Rosario, B. d. (1 de Julio de 2020). *Carne de pollo*. Obtenido de Bolsa de Comercio de Rosario: <https://www.bcr.com.ar/es/mercados/investigacion-y-desarrollo/informativo-semanal/noticias-informativo-semanal/con-fuerte#:~:text=El%20primer%20consumidor%20de%20carne,por%20los%20motivos%20expuestos%20previamente.>
- SENASA. (1 de Agosto de 2020). *Normativas Industria Avícola*. Obtenido de SENASA: <http://www.senasa.gob.ar/cadena-animal/aves/industria>
- SENASA. (1 de Agosto de 2020). *Productos y subproductos avícolas*. Obtenido de SENASA: <http://www.senasa.gob.ar/cadena-animal/aves/industria/productos-y-subproductos>
- Warren L. McCabe, J. C. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. Santa Fé, México: The McGraw-Hill Companies.
- Woeffray, E. M. (2019). *Manual de cálculos para el diseño de plantas de faena avícola*. Paraná: EDUNER.

Zignoli, V. (1970). *Trasporti Meccanici*. Milano, Italia: Ulrico Hoepli.



Número de corriente	1		2		3		4		5		6	
	Materia prima		Entrada digester		Entrada Percolador		Entrada Prensa		Harina de vísceras		Salida liq. percolador	
Descripción	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	21%	1058,4	18%	1064,3	38%	1064,3	44,5%	1093,4	80%	1054,2	3,4%	13,1
Grasas	15%	756	27%	1593,1	58%	1593,1	51,0%	1253,3	12%	158,1	96,1%	365,1
Humedad	64%	3225,6	55%	3228,1	4%	109,7	4,5%	110,8	8%	105,4	0,5%	1,8
Total	100%	5040	100%	5885,5	100%	2767,1	100%	2457,5	100%	1317,5	100%	379,9
Número de corriente	7		8		9		10		11		12	
	Salida liq. Prensa		Salida borra decanter		Salida aceite decanter		Recirculado aceite		Aceite de vísceras		Evaporación	
Descripción	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	3,4%	39,2	60%	42,2	0,7%	10,1	0,70%	5,9	0,70%	4,2		
Grasas	96,1%	1095,2	36%	25,3	99,0%	1435,0	99,00%	837,1	99,00%	597,9		
Humedad	0,5%	5,4	4%	2,8	0,3%	4,3	0,30%	2,5	0,30%	1,8	100%	3118,4
Total	100%	1139,8	100%	70,3	100,0%	1449,5	100%	845,5	100%	603,9	100%	3118,4

Masa [kg/h]
 Temp. [°C]
 Presión [barg]

Proceso
 Vahos
 Vapor

Notas:
 Este proyecto es un diagrama y no representa la implantación real de las tuberías.
 El objetivo de este diagrama es referenciar las tuberías entre los equipos, y no el trazado y distancia entre las tuberías.

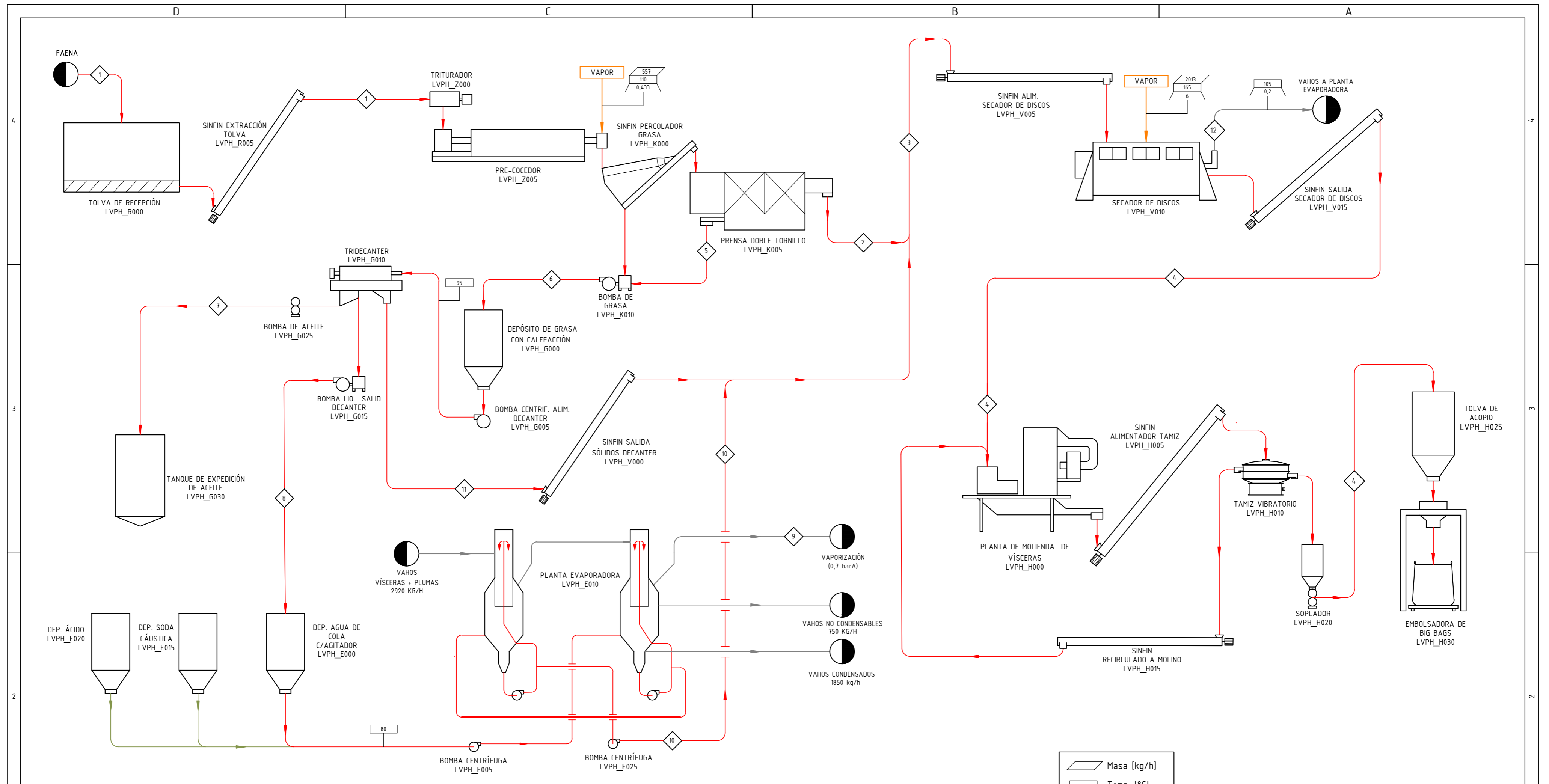
Obs.:
 Dib. 05/20 B-C-S
 Rev. 10/20 B-C-S
 Apr. 10/20 B-C-S
 Esc. ----
 Toler. ----
 Rug. ----

Fecha: 05/20
 Nombre: Brun, Alan Jesús
 Proyecto final de carrera: Cobre, Franco Giovanni; Strack, Franco Agustín

U.T.N. F.R.C.U.

Nro. plano: PE_LVPS_01
 Terminado: 05/10/2020

DIAGRAMA DE FLUJO LÍNEA DE VÍSCERAS VÍA SECA



Número de corriente	1		2		3		4		5		6	
Descripción	Materia prima		Salida prensa		Entrada al secador		Harina de vísceras		Salida liq. Prensa		Entrada al tridecanter	
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	21%	1058,4	45%	499,0	37%	1058,0	82%	1054,0	14%	419,3	10%	559,0
Grasas	15%	756	5%	55,0	4%	128,0	10%	128,0	18%	525,8	21%	701,0
Humedad	64%	3225,6	50%	554,0	59%	1652,0	8%	102,8	68%	2003,3	70%	2671,0
Total	100%	5040	100%	1108,0	100%	2838,0	100%	1284,8	100%	2948,3	101%	3931,0
Número de corriente	7		8		9		10		11		12	
Descripción	Aceite final		Agua de cola		Vaporización		Concentrado		Borra sal. Decanter		Vahos vísceras	
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
Sólidos	0,1%	0,6	12%	279,0	0%	0,0	30%	279,0	35%	280,0	0%	0
Grasas	99,5%	627,5	1%	33,0	0%	0,0	3%	33,0	5%	40,0	0%	0
Humedad	0,4%	2,5	87%	2189,0	100%	1571,0	67%	618,0	60%	480,0	100%	1549,2
Total	100%	630,6	100%	2501,0	100%	1571,0	100%	930,0	100%	800,0	100%	1549,2

Masa [kg/h]
 Temp. [°C]
 Presión [barg]

Vapor
 Químicos
 Condensados
 Proceso
 Vahos

Notas:

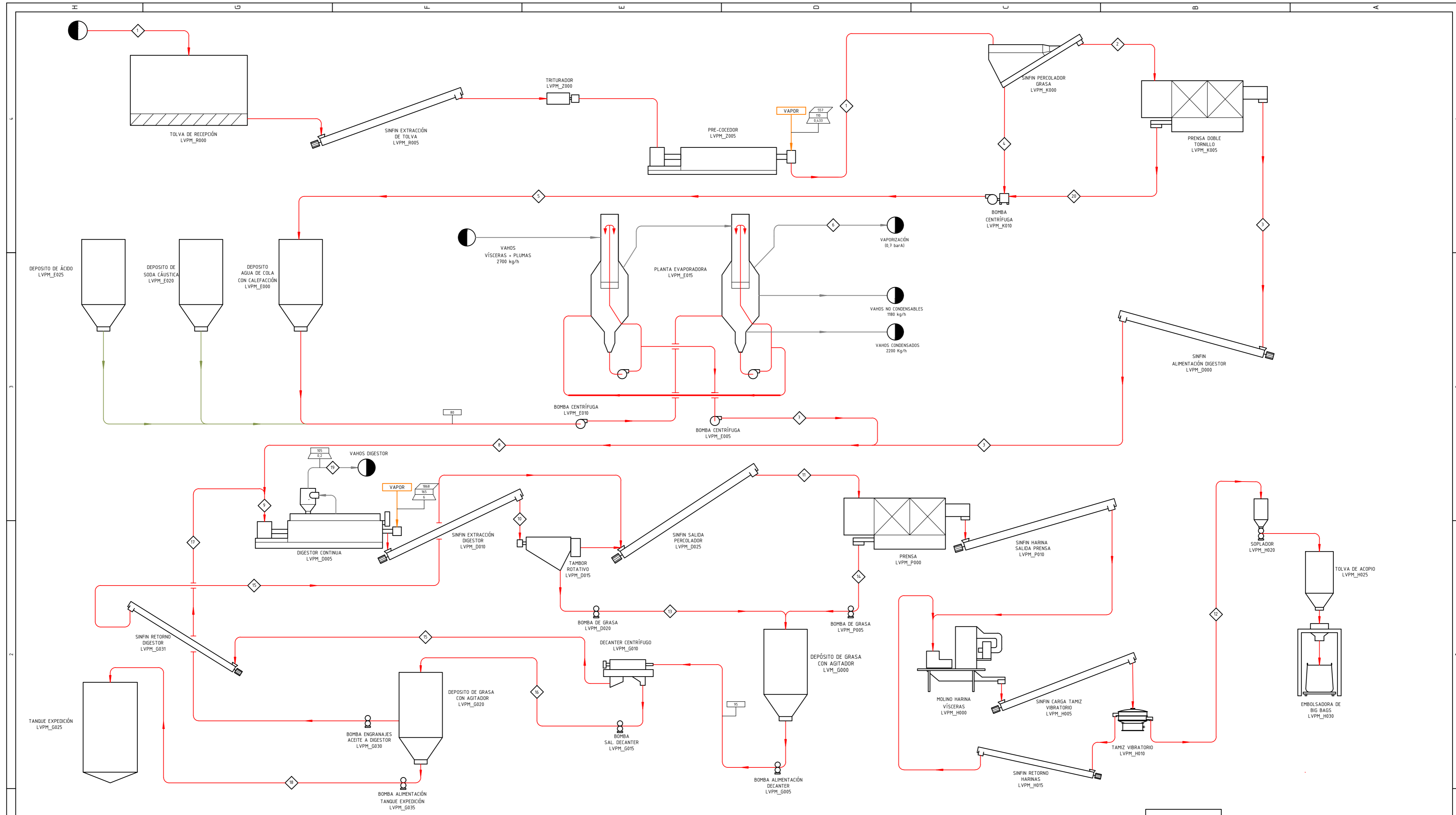
- Este proyecto es un diagrama y no representa la implantación real de las tuberías.
- El objetivo de este diagrama es referenciar las tuberías entre los equipos, y no el trazado y distancia entre las tuberías.

Obs.:

Dib.	06/20	B-C-S	Fecha	Nombre
Rev.	10/20	B-C-S	Proyecto final de carrera	
Apr.	10/20	B-C-S	Brun, Alan Jesús	
Esc.			Cobre, Franco Giovanni	
			Strack, Franco Agustín	

DIAGRAMA DE FLUJO LÍNEA DE VÍSCERAS VÍA HÚMEDA

U.T.N. F.R.C.U.
 Nro. plano: PE_LVPH_01
 Terminado: 05/10/2020



Número de corriente	1		2		3		4		5		6		7		8		9		10	
	Materia prima		Ingreso prensa		Salida sólidos prensa		Líquido percolador		Agua de cola		Vaporización		Concentrado		Producto húmedo		Entrada digestor		Visceras cocidas	
Descripción	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico
		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]
Sólidos	21%	1058,4	40%	918,7	45%	4,99	14,2%	139,8	14%	559,0	0,0%	0,0	26,6%	559,0	33%	1058,0	25,3%	1064,0	38,48%	1064,0
Grasas	15%	756	7%	580,8	5%	55,0	17,8%	175,3	18%	701,0	0,0%	0,0	33,4%	701,0	24%	756,0	37,9%	1593,0	57,61%	1593,0
Humedad	64,9%	3225,6	53%	2557,9	50%	554,0	67,9%	667,8	68%	2671,0	100,0%	1831,0	40,0%	84,0	4,3%	1394,0	36,8%	154,7,0	3,91%	108,0
Total	100%	5040	100%	4057,3	100%	1109,0	100%	982,8	100%	3931,0	100%	1831,0	100%	2100,0	100%	3209,0	100,0%	4204,0	100%	2765,0
Número de corriente	11		12		13		14		15		16		17		18		19		20	
	Entrada prensa		Harina de vísceras		Salida liq. Percolador		Salida liq. Prensa		Salida borra decanter		Salida aceite decanter		Recirculado aceite		Aceite de vísceras		Evaporación		Salida liq. Prensa doble	
Descripción	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico	Porcentaje	Flujo másico
		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]		[kg/h]
Sólidos	44,28%	1083,5	80%	1054,2	5,9%	23	3%	29,4	60%	42,2	0,7%	10,2	0,7%	6,0	0,7%	4,2	0,0%	0,0	14,2%	419,3
Grasas	51,22%	1253,3	12%	158,1	93,8%	365,1	97%	1095,0	36%	25,3	99,0%	1434,9	99,0%	837,0	99,0%	597,9	0,0%	0,0	17,8%	525,8
Humedad	4,49%	109,9	8%	105,4	0,3%	1,1	0%	4,5	4%	2,8	0,3%	4,3	0,3%	2,0	0,3%	1,8	100,0%	1289,0	67,9%	2003,3
Total	100%	2446,7	100%	1317,71	100%	389,2	100%	1128,9	100%	70,3	100%	1449,4	100%	845,0	100%	603,9	100%	1289,0	100%	2948,3

Legend:

- Masa [kg/h]
- Temp. [°C]
- Presión [barg]
- Vapor
- Químicos
- Condensados
- Proceso
- Vahos

Notes:

- Este proyecto es un diagrama y no representa la implantación real de las tuberías.
- El objetivo de este diagrama es referenciar las tuberías entre los equipos, y no el trazado y distancia entre las tuberías.

Obs.:

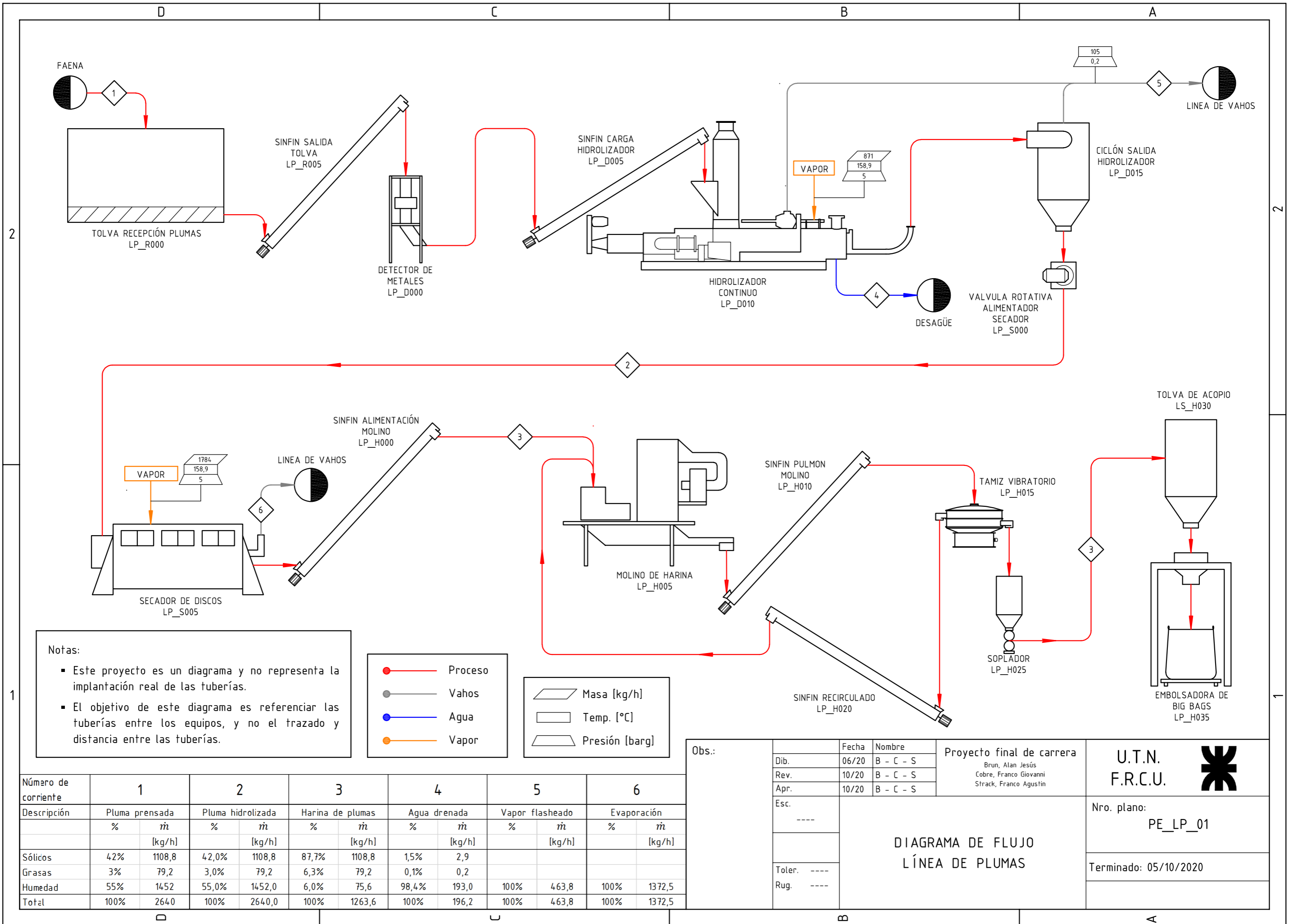
Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera
Dib. 06/20	B-C-S	Bra. Alan Jesús
Rev. 10/20	B-C-S	Cobra. Franco Giovanni
Apr. 10/20	B-C-S	Strack. Franco Agustín
Esc. ----		
Toler. ----		
Plug. ----		

DIAGRAMA DE FLUJO LÍNEA DE VÍSCERAS VÍA MIXTA

U.T.N. F.R.C.U.

Nro. plano: PE_LVPM_01

Terminado: 05/10/2020



Notas:

- Este proyecto es un diagrama y no representa la implantación real de las tuberías.
- El objetivo de este diagrama es referenciar las tuberías entre los equipos, y no el trazado y distancia entre las tuberías.

