

# Trabajo Fin de Grado

## Grado en Ingeniería Química

### Ingeniería Básica para la elaboración de licor destilado a partir de Pimpinella anisum L

Autora: Ana María Naranjo Herrera

Tutora: Custodia Fernández Baco

**Dpto. Ingeniería Química y Ambiental**  
**Escuela Técnica Superior de Ingeniería**  
**Universidad de Sevilla**

Sevilla, 2019





Trabajo de Fin de Grado  
Grado en Ingeniería Química

# **Ingeniería Básica para la elaboración de licor destilado a partir de Pimpinella anisum L**

Autora:

Ana María Naranjo Herrera

Tutora:

Custodia Fernández Baco

Profesora Colaboradora

Dpto. de Ingeniería Química y Ambiental  
Escuela Técnica Superior de Ingeniería  
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2019



*A mi familia y amigos*

*A mis maestros*



# AGRADECIMIENTOS

---

No es el cuándo sino el dónde. No es el cómo sino con quién.

Han sido muchos los resbalones durante el camino. Han sido muchos obstáculos esquivados. Han sido muchas las noches en vela. Han sido muchos los trabajos realizados.

Después de casi 6 años en esta carrera, la gran mayoría sufridos, es el momento final. La entrega y exposición del trabajo que refleja lo aprendido en este tiempo. Momento el cual nunca pensé que llegaría.

Ha sido un camino difícil, sobre todo porque no es una carrera de velocidad, sino de resistencia y no importa si tus compañeros ya están trabajando, acabando el máster, pensando si realizar un doctorado o si tienen unas cuantas asignaturas aún por delante para acabar el grado, lo que importa es que tú lo hagas como quieras y cuando quieras. Que no te importe el qué dirán, que solo te importen tus vivencias y tus experiencias.

¿La mejor etapa la universitaria? La más sufrida hasta ahora sin duda, pero también la más satisfactoria y la más independiente.

Me gustaría dedicarle este trabajo a todas aquellas personas que me han acompañado durante estos años:

- Papá, mamá, gracias por confiar en mí y dejarme marcar mi ritmo y mi estilo. Gracias por enorgulleceros de mí por los pasos que estoy dando. También a ti abuela. Gracias por no enfadarte por no tener tiempo de verme.
- También gracias a mi familia elegida, a mis amigos de hace más y menos tiempo. Aquellos dispuestos a estudiar a cualquier hora del día, ya sean las 9 de la mañana o las 2 de la madrugada. Aquellos que tras un examen o un día duro de estudio estaban ahí para hacerte olvidar y te despejan la mente y el alma. Esto va por todas aquellas cervezas a las que no me pude apuntar y todas las fiestas que me tuve que perder.
- Gracias a mis compañeros por hacer de esto una pequeña familia y por ese viaje a Malta cerrando esta maravillosa etapa.
- Gracias a mi tutora Custodia por su tiempo y dedicación, por disponer siempre de un hueco para resolverme las dudas, ya sea en el despacho o por correo.
- Gracias también a mí misma. Por no desistir y siempre creer en mí.

*Ana María Naranjo Herrera*

*Septiembre 2019*



# RESUMEN

---

En este proyecto se ha llevado a cabo la ingeniería básica para la elaboración de un licor anisado a partir de las semillas de *Pimpinella Anisum* L, también llamada matalahúva.

En España el consumo de estos licores se ha incrementado en un 4,4% en el último año, colocándose la 6ª bebida espirituosa más consumida. Para llevarlo a cabo, se diseña una planta para la producción de 900 litros anuales.

El alambique es el equipo principal de este proceso, por ser donde se lleva a cabo la extracción del aceite esencial de dicha semilla, el anetol mediante una disolución del 33.3%v/v de etanol en agua, y donde ocurre a su vez la destilación de la mezcla etílica.

Seguidamente hay que acondicionar dicha corriente para cumplir con las especificaciones técnicas de los dos tipos de productos a obtener, el anís seco, con 50g/l de azúcares y 1,75g/l de aceites, y el dulce, con 260g/l de azúcares y 1,25g/l de aceites. De esta manera, la producción se dividirá en 450 litros anuales del licor seco y 450 para el dulce.

A su vez, se estudiará la viabilidad de implantar una propuesta de mejora asociada a modificar la procedencia del etanol que se emplea en la planta. La versión inicial emplea etanol comercial de 96%v/v para posteriormente disminuir su concentración al 33%v/v, se propone la obtención de la corriente de 33%v/v a partir de una corriente de vino a la que se la somete a una destilación flash.



# ABSTRACT

---

In this project the basic engineering has been carried out for the elaboration of an aniseed liquor from the seeds of *Pimpinella Anisum* L, also called matalahúva.