	Proceso
	Vahos
	Agua
	Vapor
	Masa [kg/h]
	Temp. [°C]
	Presión [barg]

Número de corriente	1		2		3		4		5		6	
Descripción	Pluma prensada		Pluma hidrolizada		Harina de plumas		Agua drenada		Vapor flasheado		Evaporación	
	%	\dot{m} [kg/h]	%	\dot{m} [kg/h]	%	\dot{m} [kg/h]	%	\dot{m} [kg/h]	%	\dot{m} [kg/h]	%	\dot{m} [kg/h]
Sólidos	42%	1108,8	42,0%	1108,8	87,7%	1108,8	1,5%	2,9				
Grasas	3%	79,2	3,0%	79,2	6,3%	79,2	0,1%	0,2				
Humedad	55%	1452	55,0%	1452,0	6,0%	75,6	98,4%	193,0	100%	463,8	100%	1372,5
Total	100%	2640	100%	2640,0	100%	1263,6	100%	196,2	100%	463,8	100%	1372,5

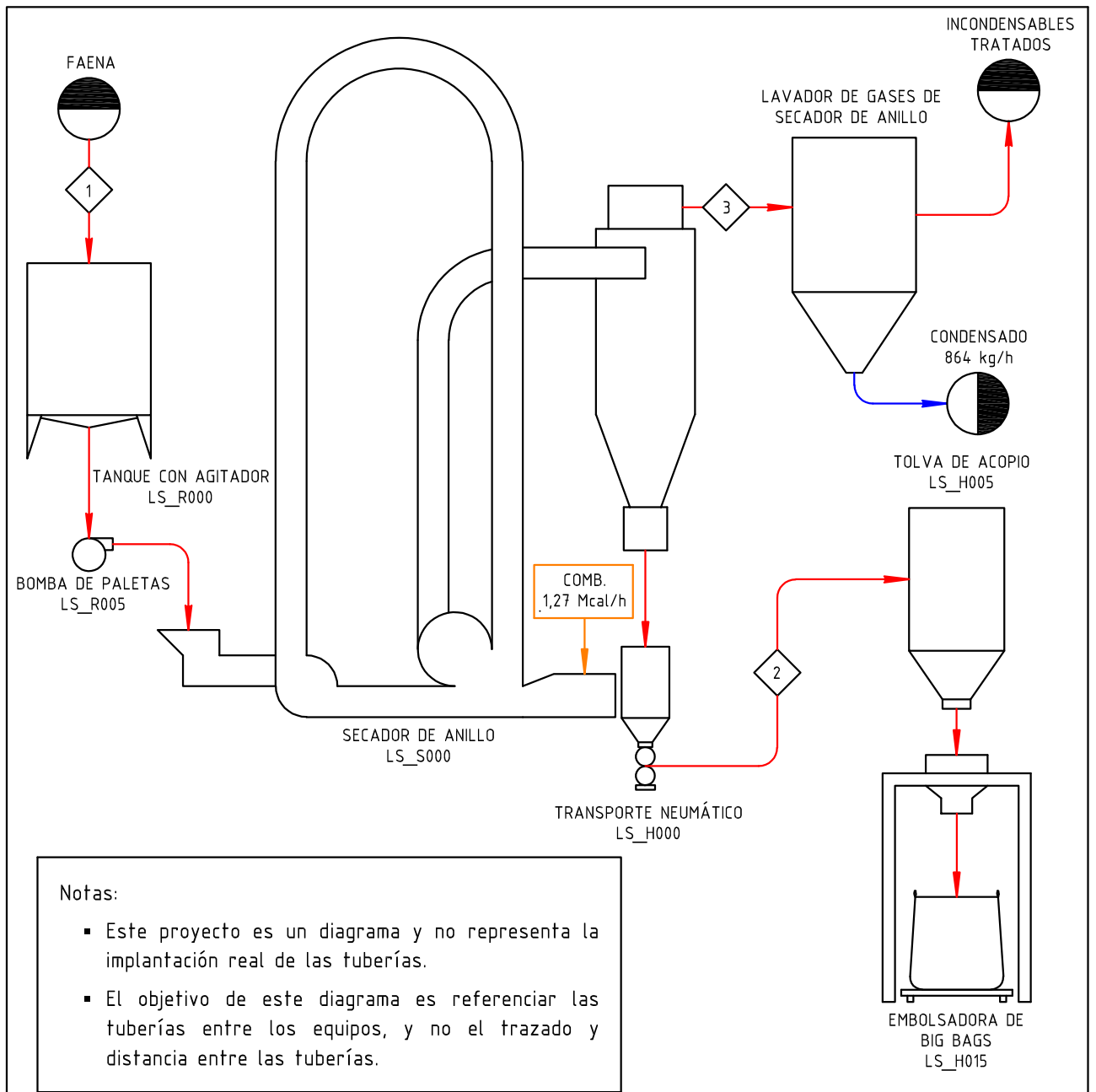
Obs.:

Dib.	06/20	B - C - S	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesús Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín
Rev.	10/20	B - C - S	
Apr.	10/20	B - C - S	
Esc.	----		DIAGRAMA DE FLUJO LÍNEA DE PLUMAS
Toler.	----		
Rug.	----		

U.T.N. F.R.C.U.

Nro. plano: PE_LP_01

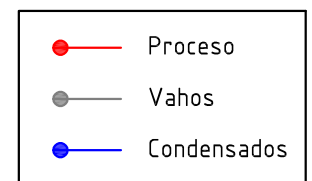
Terminado: 05/10/2020



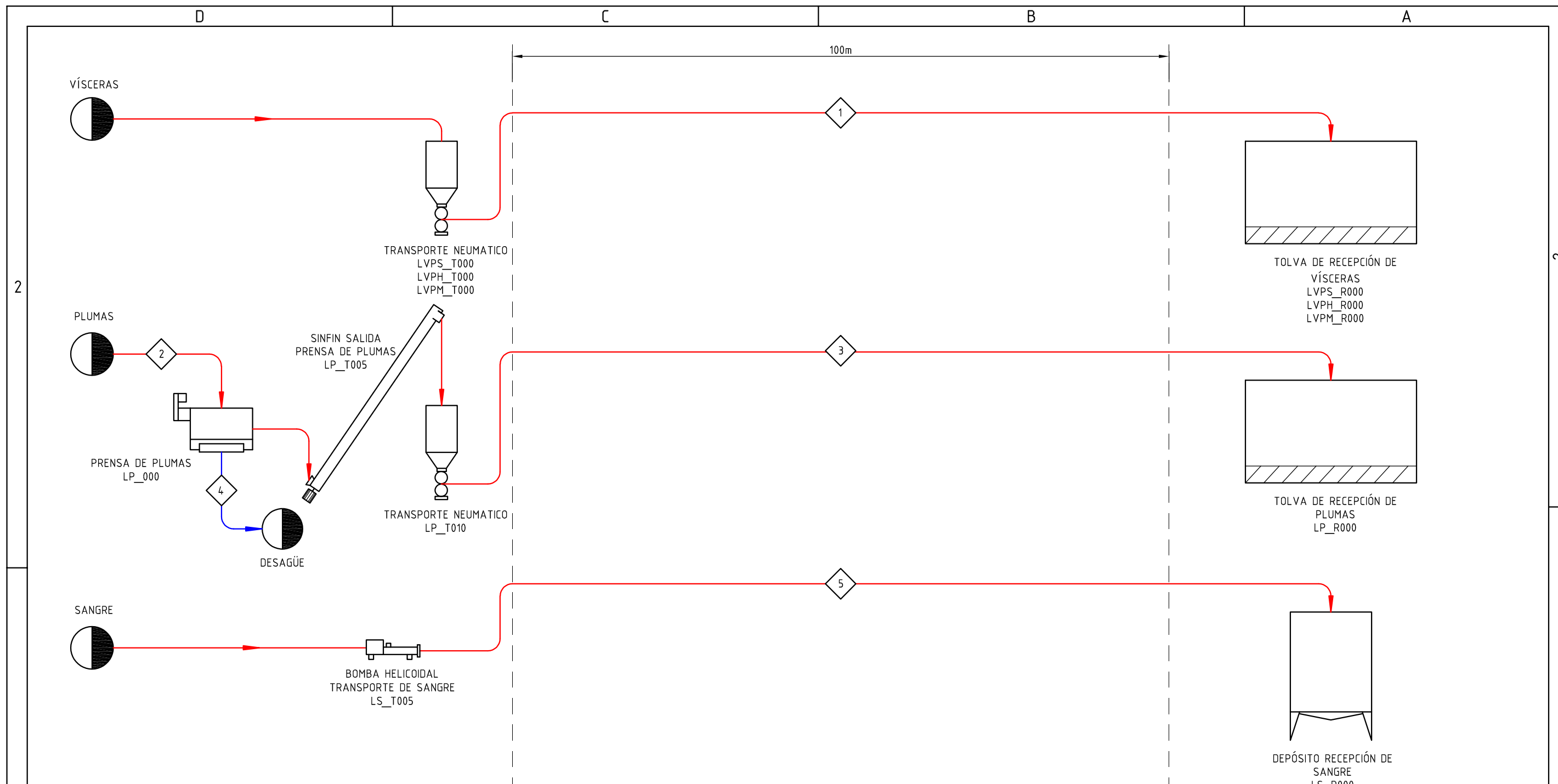
Notas:

- Este proyecto es un diagrama y no representa la implantación real de las tuberías.
- El objetivo de este diagrama es referenciar las tuberías entre los equipos, y no el trazado y distancia entre las tuberías.

Número de corriente	1		2		Número de corriente	3	
Descripción	Materia prima		Sangre seca		Descripción	Gases	
	%	\dot{m} [kg/h]	%	\dot{m} [kg/h]			
Mat. No volátil	18%	194,4	90%	194,4	No condensables	13500	m ³ /h
Humedad	82%	885,6	10%	21,6	Evaporaciones	864	kg/h
Total	100%	1080	100%	216			

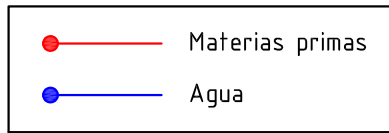


Obs.:	Dib.	06/20	B - C - S	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesús Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.		
	Rev.	10/20	B - C - S				
	Apr.	10/20	B - C - S				
	Esc.	----					
	DIAGRAMA DE FLUJO LÍNEA DE SANGRE				Nro. plano: PE_LS_01		
Toler.					----	Terminado: 05/10/2020	
Rug.					----		



Notas:

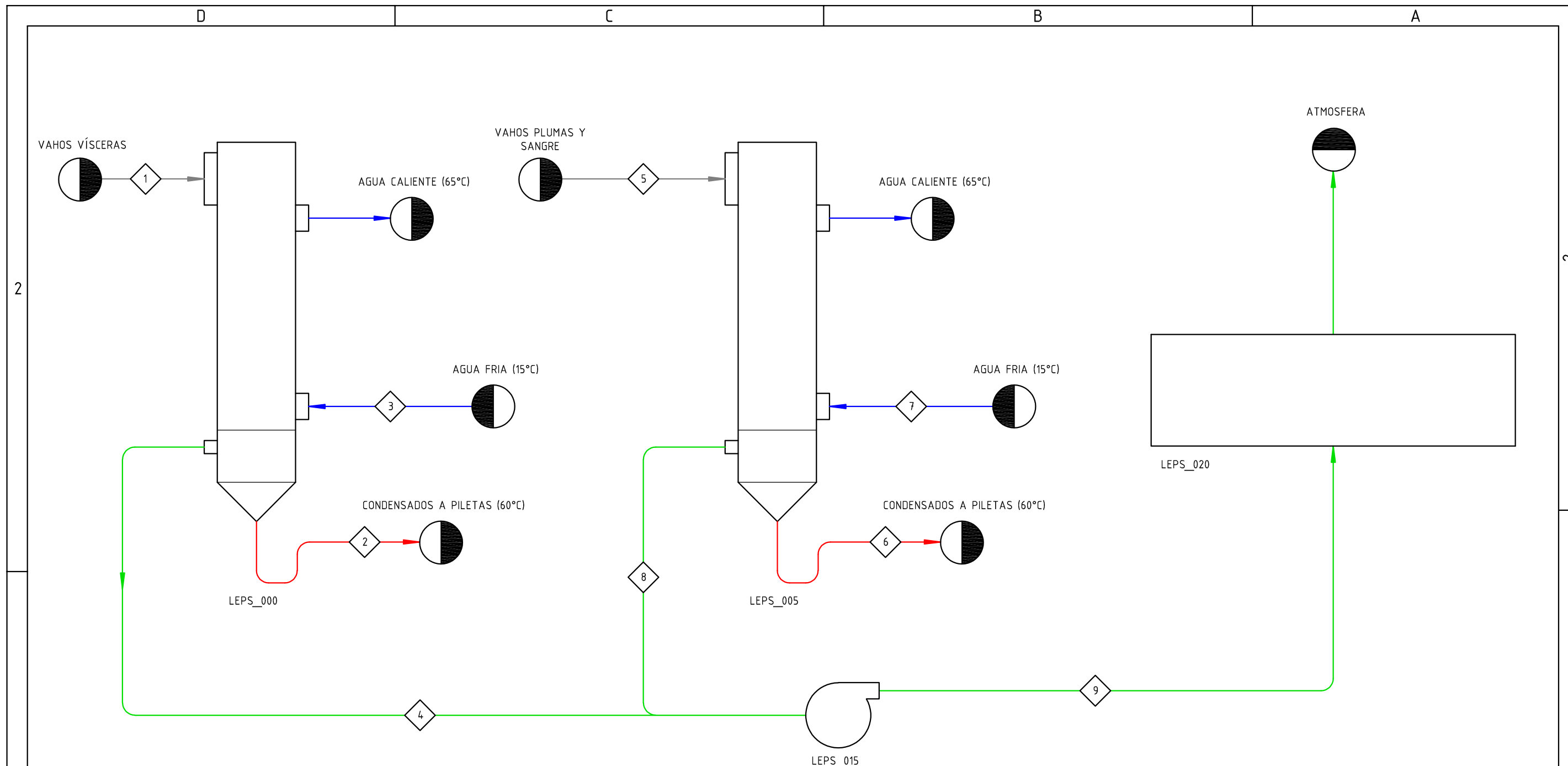
- Este proyecto es un diagrama y no representa la implantación real de las tuberías.
- El objetivo de este diagrama es referenciar las tuberías entre los equipos, y no el trazado y distancia entre las tuberías.



Transportes

Obs.:	Dib.	06/20	B - C - S	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesús Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.
	Rev.	10/20	B - C - S		
	Apr.	10/20	B - C - S		
	Esc.	----			
				<p align="center">DIAGRAMA DE FLUJO TRANSPORTES MATERIAS PRIMAS FAENA - RENDERING</p>	Nro. plano: PE_LE_01
					Terminado: 05/10/2020
Toler.	----				
Rug.	----				

Número de corriente	1		2		3		4		Número de corriente	5	
	Descripción		Descripción		Descripción		Descripción			Descripción	
	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]	Porcentaje	Flujo másico [kg/h]		Porcentaje	Flujo másico [kg/h]
	Vísceras		Plumas		Plumas prensadas		Agua prensada			Sangre	
Sólidos	21%	1058,4	28%	1108,8	42%	1108,8			Mat. no volátil	18,0%	194,4
Grasas	15%	756	2%	79,2	3%	79,2			Humedad	82,0%	885,6
Humedad	64%	3225,6	70%	2772,0	55%	1452,0	100,0%	1320,0	Total	100%	1080,0
Total	100%	5040	100%	3960,0	100%	2640,0	100%	1320,0			



Notas:

- Este proyecto es un diagrama y no representa la implantación real de las tuberías.
- El objetivo de este diagrama es referenciar las tuberías entre los equipos, y no el trazado y distancia entre las tuberías.

	Vahos
	Condensado
	Agua
	Incondensables

Línea de vahos

Obs.:	Dib.	06/20	B - C - S
	Rev.	10/20	B - C - S
	Apr.	10/20	B - C - S
	Esc.	----	
	Toler.	----	
	Rug.	----	

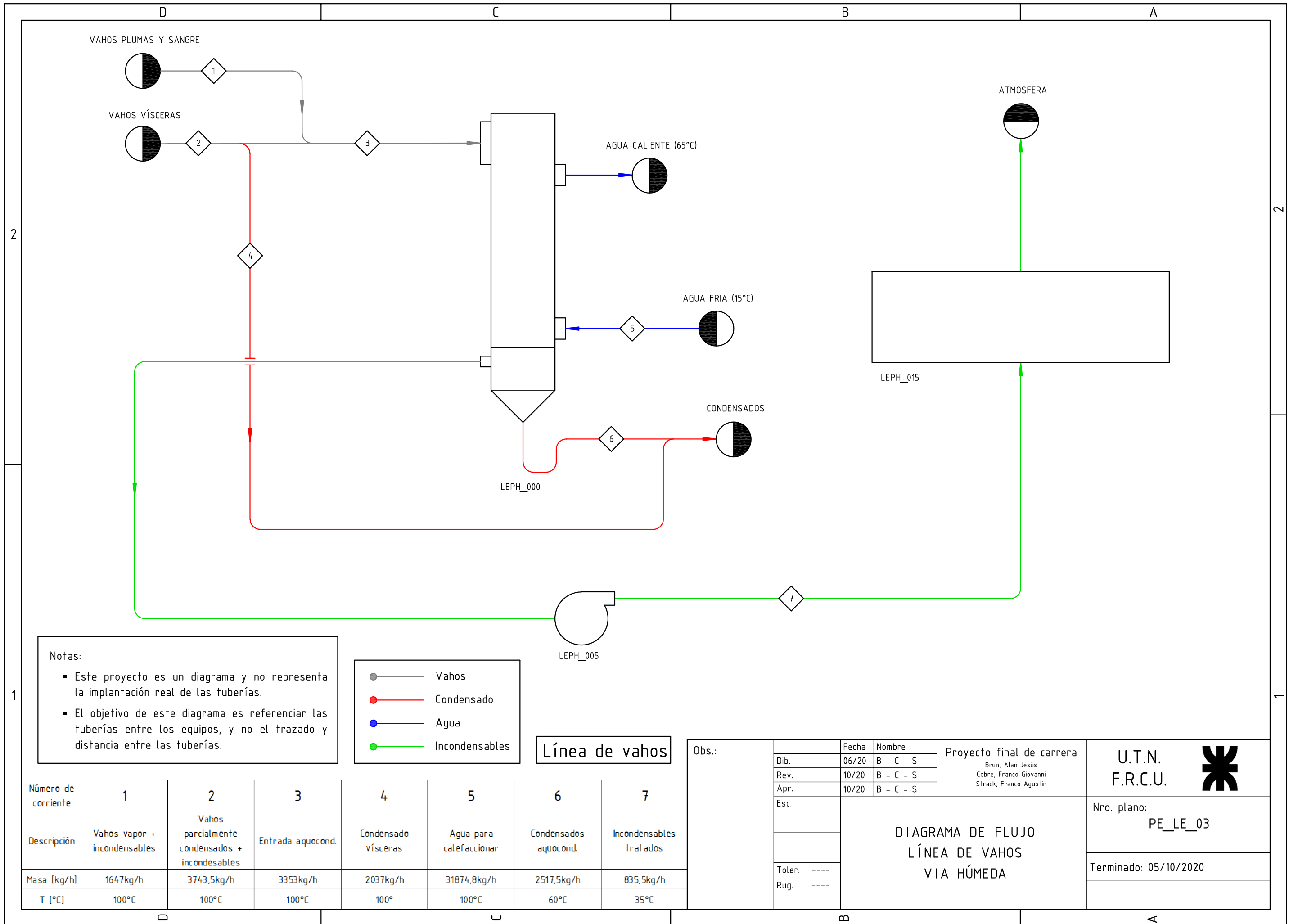
Proyecto final de carrera
Brun, Alan Jesús
Cobre, Franco Giovanni
Strack, Franco Agustín

U.T.N.
F.R.C.U.

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Vahos vapor + incondensables	Condensados vísceras	Agua para calefaccionar	Incondensables vísceras	Vahos vapor + incondensables	Condensados plumas + sangre	Agua para calefaccionar	Incondensables plumas + sangre	Incondensables tratados
3683 kg/h	3120 kg/h	34904 kg/h	529 kg/h	1863 kg/h	1589 kg/h	18038 kg/h	274 kg/h	803 kg/h
100°C	60°C	65°C	60°C	100°C	60°C	65°C	60°C	35°C

**DIAGRAMA DE FLUJO
LÍNEA DE VAHOS
VIA SECA**

Nro. plano:
PE_LE_02
Terminado: 05/10/2020



Notas:

- Este proyecto es un diagrama y no representa la implantación real de las tuberías.
- El objetivo de este diagrama es referenciar las tuberías entre los equipos, y no el trazado y distancia entre las tuberías.

- Vahos
- Condensado
- Agua
- Incondensables

Línea de vahos

Obs.:

	Fecha	Nombre
Dib.	06/20	B - C - S
Rev.	10/20	B - C - S
Apr.	10/20	B - C - S
Esc.	----	
Toler.	----	
Rug.	----	

Proyecto final de carrera
 Brun, Alan Jesús
 Cobre, Franco Giovanni
 Strack, Franco Agustín

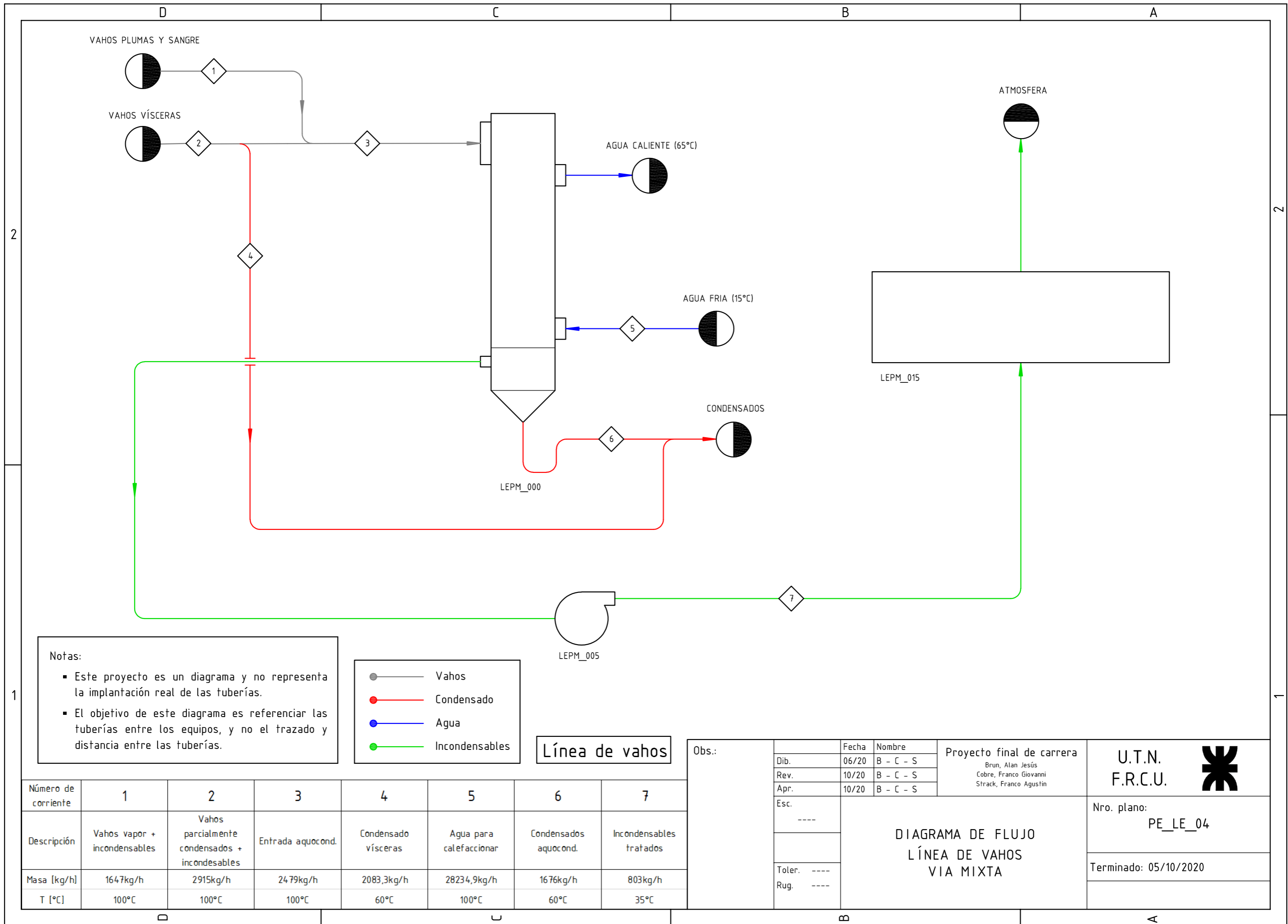
U.T.N.
 F.R.C.U.

**DIAGRAMA DE FLUJO
 LÍNEA DE VAHOS
 VIA HÚMEDA**

Nro. plano:
 PE_LE_03

Terminado: 05/10/2020

Número de corriente	1	2	3	4	5	6	7
Descripción	Vahos vapor + incondensables	Vahos parcialmente condensados + incondensables	Entrada aquocond.	Condensado vísceras	Agua para calefaccionar	Condensados aquocond.	Incondensables tratados
Masa [kg/h]	1647kg/h	3743,5kg/h	3353kg/h	2037kg/h	31874,8kg/h	2517,5kg/h	835,5kg/h
T [°C]	100°C	100°C	100°C	100°	100°C	60°C	35°C



Notas:

- Este proyecto es un diagrama y no representa la implantación real de las tuberías.
- El objetivo de este diagrama es referenciar las tuberías entre los equipos, y no el trazado y distancia entre las tuberías.

- Vahos
- Condensado
- Agua
- Incondensables

Línea de vahos

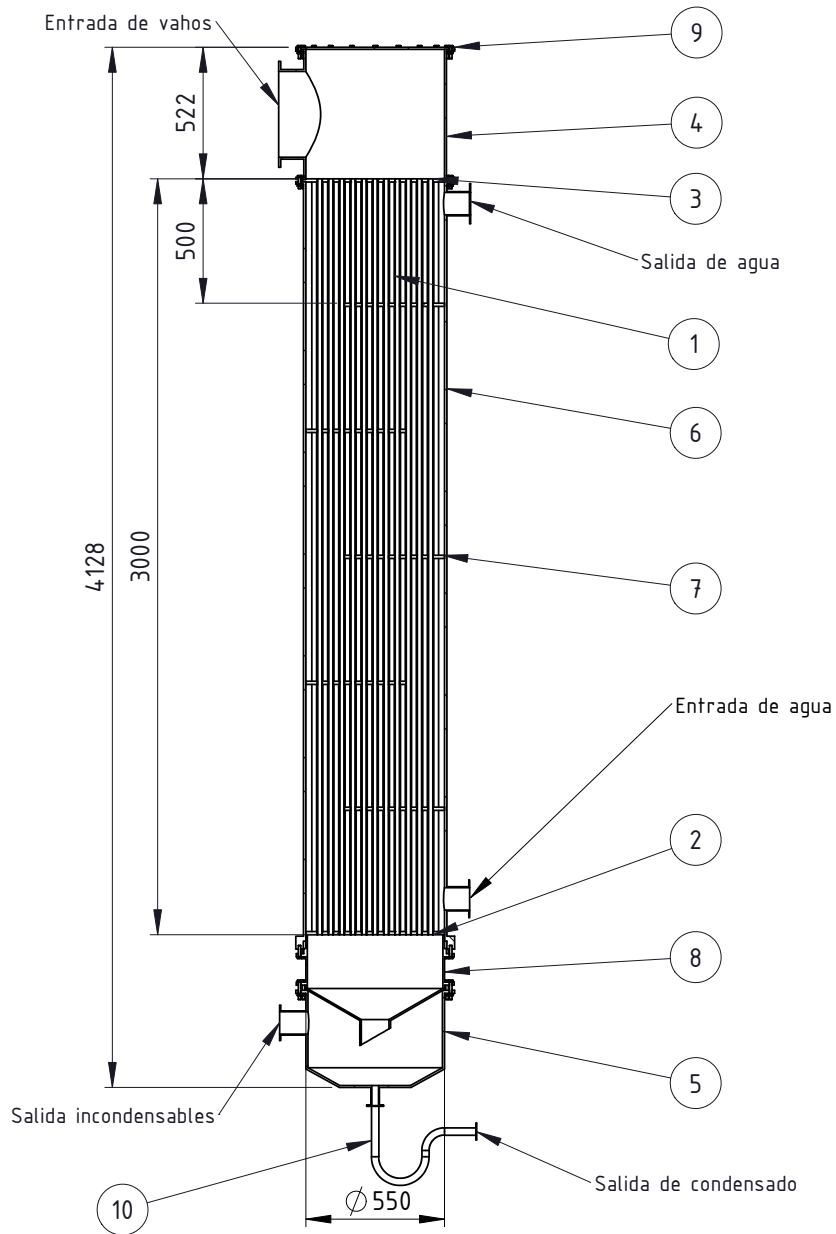
Número de corriente	1	2	3	4	5	6	7
Descripción	Vahos vapor + incondensables	Vahos parcialmente condensados + incondensables	Entrada aquocond.	Condensado vísceras	Agua para calefaccionar	Condensados aquocond.	Incondensables tratados
Masa [kg/h]	1647kg/h	2915kg/h	2479kg/h	2083,3kg/h	28234,9kg/h	1676kg/h	803kg/h
T [°C]	100°C	100°C	100°C	60°C	100°C	60°C	35°C

Obs.:	Dib.	06/20	B - C - S	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesús Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín
	Rev.	10/20	B - C - S	
	Apr.	10/20	B - C - S	
	Esc.	----		DIAGRAMA DE FLUJO LÍNEA DE VAHOS VIA MIXTA
	Toler.	----		
Rug.	----			

U.T.N. F.R.C.U.

Nro. plano: PE_LE_04

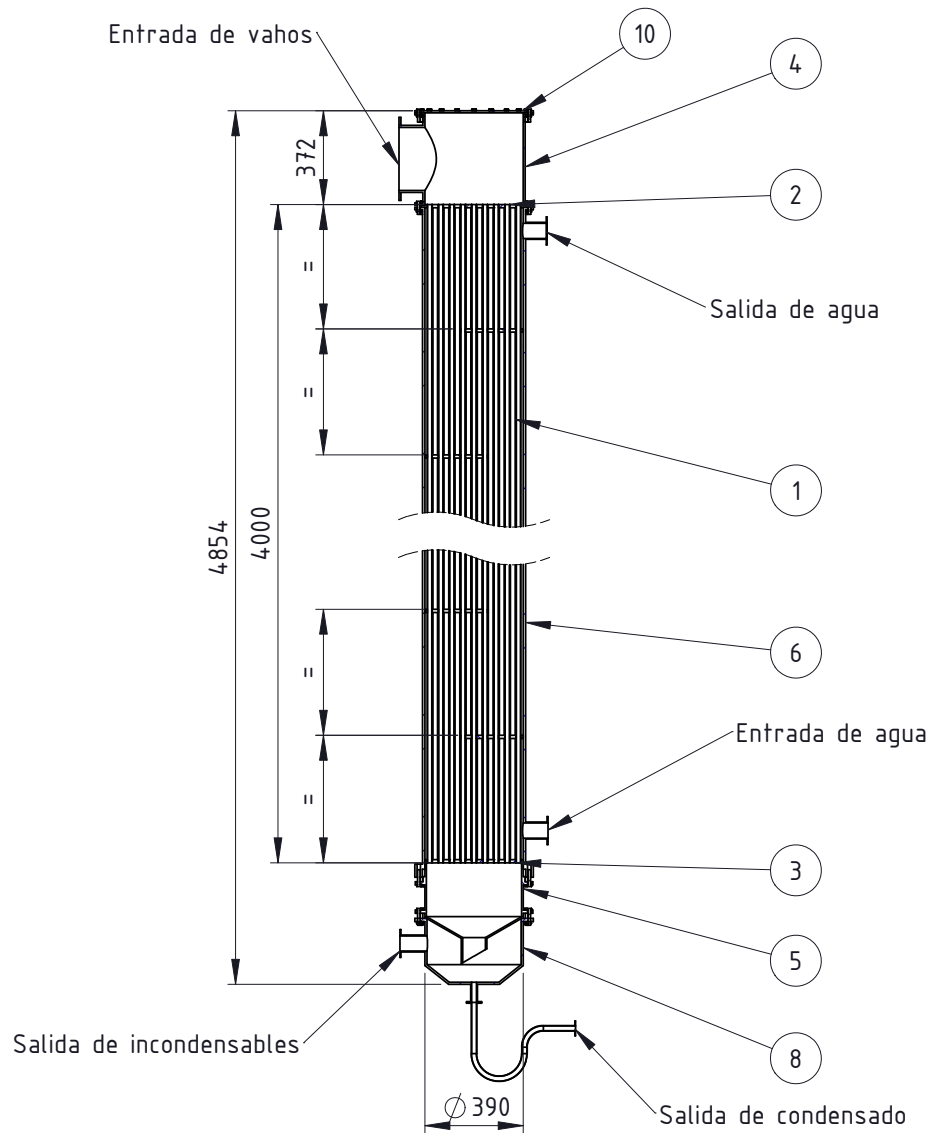
Terminado: 05/10/2020



AREA DE INTERCAMBIO= 60,7m²



N°	DESCRIPCIÓN	MATERIAL	PESO [KG]	CANTIDAD
1	Tubos 3/4" x 1mm	AISI 304	515.80	379
2	Placa de tubos inferior	AISI 304	12.04	1
3	Placa de tubos superior	AISI 304	13.68	1
4	Cabezal entrada de vahos	AISI 304	70.98	1
5	Cabezal salida condensado e incondensables	AISI 304	58.59	1
6	Carcasa	ACERO SAE 1010 LC	425.89	1
7	Baffles	ACERO SAE 1010 LC	9.93	5
8	Cono separador	AISI 304	47.76	1
9	Tapa	AISI 304	19.95	1
10	Sello hidráulico	AISI 304	0.80	1

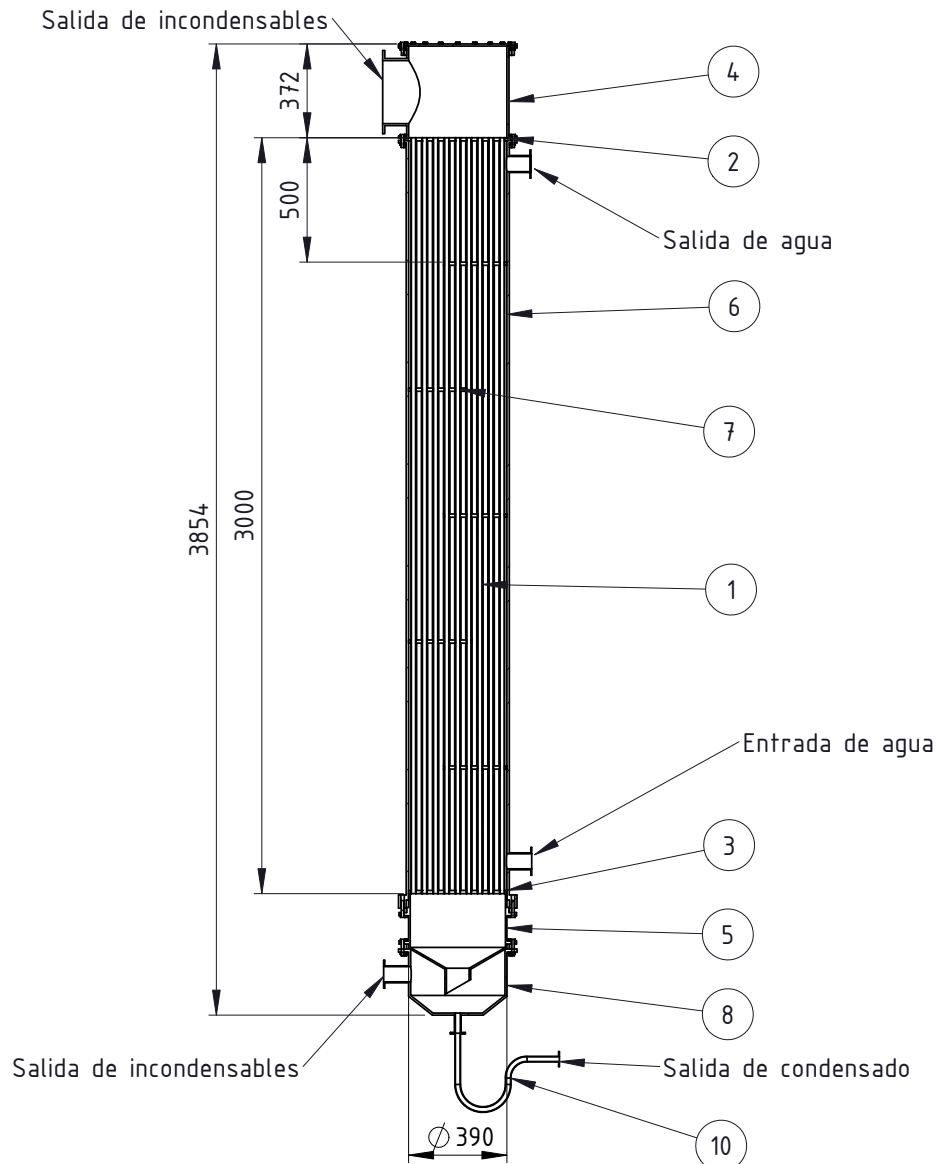
Obs.:	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.		
	Dibujó	08/20				B-C-S
	Revisó	10/20				B-C-S
	Aprobó	10/20				B-C-S
Esc.	AQUOCONDENSADOR DE VAHOS LINEA DE VÍSCERAS VÍA SECA			Nro. plano: PE_LC_01		
				Terminado: 06/10/2020		
Toler. Rug.						



AREA DE INTERCAMBIO= 39,7m²



N°	DESCRIPCIÓN	MATERIAL	PESO [KG]	CANTIDAD
1	Tubos 3/4" x 1mm	AISI 304	339.33	186
2	Placa de tubos superior	AISI 304	7.59	1
3	Placa de tubos inferior	AISI 304	6.17	1
4	Cabezal entrada de vahos	AISI 304	39.61	1
5	Cono separador	AISI 304	31.61	1
6	Carcasa	ACERO SAE 1010 LC	398.77	1
7	Baffles	ACERO SAE 1010 LC	4.51	7
8	Cabezal salida condensado e incondensables	AISI 304	29.31	1
9	Sello hidráulico	AISI 304	0.60	1
10	Tapa	AISI 304	11.10	1

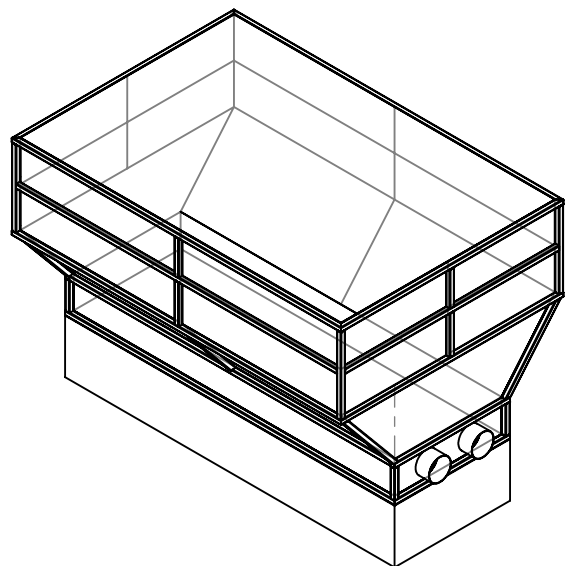
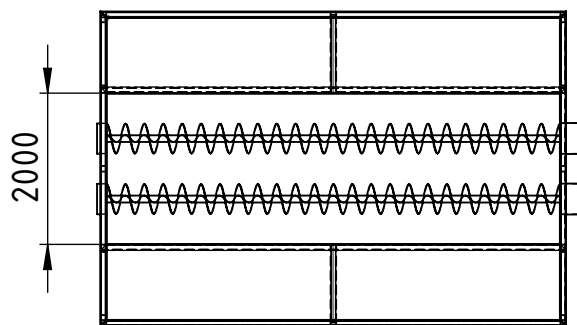
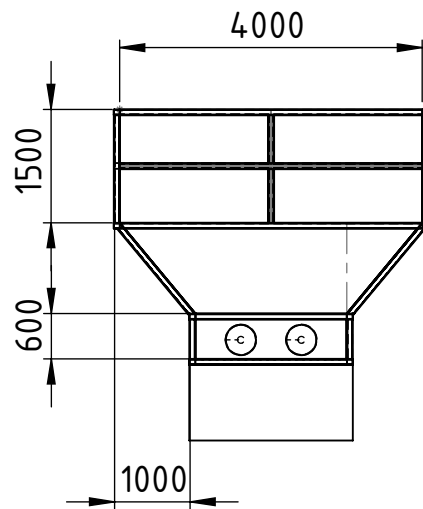
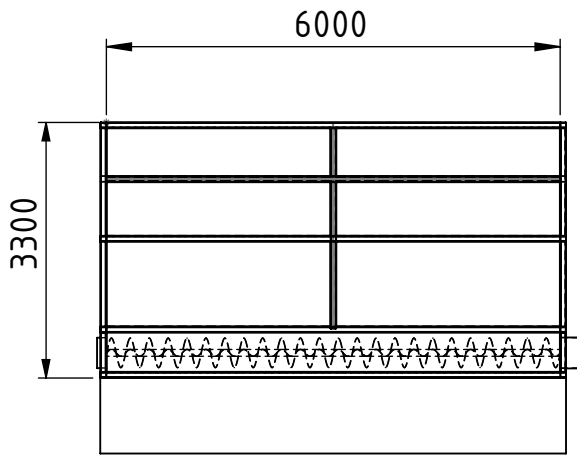
Obs.:	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U. 	
	Dibujó	08/20			B-C-S
	Revisó	10/20			B-C-S
	Aprobó	10/20			B-C-S
Esc.	AQUOCONDENSADOR DE VAHOS LINEA DE PLUMAS VÍA SECA			Nro. plano: PE_LC_02	
				Terminado: 06/10/2020	
Toler. Rug.					





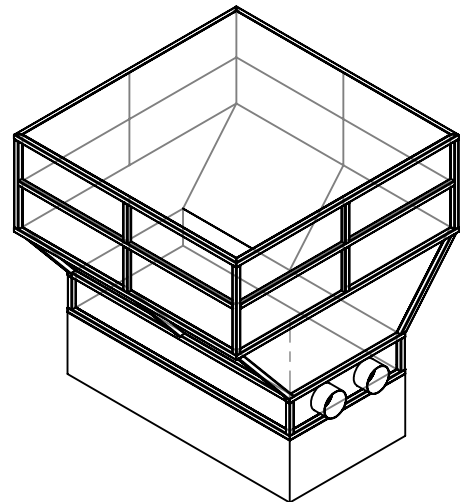
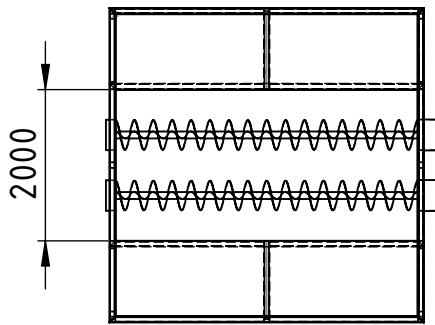
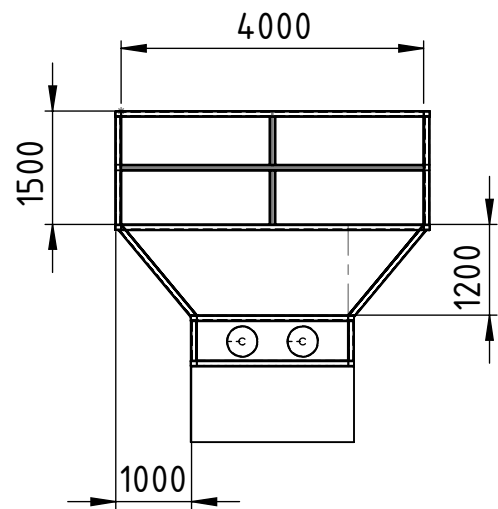
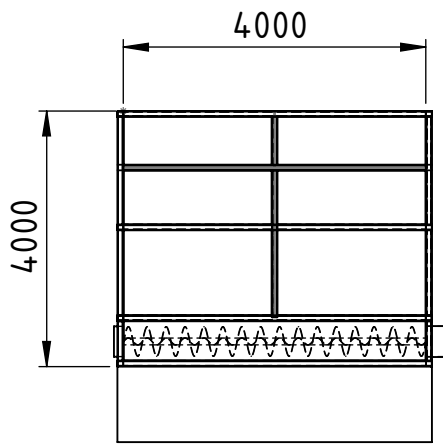
AREA DE INTERCAMBIO= 39,7m²



N°	DESCRIPCIÓN	MATERIAL	PESO [KG]	CANTIDAD
1	Tubos 3/4" x 1mm	AISI 304	339.33	186
2	Placa de tubos superior	AISI 304	7.59	1
3	Placa de tubos inferior	AISI 304	6.17	1
4	Cabezal entrada de vahos	AISI 304	39.61	1
5	Cono separador	AISI 304	31.61	1
6	Carcasa	ACERO SAE 1010 LC	398.77	1
7	Baffles	ACERO SAE 1010 LC	4.51	5
8	Cabezal salida condensado e incondensables	AISI 304	29.31	1
9	Sello hidráulico	AISI 304	0.60	1
10	Tapa	AISI 304	11.10	1

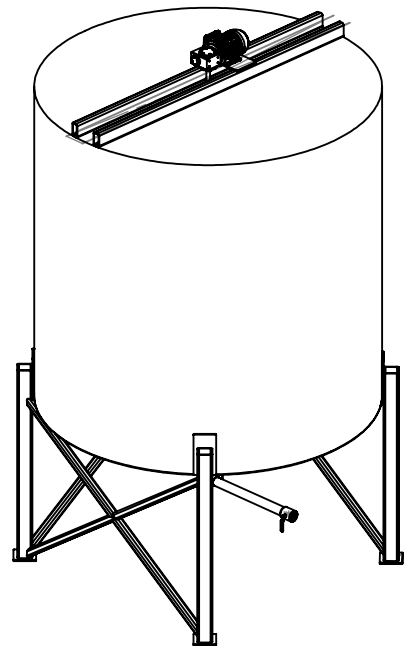
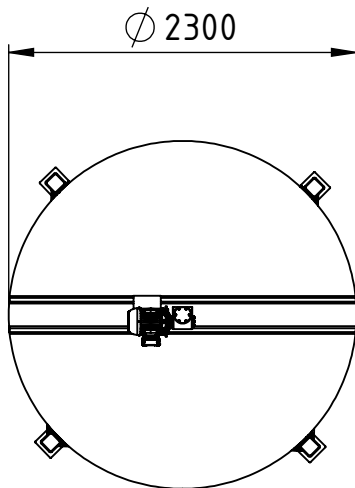
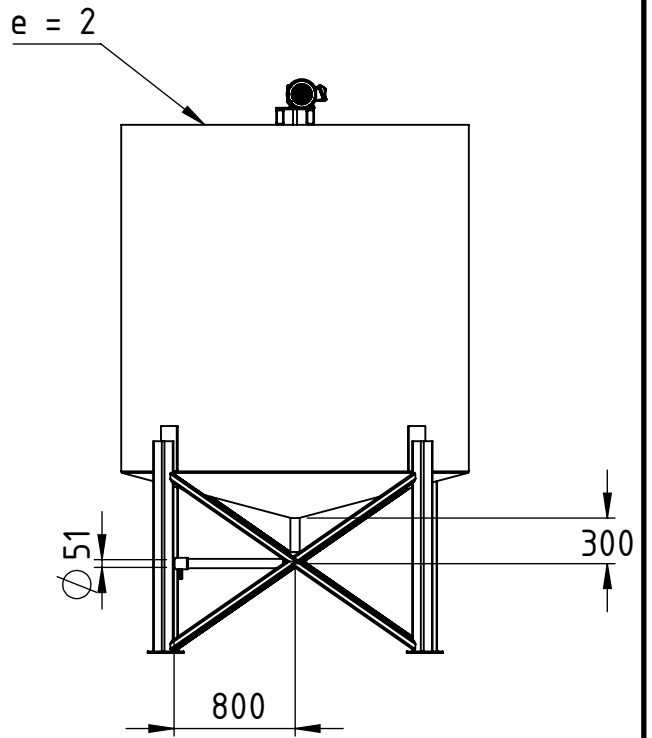
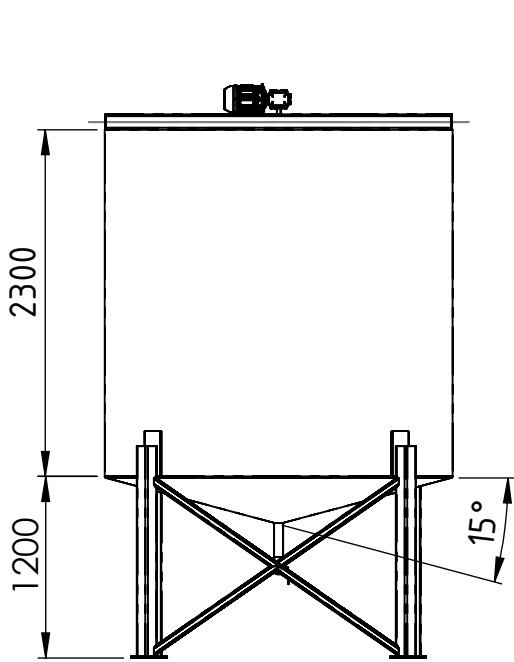
Obs.:	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U. 	
	Dibujó	08/20			B-C-S
	Revisó	10/20			B-C-S
	Aprobó	10/20			B-C-S
Esc.	AQUOCONDENSADOR DE VAHOS LINEA DE VÍSCERAS VÍA HUMEDA Y MIXTA			Nro. plano: PE_LC_03	
				Terminado: 06/10/2020	
Toler. Rug.					





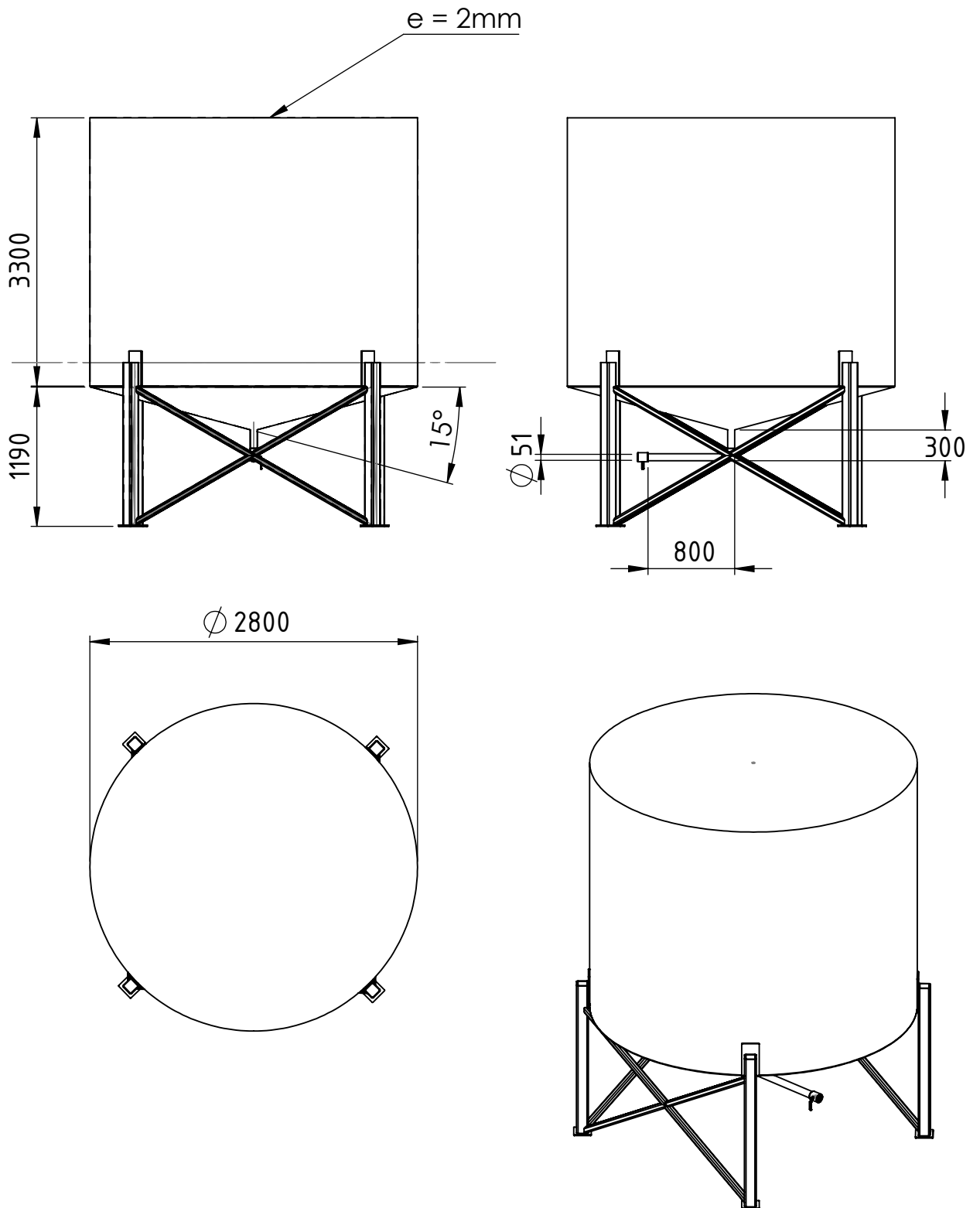
	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	Revisó	11/09/20	B-C-S			
	Aprobó	11/09/20	B-C-S			
	Esc. 1:100					
	TOLVA DE RECEPCIÓN DE VÍSCERAS					
Toler. Rug.						CÓDIGO: PD_LVPS_01





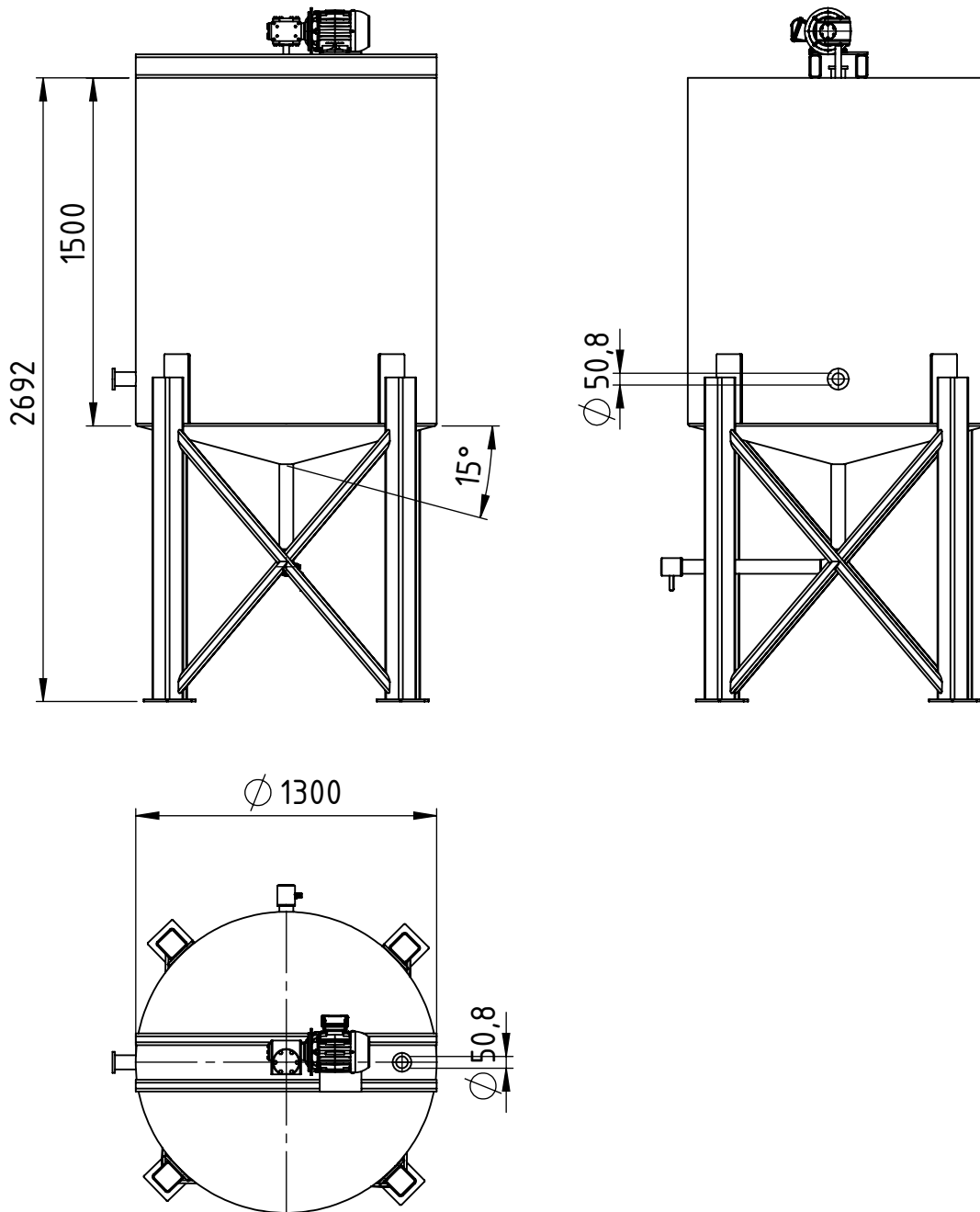
	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	Revisó	11/09/20	B-C-S			
	Aprobó	11/09/20	B-C-S			
	Esc. 1:100	TOLVA DE RECEPCIÓN DE PLUMAS			Nro de plano: 14	
					CÓDIGO: PD_LP_01	
	Toler. Rug.					





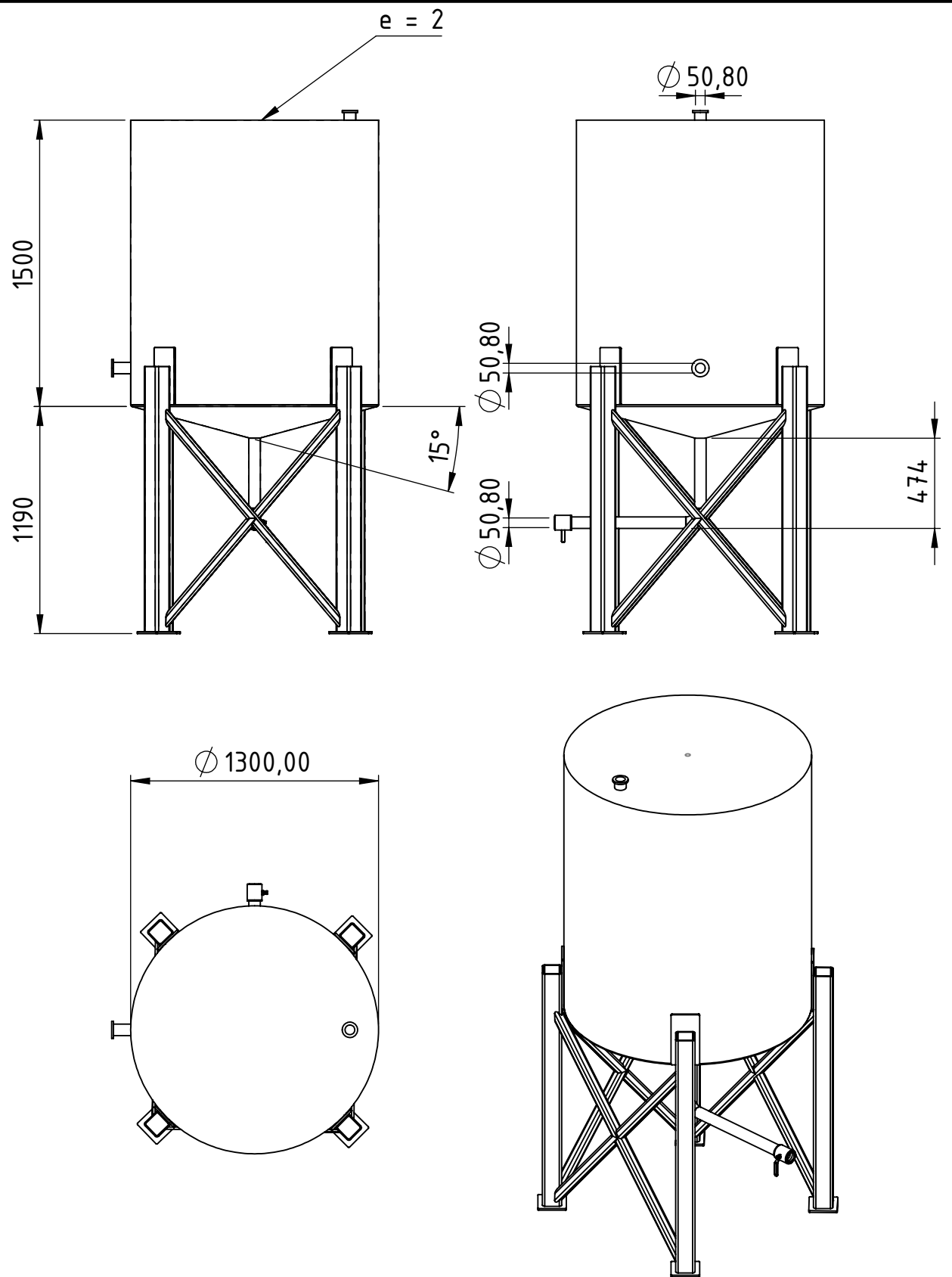
Esc. 1:50  Toler. Rug.	Fecha 11/09/20	Nombre B-C-S	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U. 	
	Revisó 11/09/20	B-C-S			Nro de plano: 15
	Aprobó				
	TANQUE DE RECEPCIÓN DE SANGRE CON AGITADOR				CÓDIGO: PD_LS_01





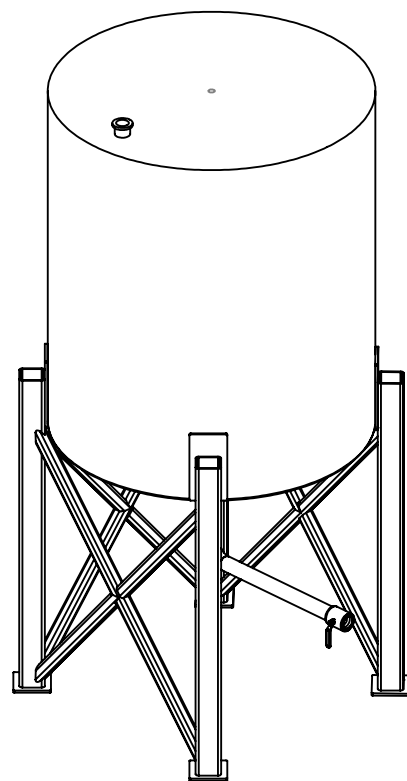
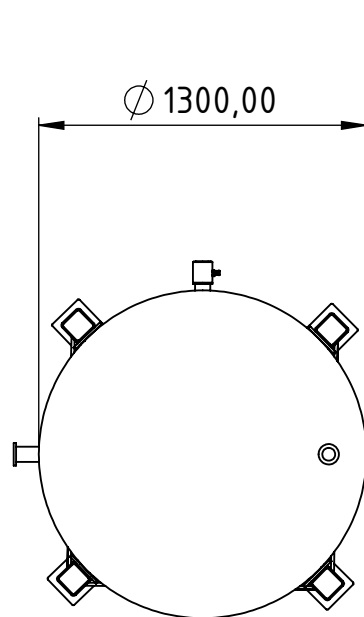
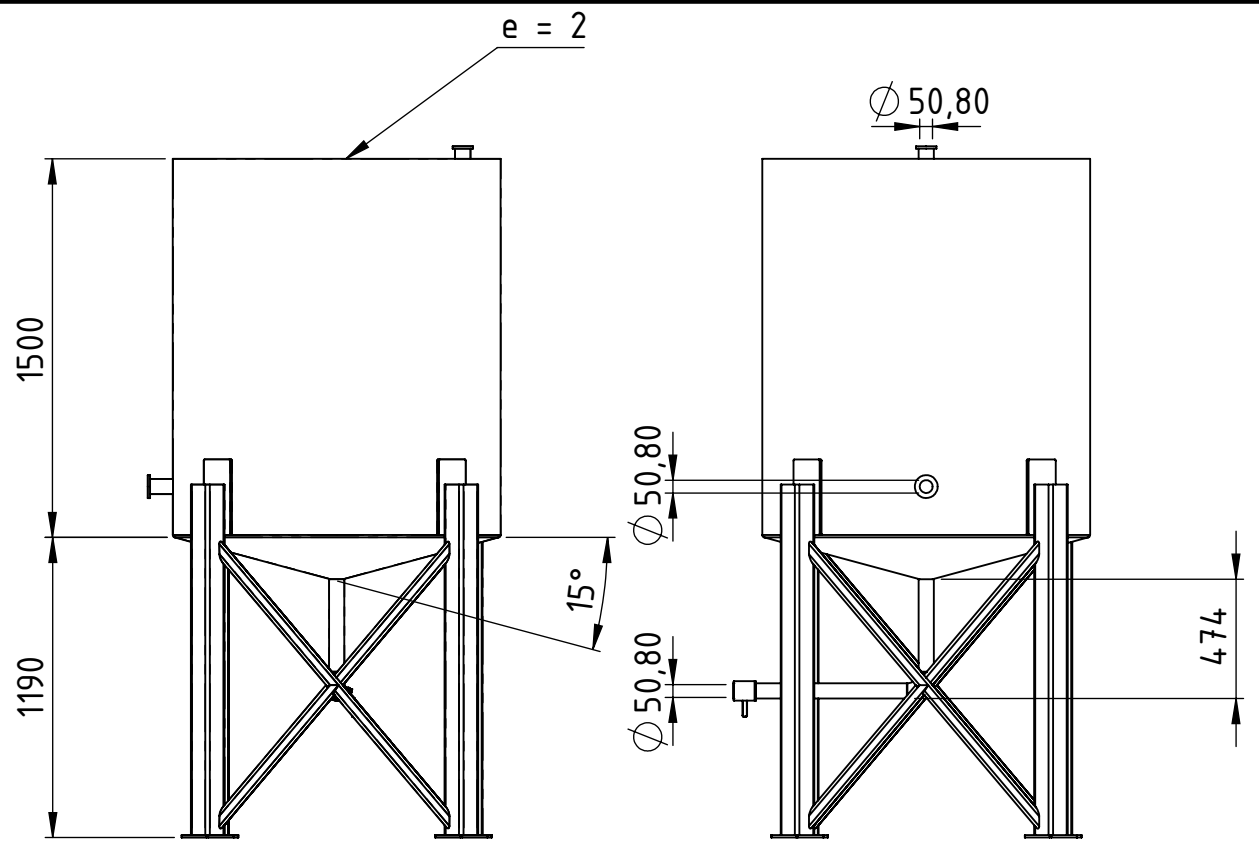
	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	Revisó	11/09/20	B-C-S			
	Aprobó	11/09/20	B-C-S			
	Esc. 1:50					
	TANQUE DE EXPEDICIÓN DE ACEITE					
Toler. Rug.						CÓDIGO: PD_LV_01





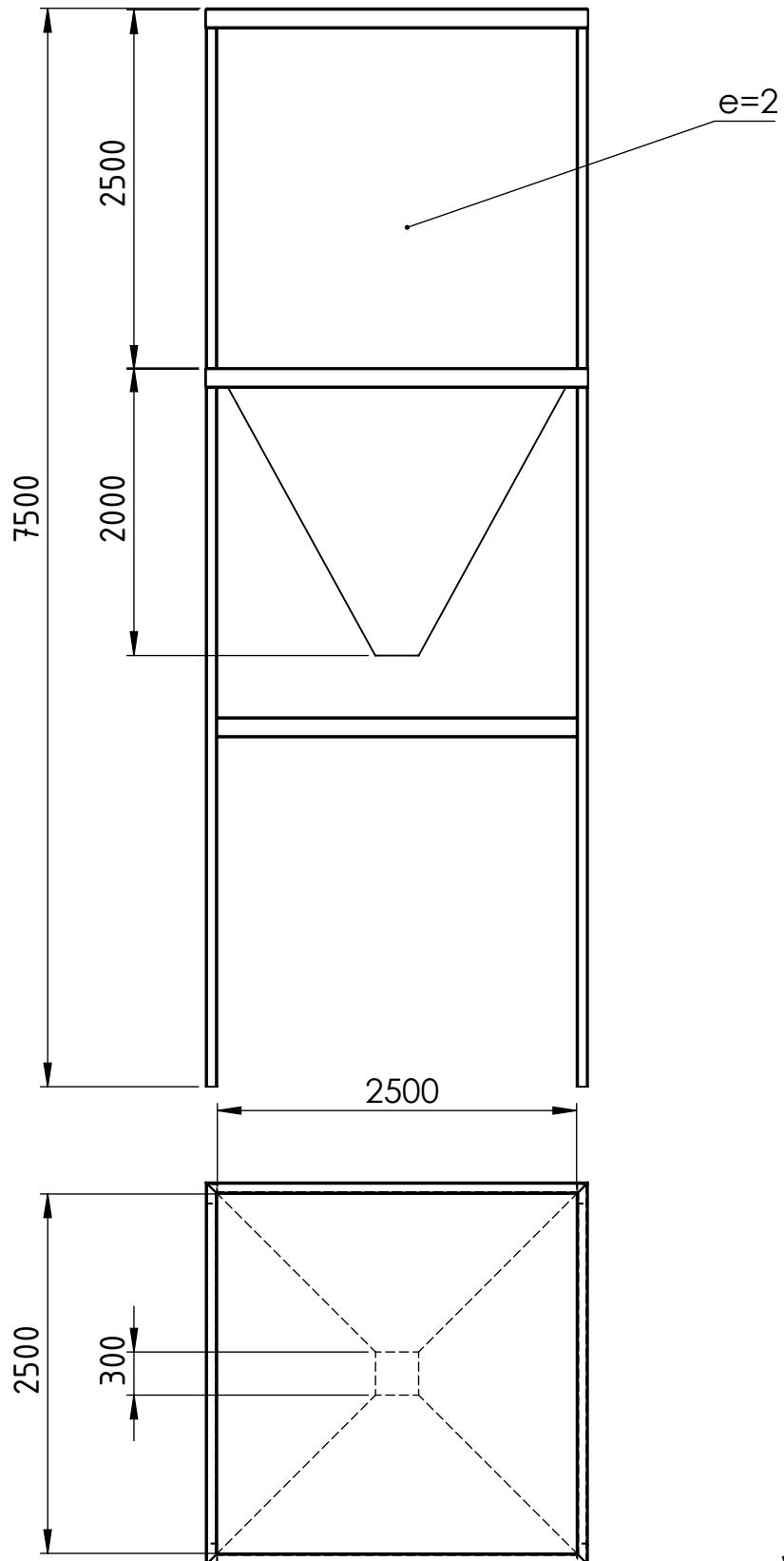
	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	Revisó	11/09/20	B-C-S			
	Aprobó	11/09/20	B-C-S			
	Esc. 1:30	DEPÓSITO CON AGITACIÓN			Nro de plano: 17	
						
	Toler. Rug.					
					CÓDIGO: PD_LV_02	





	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	Revisó	11/09/20	B-C-S			
	Aprobó	11/09/20	B-C-S			
Esc. 1:30	DEPÓSITO				Nro de plano: 18	
						
Toler. Rug.						
					CÓDIGO: PD_LV_03	

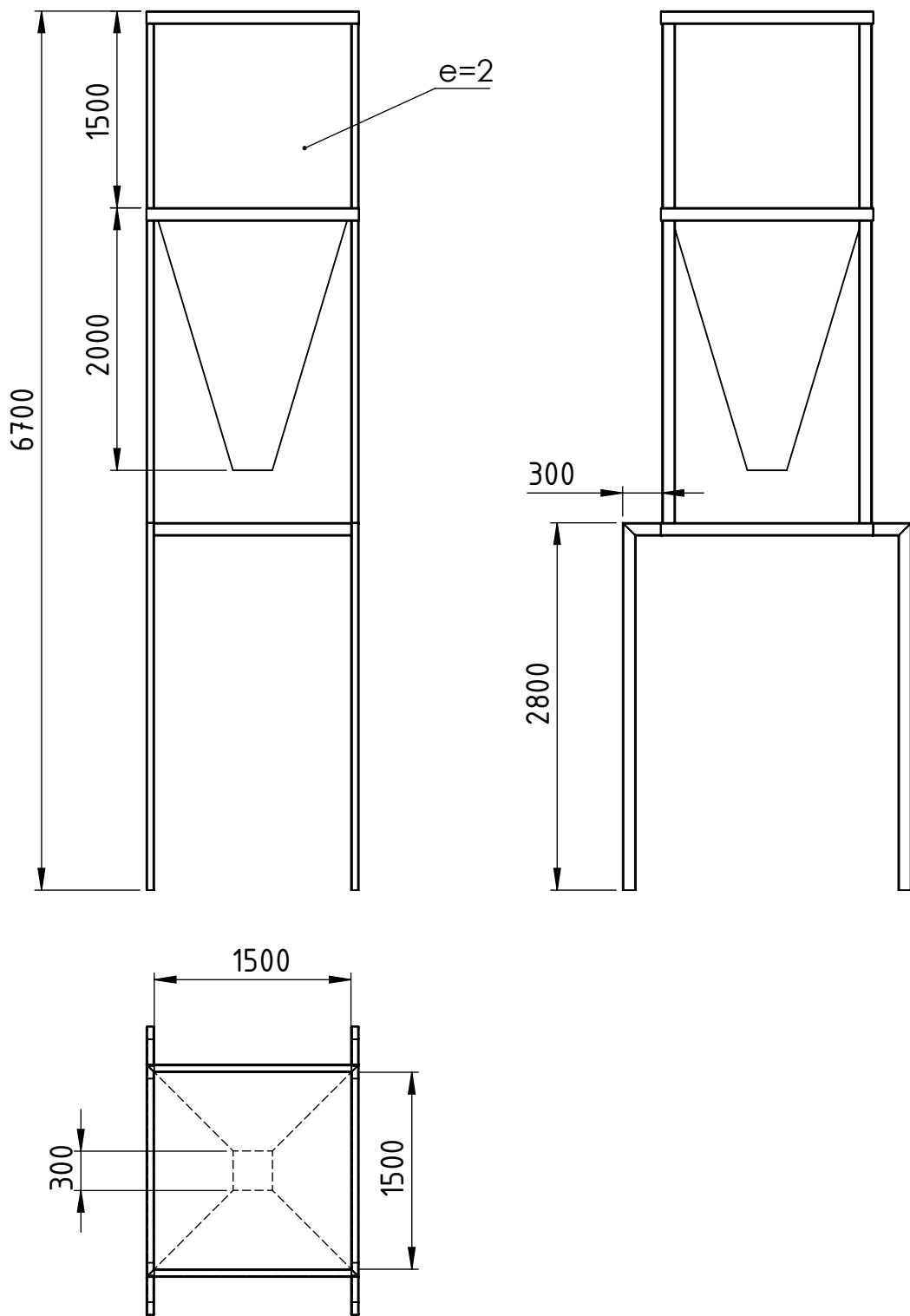


	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	Revisó	11/09/20	B-C-S			
	Aprobó	11/09/20	B-C-S			
Esc. 1:30	DEPÓSITO DE ÁCIDO				Nro de plano: 18	
					CÓDIGO: PD_LV_03	
Toler. Rug.						





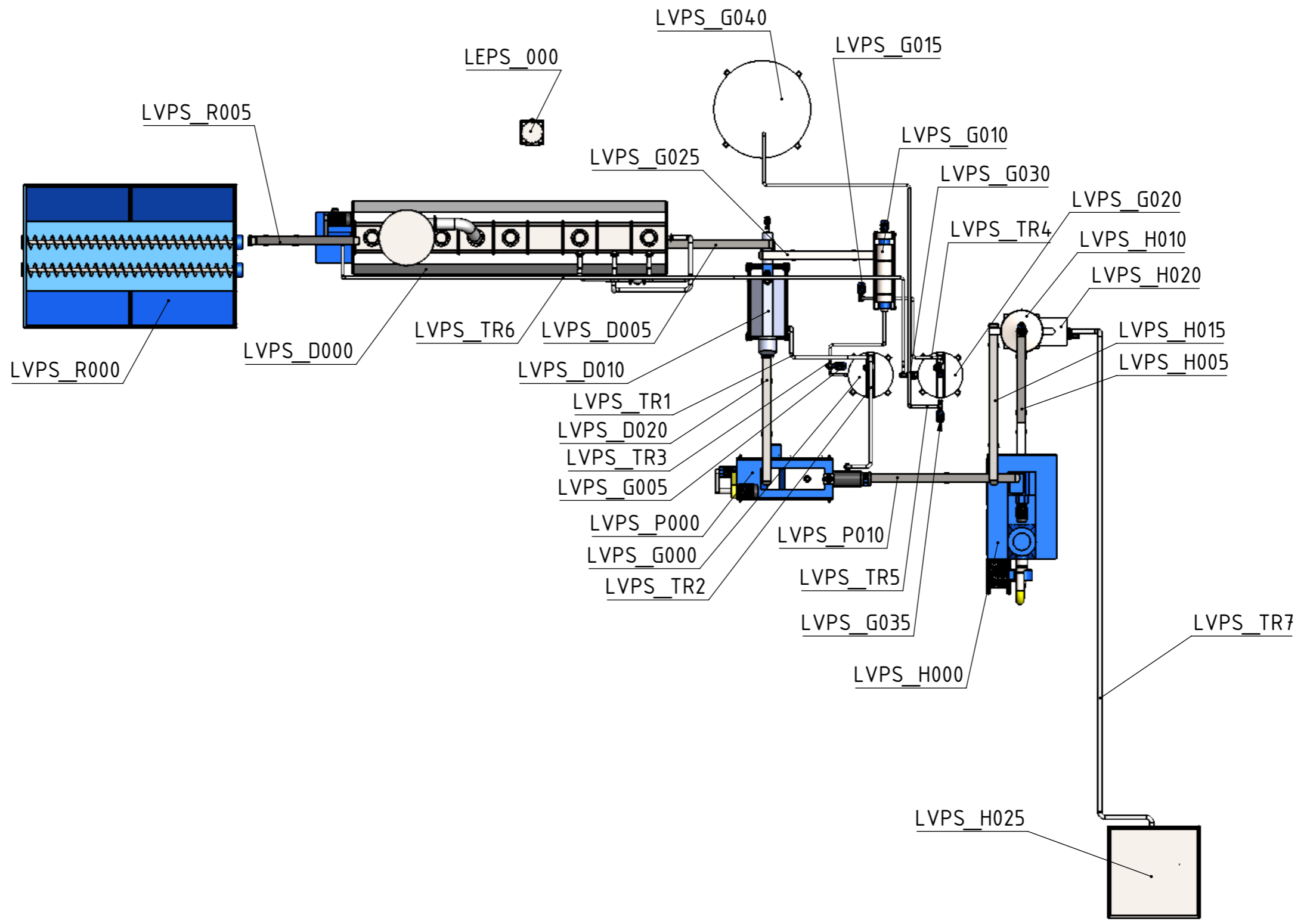
Volúmen=21m3



	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	Revisó	11/09/20	B-C-S			
	Aprobó	11/09/20	B-C-S			
	Esc. 1:50				Nro de plano: 19	
	TOLVA DE ACOPIO DE HARINA DE VÍSCERAS/PLUMAS					
Toler. Rug.					CÓDIGO: PD_LV_04	

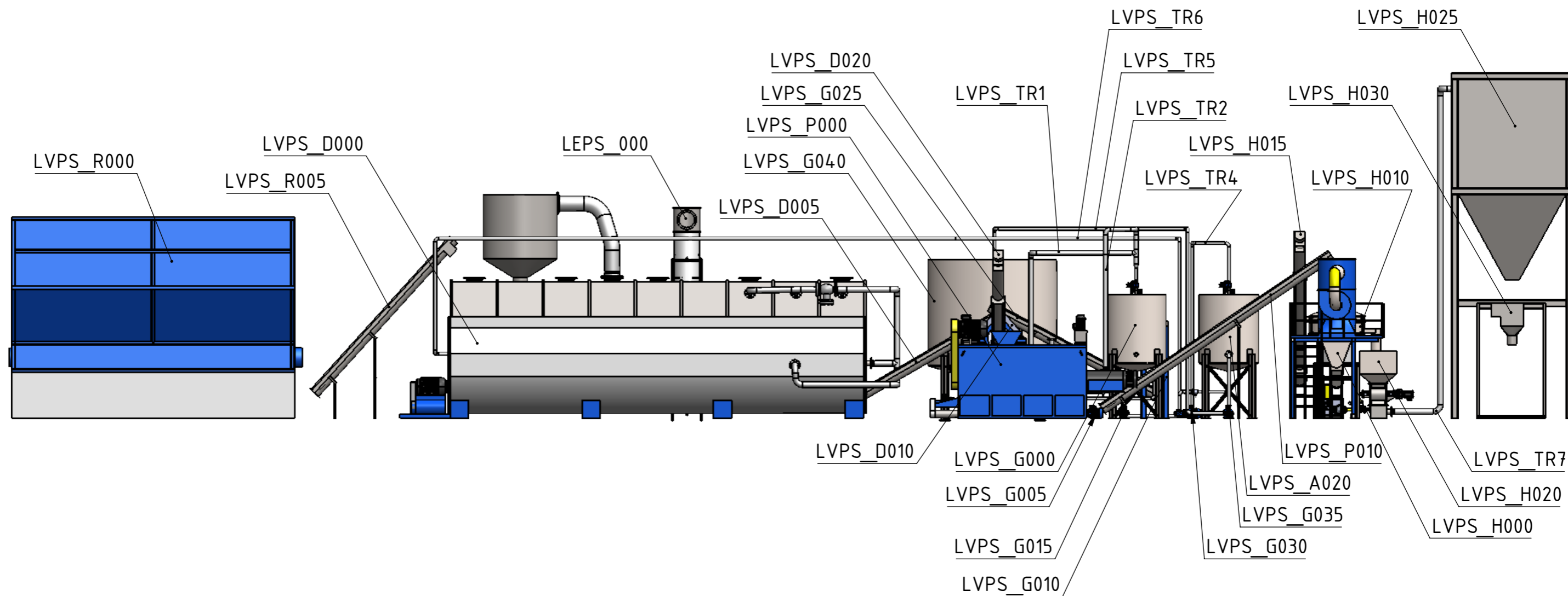


Volúmen=3,45 m³

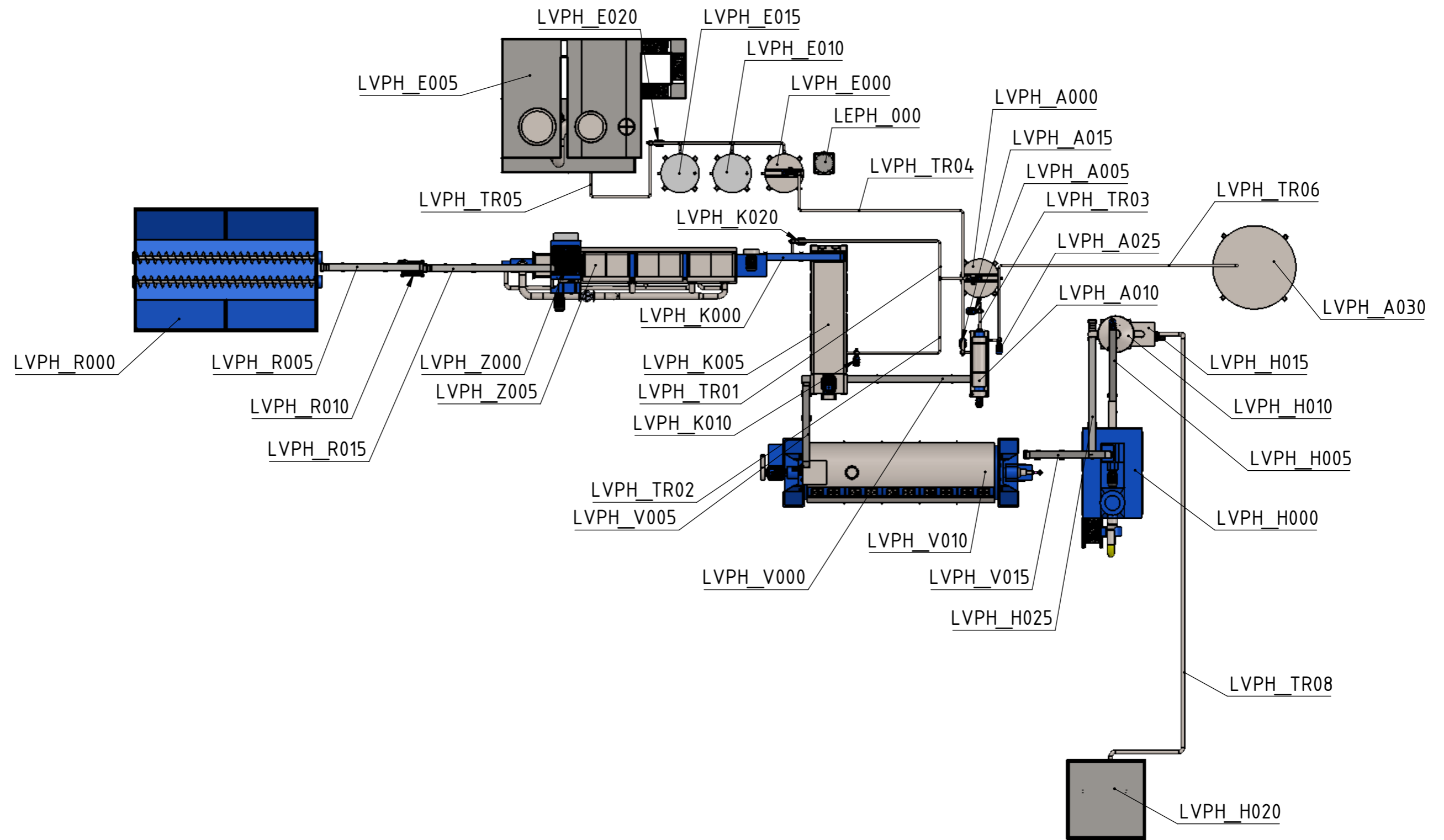
	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U. 
	Revisó	11/09/20	B-C-S		
	Aprobó	11/09/20	B-C-S		
	Esc. 1:50				
Toler. Rug.	TOLVA DE ACOPIO DE HARINA DE SANGRE			Nro de plano: 20	
					CÓDIGO: PD_LS_02



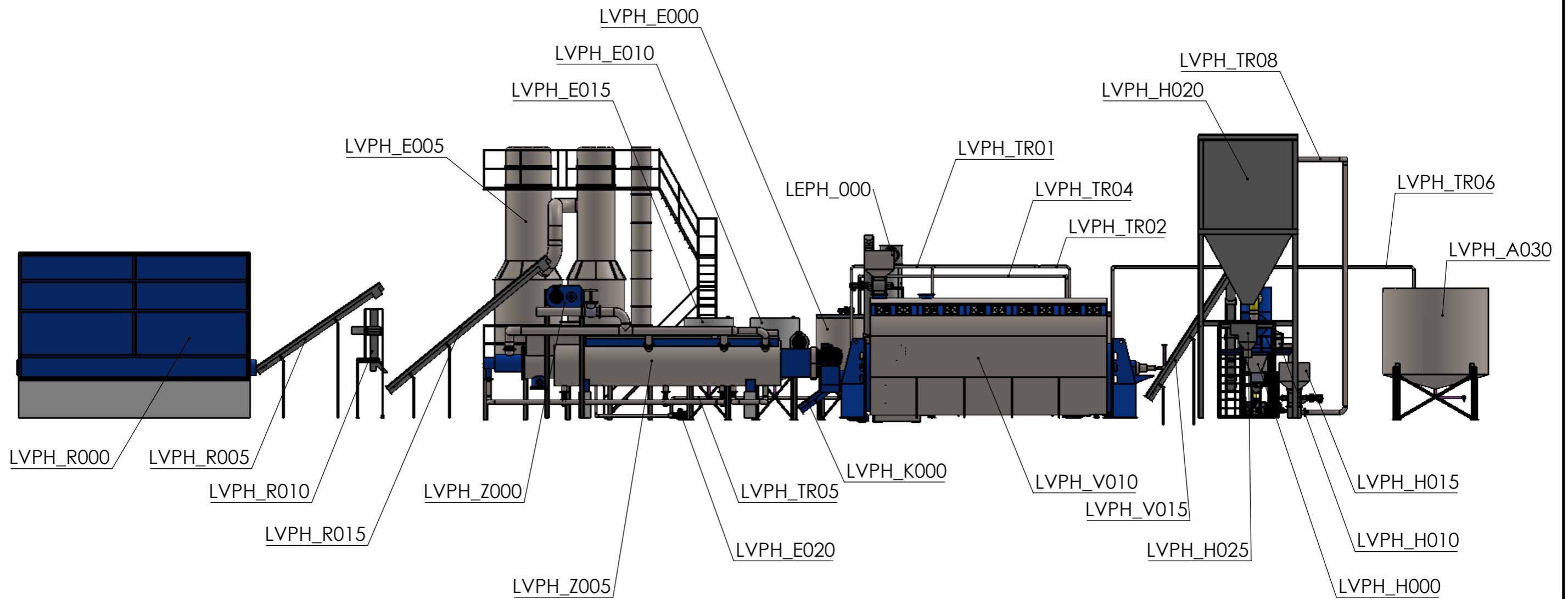
Dibujó Revisó Aprobó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	11/09/20	B-C-S			
	11/09/20	B-C-S			
Esc. 1:130	LÍNEA DE PROCESO DE VÍSCERAS (VÍA SECA) VISTA SUPERIOR			Nro de plano: 21	
					
Toler. Rug.				CÓDIGO: PD_LVPS_02	





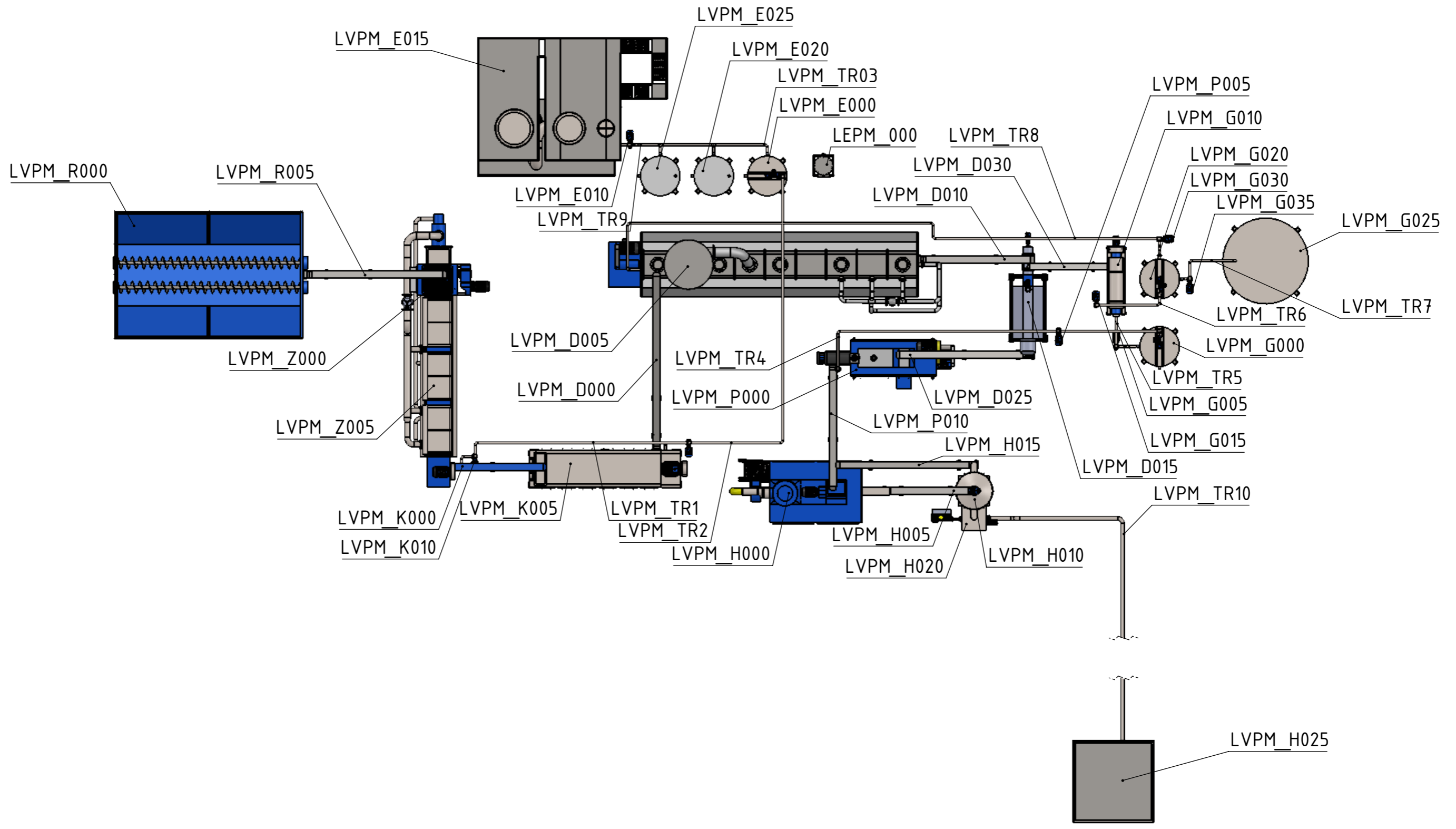
	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
Dibujó	11/09/20	B-C-S			
Revisó	11/09/20	B-C-S			
Aprobó					
Esc. 1:90	LÍNEA DE PROCESO DE VÍSCERAS (VÍA SECA) VISTA LATERAL			Nro de plano: 22	
Toler. Rug.					
				CÓDIGO: PD_LVPS_03	


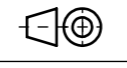


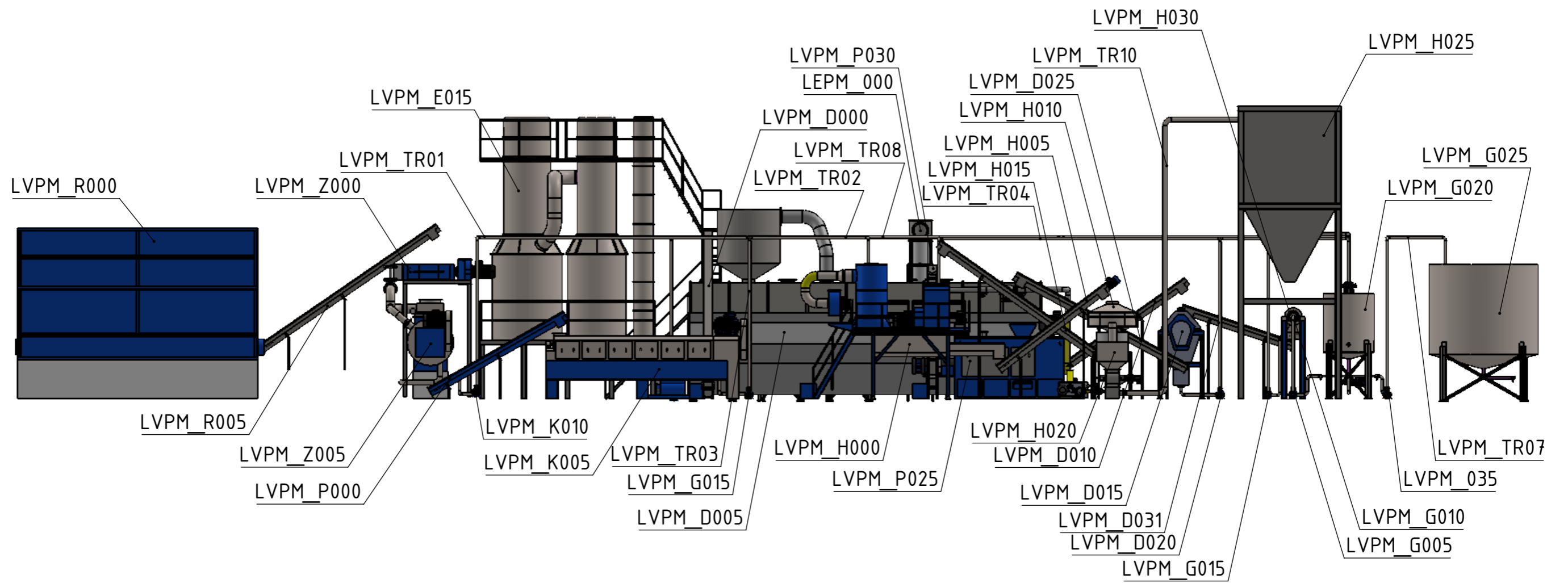
	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
Dibujó	11/09/20	B-C-S			
Revisó	11/09/20	B-C-S			
Aprobó				Nro de plano: 23	
Esc. 1:14.0	LÍNEA DE PROCESO DE VÍSCERAS (VÍA HÚMEDA) VISTA SUPERIOR				
Toler. Rug.					
				CÓDIGO: PD_LVPH_01	





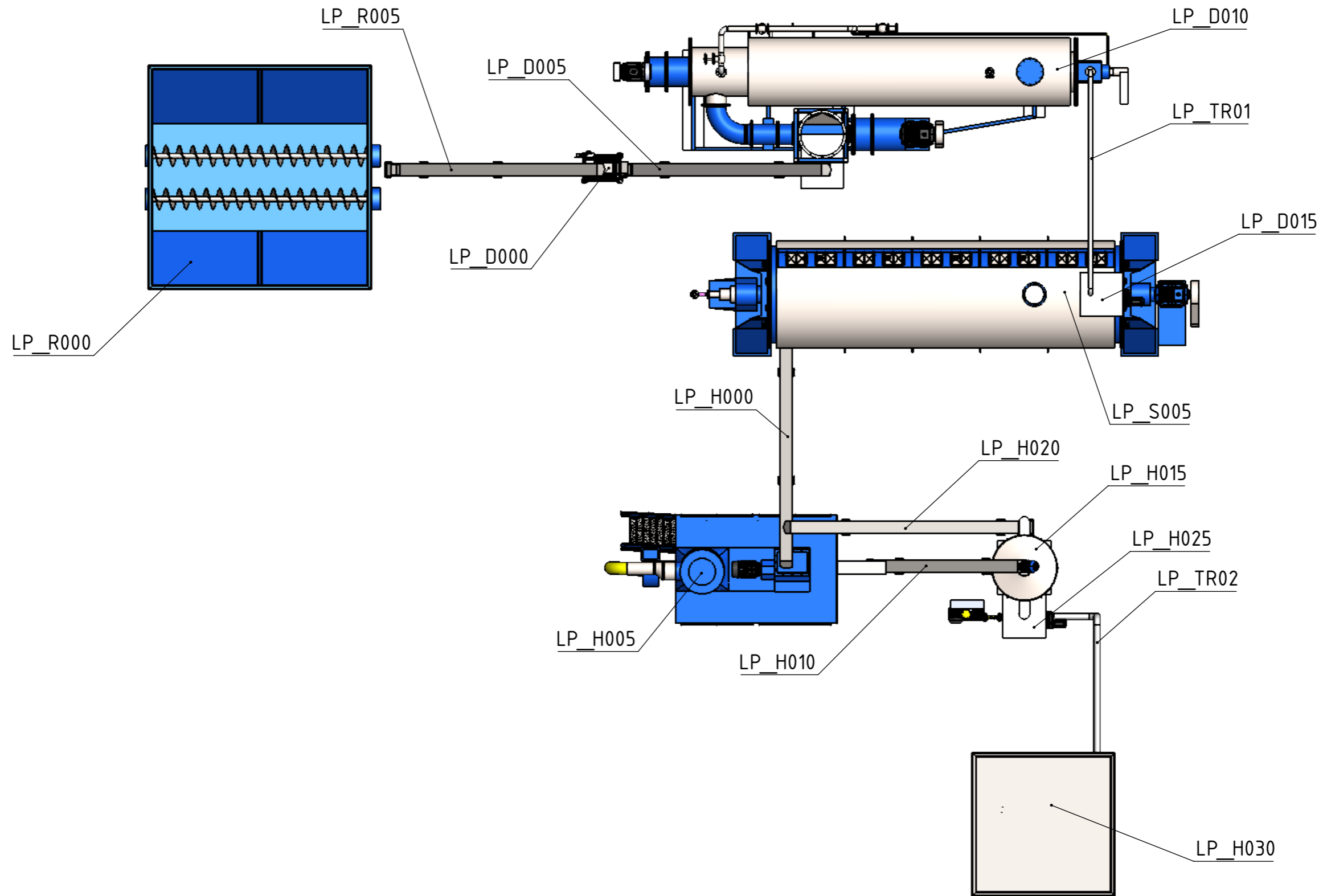
Dibujó Revisó Aprobó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	11/09/20	B-C-S			
	11/09/20	B-C-S			
Esc. 1:110	LÍNEA DE PROCESO DE VÍSCERAS (VÍA HÚMEDA) VISTA LATERAL			Nro de plano: 24	
					
Toler. Rug.				CÓDIGO: PD_LVPH_02	



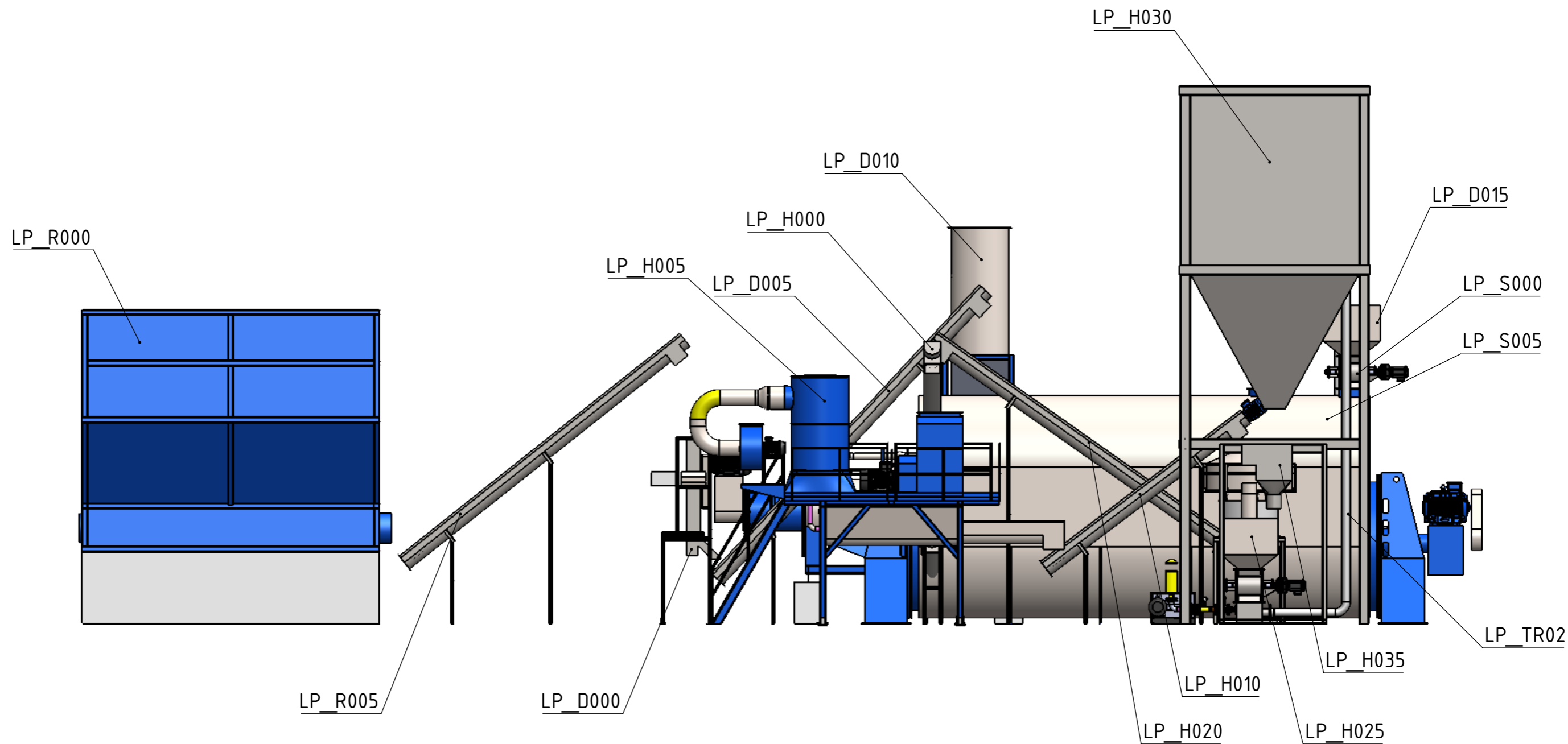
	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
Dibujó	11/09/20	B-C-S			
Revisó	11/09/20	B-C-S			
Aprobó				Nro de plano: 25	
Esc. 1:130	LÍNEA DE PROCESO DE VÍSCERAS (VÍA MIXTA) VISTA SUPERIOR				
					
Toler. Rug.					
				CÓDIGO: PD_LVPM_01	





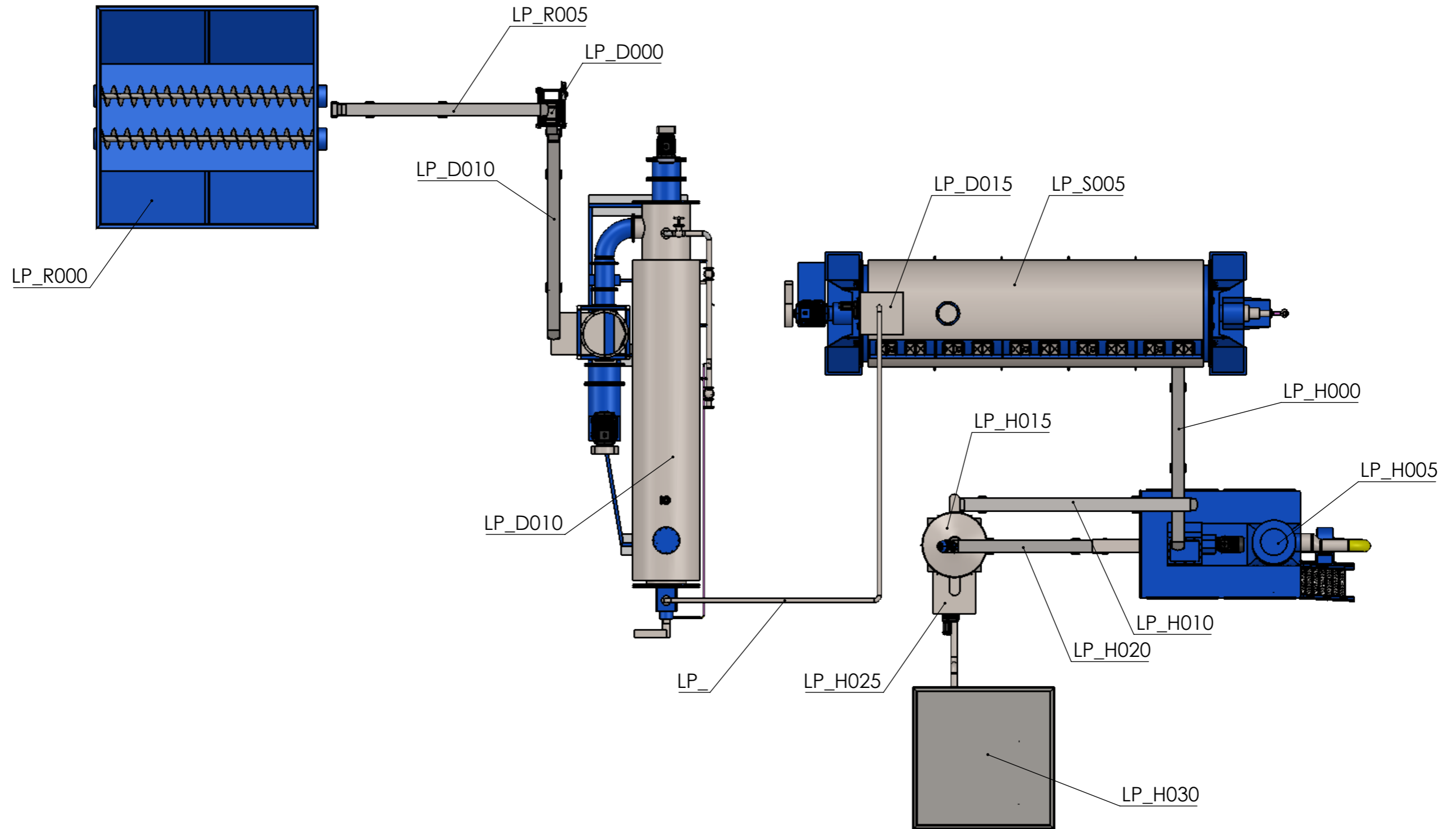
Dibujó Revisó Aprobó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U. 
	11/09/20	B-C-S		
	11/09/20	B-C-S		
Esc. 1:110	LÍNEA DE PROCESO DE VÍSCERAS (VÍA MIXTA) VISTA LATERAL		Nro de plano: 26	
				
Toler. Rug.				





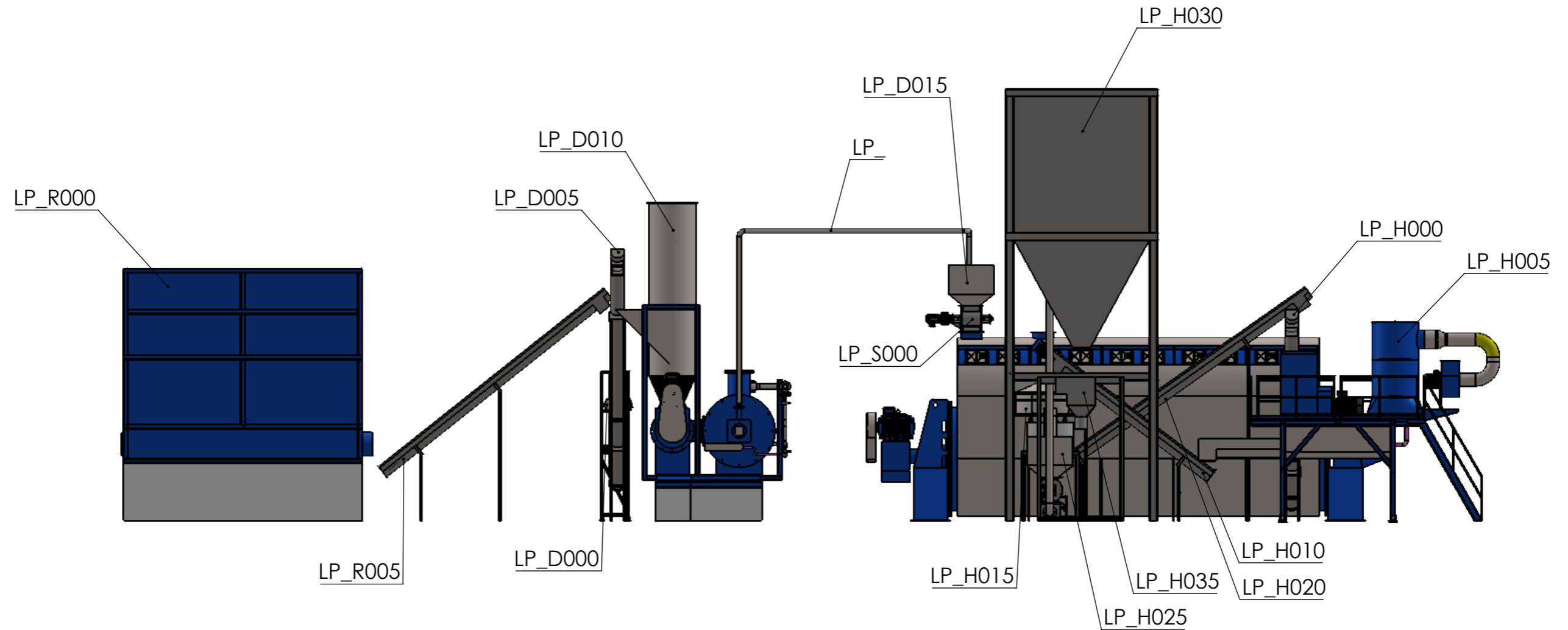
	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
Dibujó	11/09/20	B-C-S			
Revisó	11/09/20	B-C-S			
Aprobó				Nro de plano: 27	
Esc. 1:80	LÍNEA DE PROCESO DE PLUMAS VISTA SUPERIOR				
Toler. Rug.					
				CÓDIGO: PE_LP_02	





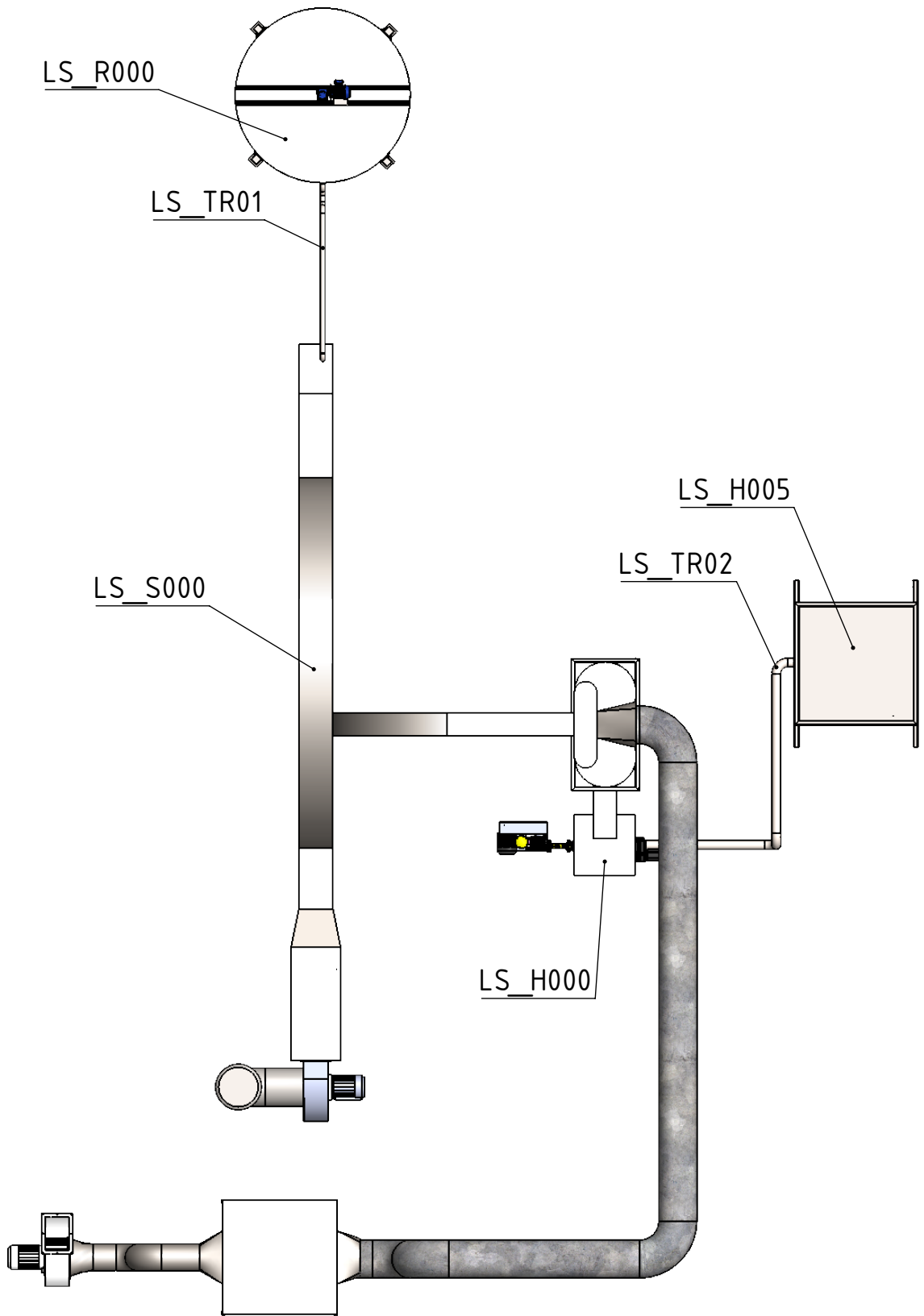
	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus	U.T.N. F.R.C.U.	
Dibujó	11/09/20	B-C-S	Cobre, Franco Giovanni		
Revisó	11/09/20	B-C-S	Strack, Franco Agustín	Nro de plano: 28	
Aprobó					
Esc. 1:60	LÍNEA DE PROCESO DE PLUMAS VISTA LATERAL				
					
Toler. Rug.					
				CÓDIGO: PE_LP_03	





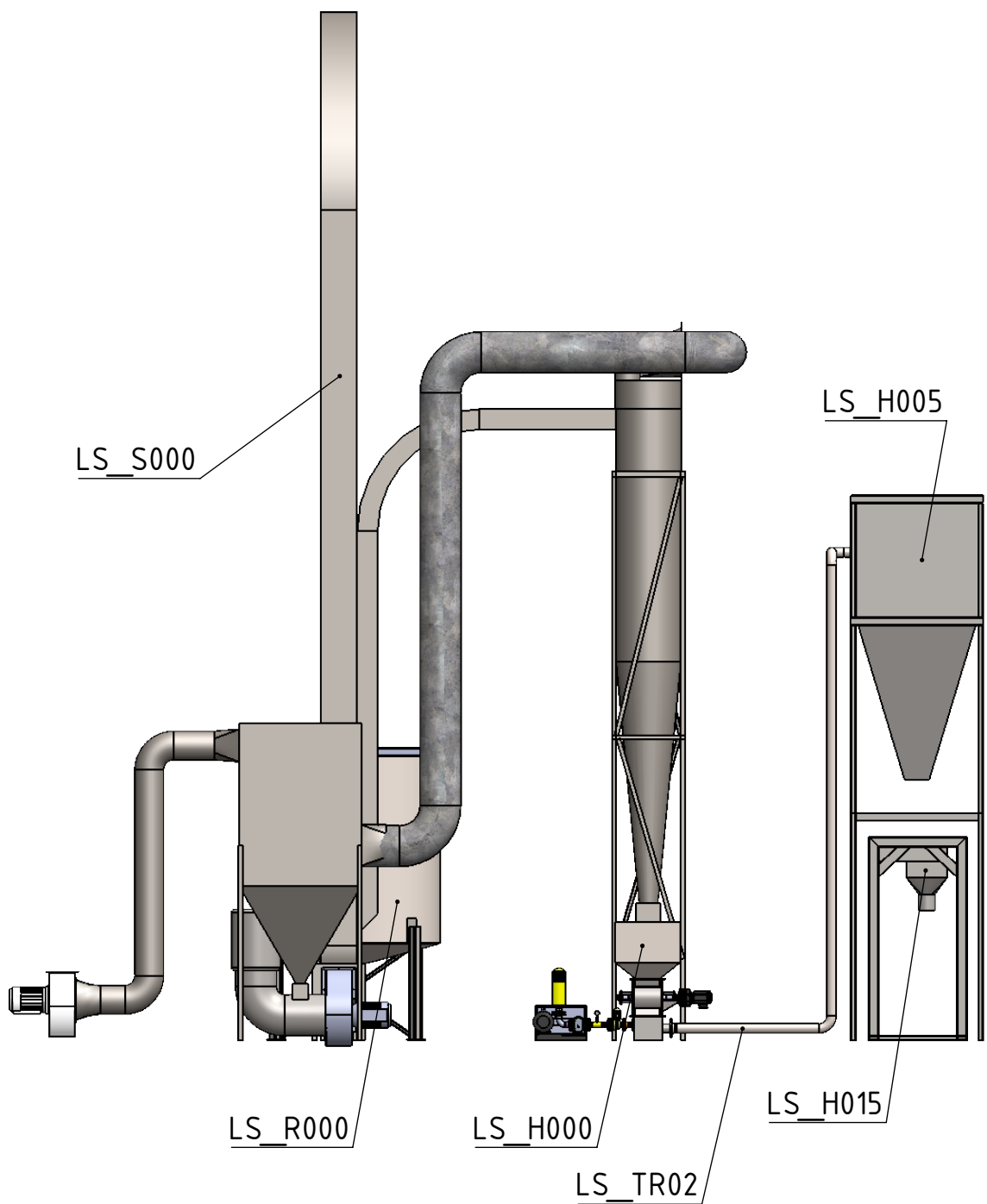
	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus	U.T.N. F.R.C.U.	
Dibujó	11/09/20	B-C-S	Cobre, Franco Giovanni	Nro de plano: 29	
Revisó	11/09/20	B-C-S	Strack, Franco Agustín		
Aprobó					
Esc. 1:80	LÍNEA DE PROCESO DE PLUMAS (DISPOSICIÓN PARA PLANTA DE VÍA MIXTA) VISTA SUPERIOR				
					
Toler. Rug.					
				CÓDIGO: PD_LP_04	





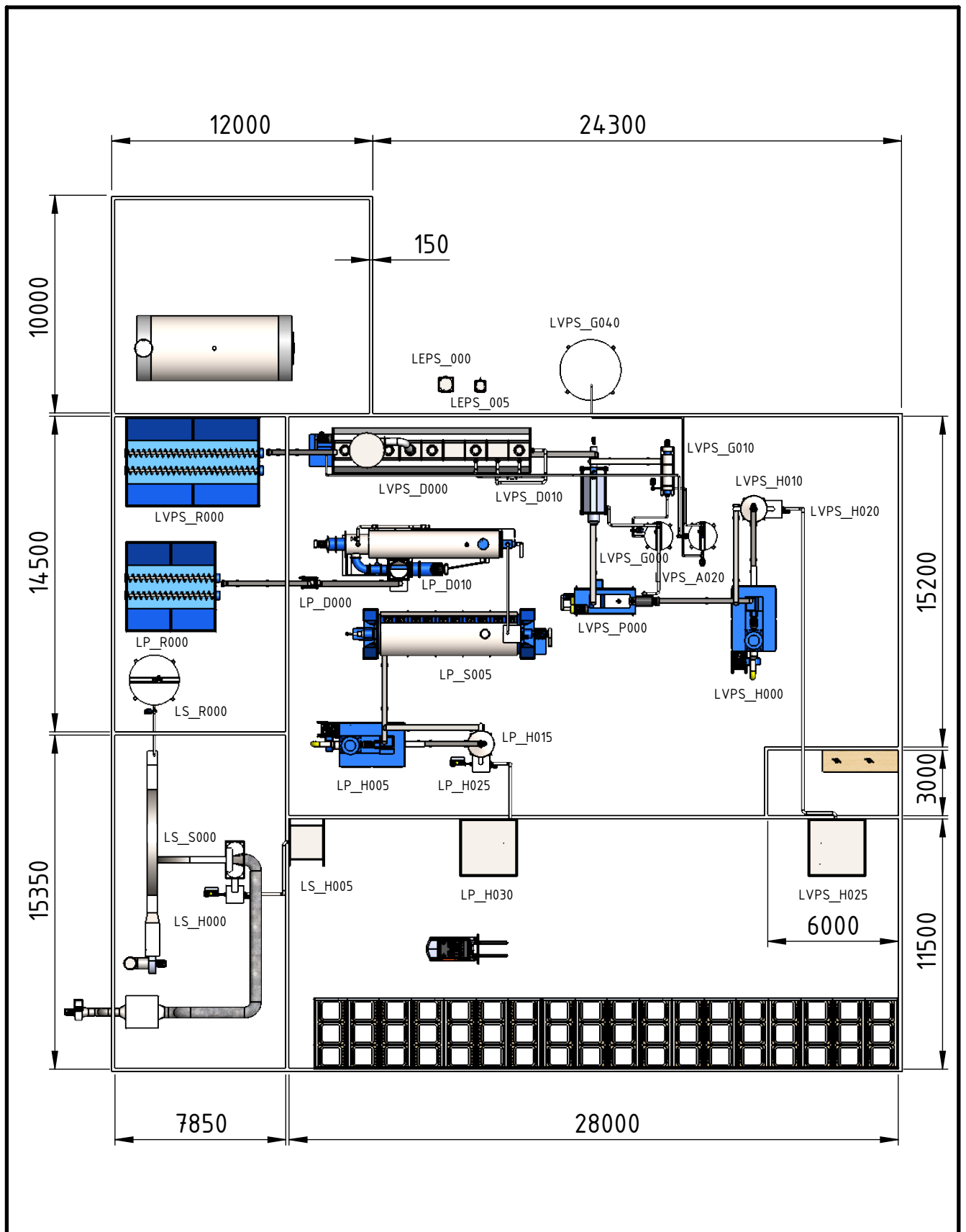
	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U. 
	11/09/20	B-C-S			
	Revisó	11/09/20	B-C-S		
	Aprobó				
	Esc. 1:80	LÍNEA DE PROCESO DE PLUMAS (DISPOSICIÓN PARA PLANTA DE VÍA MIXTA) VISTA LATERAL			Nro de plano: 30
					
	Toler. Rug.				
					CÓDIGO: PD_LP_05





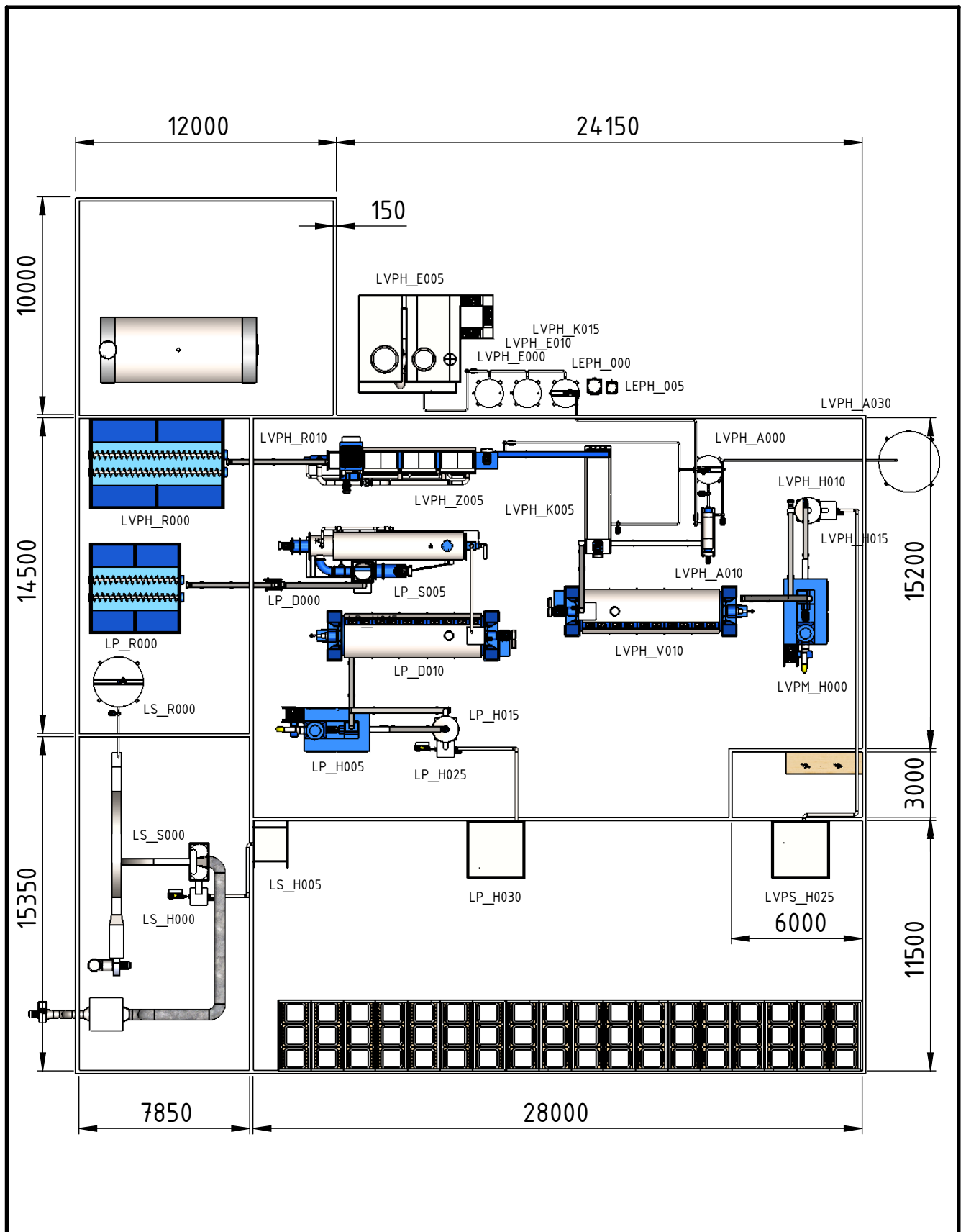
	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	Revisó	11/09/20	B-C-S			
	Aprobó	11/09/20	B-C-S			
	Esc. 1:80					
	LÍNEA DE PROCESO DE SANGRE VISTA SUPERIOR					
Toler. Rug.					CÓDIGO: PD_LS_03	



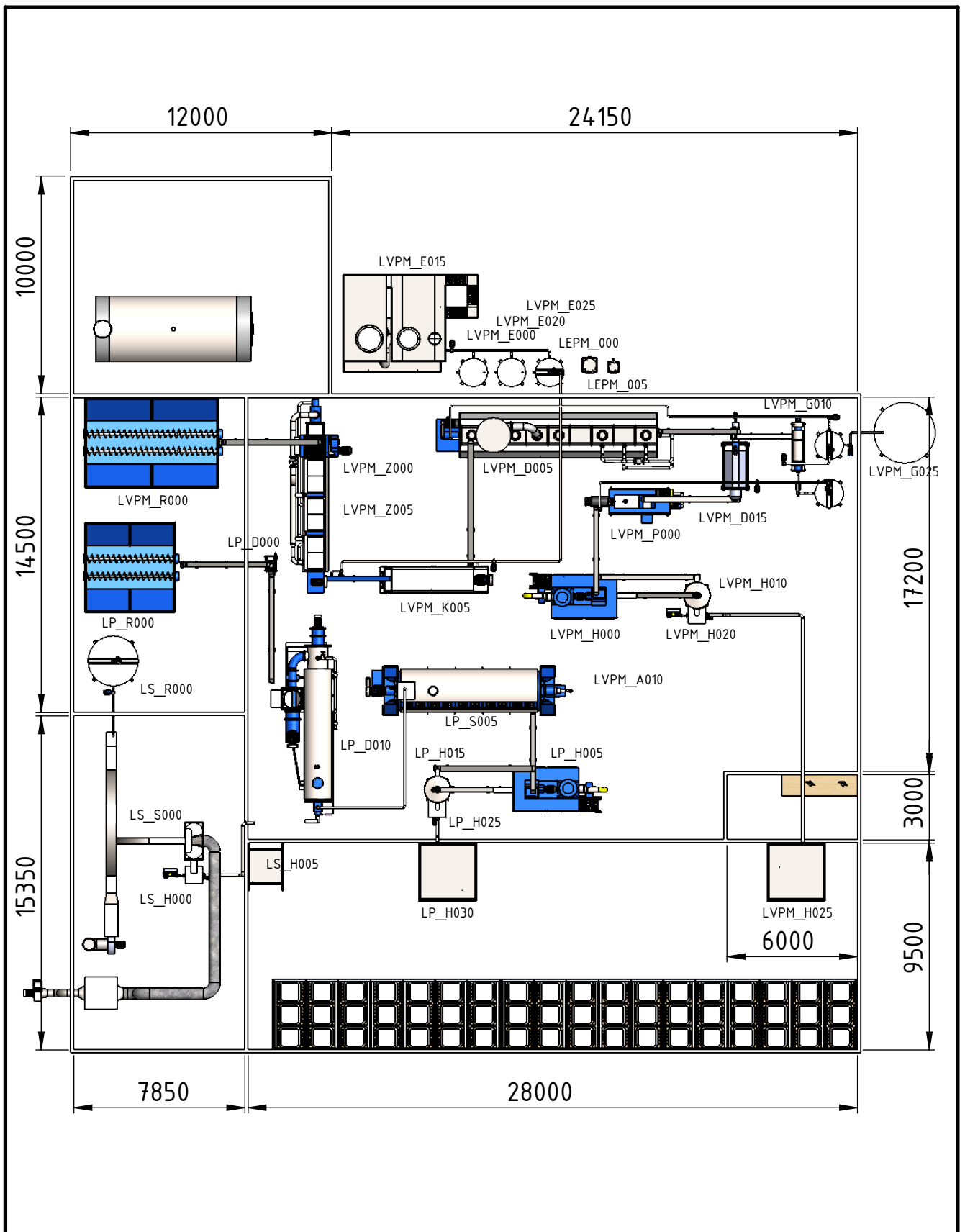
Dibujó Revisó Aprobó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	11/09/20	B-C-S			
	11/09/20	B-C-S			
Esc. 1:80	LÍNEA DE PROCESO DE SANGRE VISTA LATERAL			Nro de plano: 32	
					
Toler. Rug.				CÓDIGO: PD_LS_04	





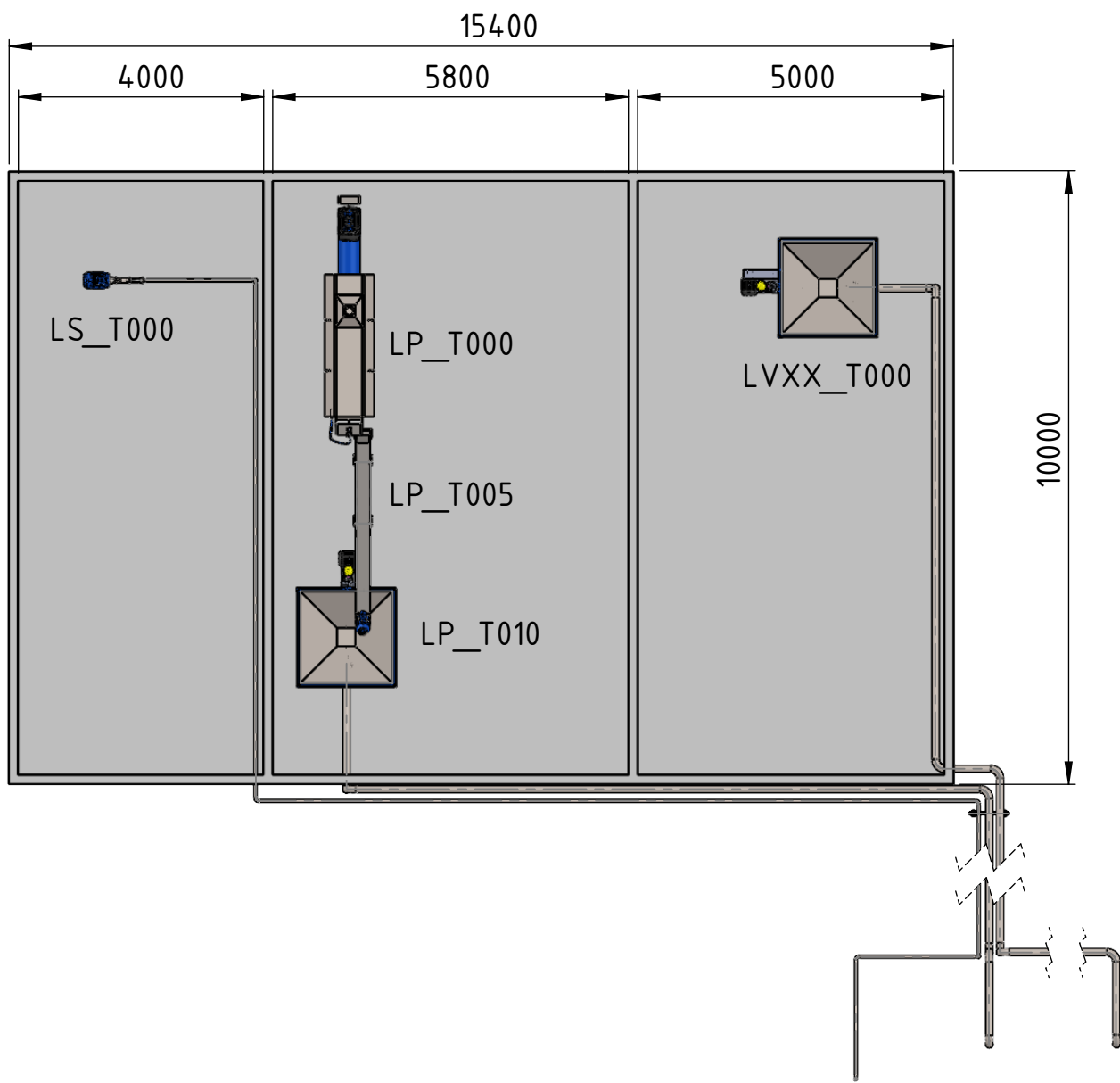
	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
Dibujó	11/09/20	B-C-S			
Revisó	11/09/20	B-C-S			
Aprobó				Nro de plano: 33	
Esc. 1:250	PLANTA DE RENDERING (VÍA SECA) VISTA SUPERIOR				
					
Toler. Rug.					
				CÓDIGO: PD_PS_01	





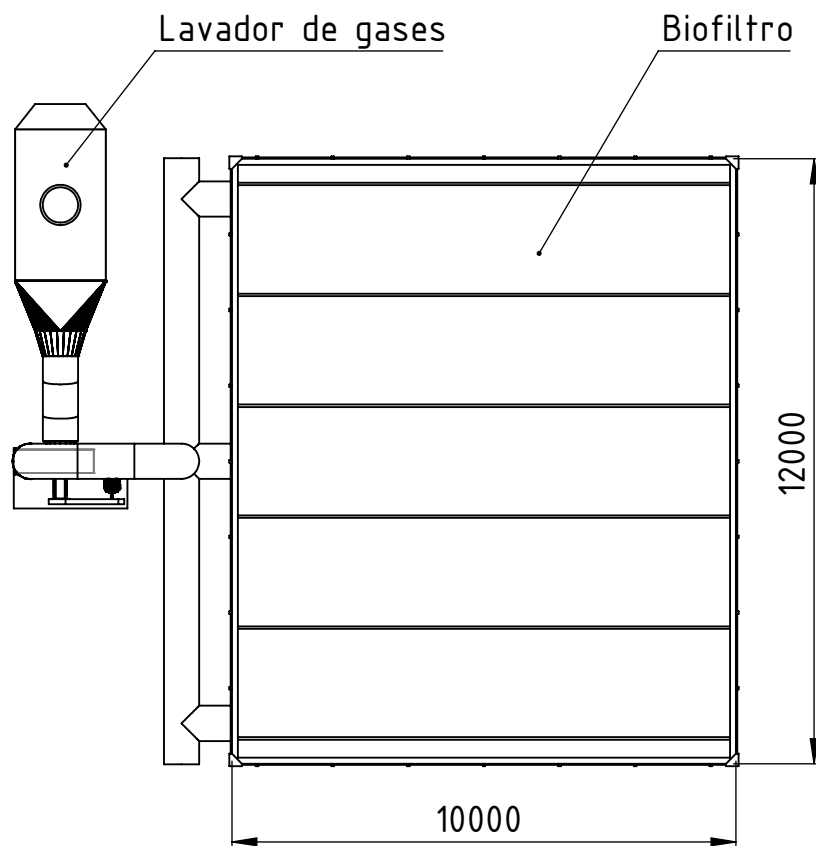
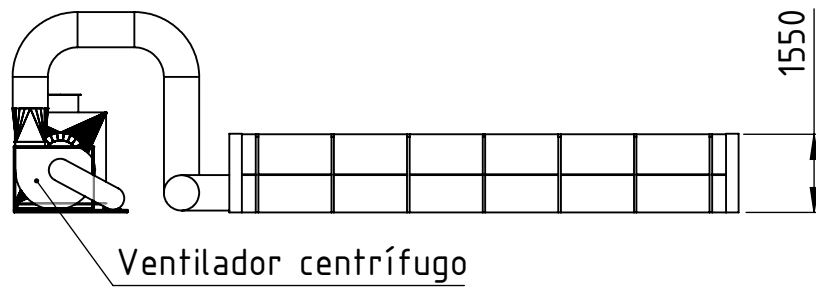
	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	Revisó	11/09/20	B-C-S			
	Aprobó	11/09/20	B-C-S			
Esc. 1:250	PLANTA DE RENDERING (VÍA HÚMEDA) VISTA SUPERIOR				Nro de plano: 34	
					CÓDIGO: PD_PH_01	
Toler. Rug.						





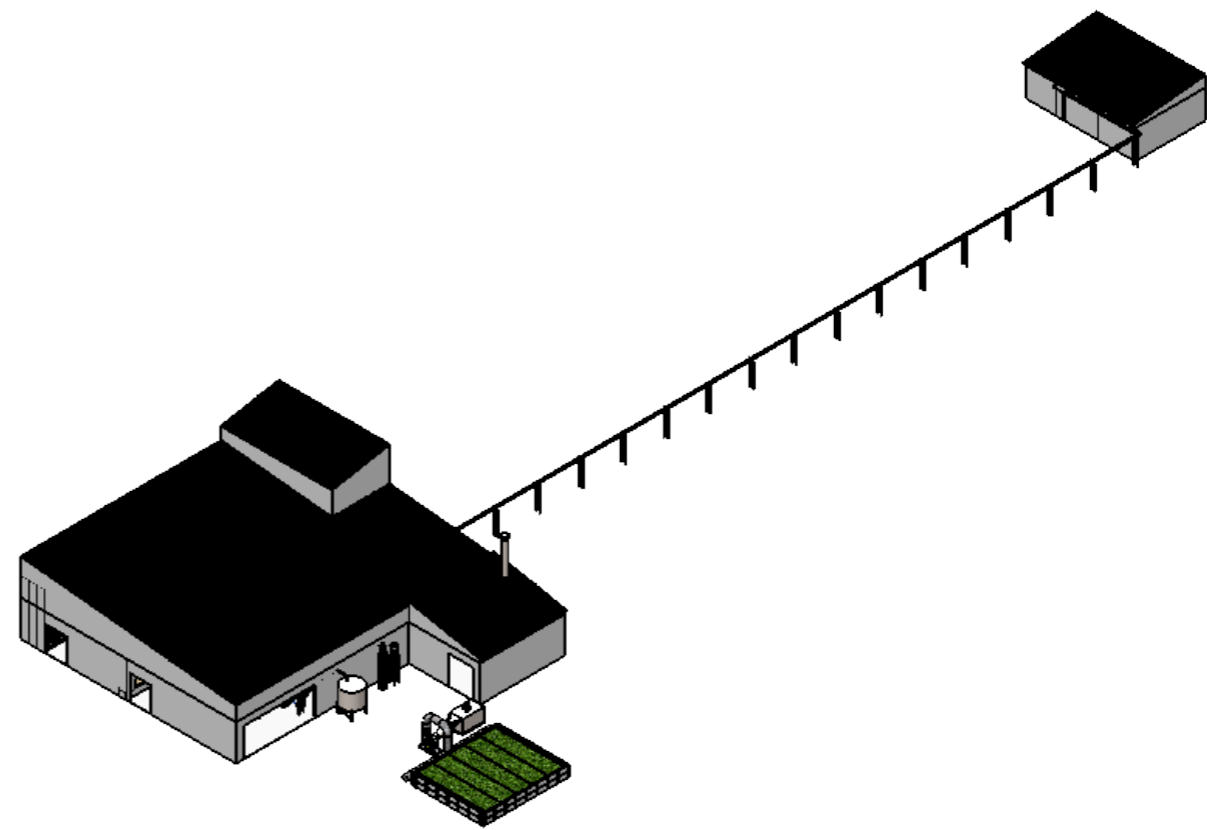
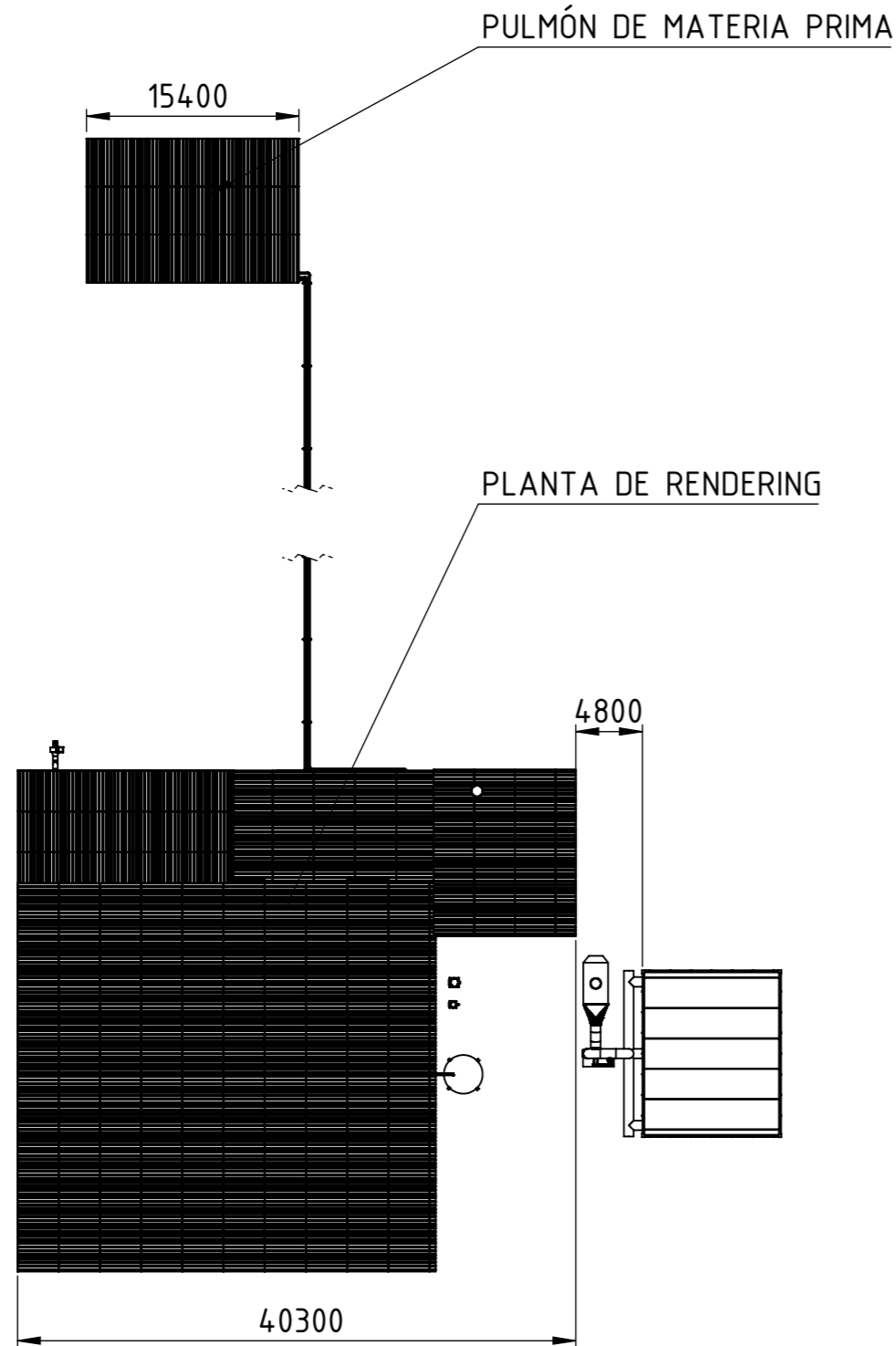
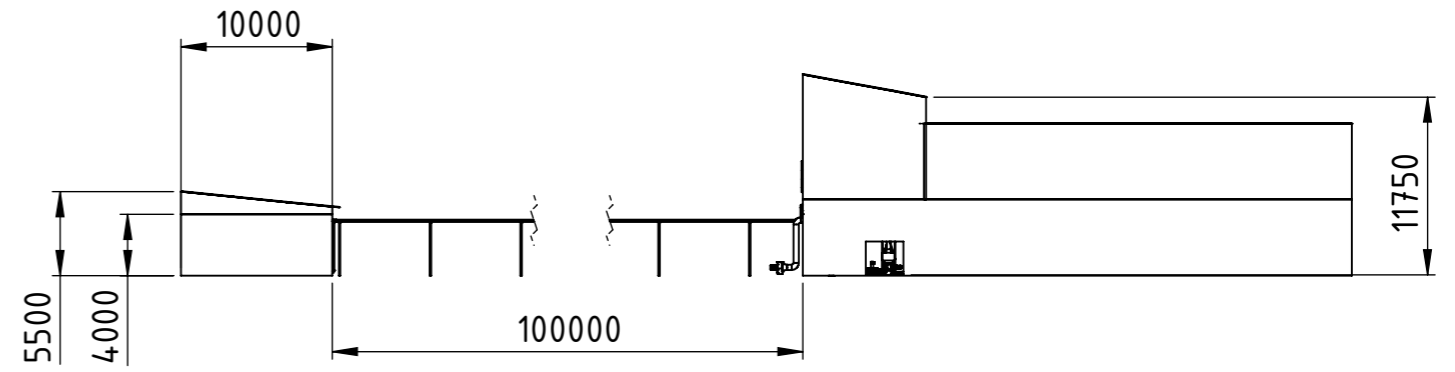
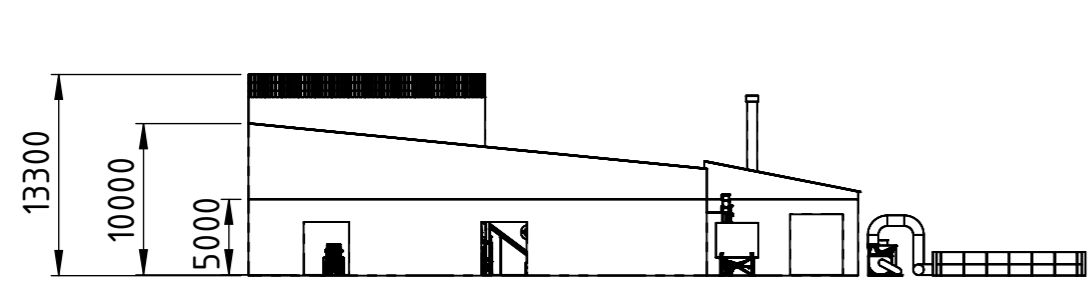
Dibujó Revisó Aprobó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	11/09/20	B-C-S			
	11/09/20	B-C-S			
Esc. 1:250	PLANTA DE RENDERING (VÍA MIXTA) VISTA SUPERIOR			Nro de plano: 35	
					
Toler. Rug.				CÓDIGO: PD_PM_01	



	Dibujó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	Revisó	11/09/20	B-C-S			
	Aprobó	11/09/20	B-C-S			
Esc. 1:110	PLANTA PULMÓN DE MATERIA PRIMA VISTA SUPERIOR				Nro de plano: 36	
					CÓDIGO: PD_XX_01	
Toler. Rug.						



		Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.		
	Dibujó	11/09/20	B-C-S				
	Revisó	11/09/20	B-C-S				
	Aprobó				Nro de plano: 37		
	Esc. 1:150	Sistema de Biofiltración					
							
	Toler. Rug.						
					CÓDIGO: PD_LE_01		



Dibujó Revisó Aprobó	Fecha	Nombre	Proyecto final de carrera Brun, Alan Jesus Cobre, Franco Giovanni Strack, Franco Agustín	U.T.N. F.R.C.U.	
	11/09/20	B-C-S			
	11/09/20	B-C-S			
Esc. 1:500	MEDIDAS GLOBALES DE LA PLANTA DE RENDERIZADO			Nro de plano: 38	
Toler. Rug.				CÓDIGO: PD_PS_02	