In Spain, the consumption of these liquors has increased by 4.4% in the last year, placing the 6th most consumed spirit drink. To carry it out, a plant for the production of 900 liters per year is designed.

The still is the main equipment of this process, because it is where the essential oil is extracted from said seed, anethole through a solution of 33.3% v/v ethanol in water, and where distillation occurs of the ethyl mixture.

Next, the current must be conditioned to meet the technical specifications of the two types of products to be obtained, dry anise, with 50g/l of sugars and 1.75g/l of oils, and sweet, with 260g/l of sugars and 1.25g/l of oils. In this way, production will be divided into 450 liters per year of dry liquor and 450 for sweet.

In turn, the feasibility of implementing a proposal for improvement associated with modifying the origin of ethanol used in the plant will be studied. The initial version uses commercial ethanol of 96% v/v to subsequently reduce its concentration to 33% v/v, it is proposed to obtain the current of 33% v/v from a wine stream to which it is subjected to a flash distillation



<b>Agradecimientos</b>	<b>vii</b>
<b>Resumen</b>	<b>ix</b>
<b>Abstract</b>	<b>xi</b>
<b>Índice</b>	<b>xiii</b>
<b>Índice de Tablas</b>	<b>xv</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>xvii</b>
<b>1 Alcance y objetivos</b>	<b>21</b>
<b>2 Introducción</b>	<b>22</b>
2.1 Aguardiente	24
2.2 Selección de la materia prima	25
2.3.1. Pimpinella anisum L.	25
2.3.2. Bebidas anisadas	27
2.3 Análisis de mercado	28
<b>3 Memoria descriptiva y justificativa</b>	<b>31</b>
3.1 Recepción de la materia prima	31
3.2 Alambique y almacenamiento de las corrientes	32
3.2.1 Extracción	33
3.3 Acondicionamiento del producto	33
3.4 Caldera	34
<b>4 Memoria de cálculo</b>	<b>37</b>
4.1 Balance de materia	37
4.1.1 Alambique	37
4.1.2 Acondicionamiento del producto	40
4.2 Balance de energía	41
4.2.1 Alambique	41
4.2.2 Caldera	42
4.2.3 Intercambiadores de calor	45
4.3 Diseño de los equipos	46
4.3.1 Alambique	46
4.3.2 Equipos de intercambio de calor	47
4.3.3 Bombas	50
4.3.4 Depósitos	53
4.3.5 Batidora	53
4.4 Mejora de la instalación	54
<b>5 Mediciones y presupuestos</b>	<b>56</b>
5.1 Coste de los equipos	56
5.1.1 Correlaciones de costes	56
5.1.2 Método de Williams	56
5.1.3 Parámetros característicos y resultados	57
5.2 Coste total de la planta	60
5.3 Cálculo de los índices de rentabilidad	60
5.3.1 Cálculo del VAN	62
5.3.2 Cálculo de la TIR	62
5.3.3 Cálculo del PB	62
5.4 Comparación de ambos procesos	63

<b>6</b>	<b>Hojas de especificaciones</b>	<b>64</b>
<b>7</b>	<b>Anexos</b>	<b>66</b>
	Anexo I. Intercambiadores carcasa y tubo.	66
	Anexo II. Catálogo de bombas.	68
	Anexo IV. Catálogo de depósitos.	69
	Anexo V. Catálogo de agitadores.	70
	Anexo VI. Catálogo de filtros prensa.	70
	Anexo VII. Código EES de los distintos equipos	71
<b>8</b>	<b>Referencias</b>	<b>81</b>

# ÍNDICE DE TABLAS

---

Tabla 2.1 Tipos de bebidas espirituosas [2].	22
Tabla 2.2 Composición química del anís [6].	26
Tabla 2.3 . Análisis químico del anís [7].	26
Tabla 2.4 Propiedades fisicoquímicas de la esencia de anís [7].	26
Tabla 2.5 Bebidas alcohólicas anisadas según su geografía [10].	28
Tabla 2.6 Evolución del consumo de bebidas espirituosas en España [11].	28
Tabla 2.7 Evolución del comercio interior y exterior [12].	29
Tabla 3.1. Especificaciones del anís dulce y anís seco.	33
Tabla 3.2 Comparación de distintos combustibles [19].	34
Tabla 3.3 Composición del Gas Natural [20].	34
Tabla 4.1. Datos de equilibrio de la mezcla etanol-agua.	39
Tabla 4.2. Solución del balance de materia.	40
Tabla 4.3. Especificaciones de los productos.	41
Tabla 4.4. Concentración de aceites esenciales en los productos.	41
Tabla 4.5. Resultados del diseño del alambique.	42
Tabla 4.6. Resultados del balance en el conjunto caldera-economizador.	44
Tabla 4.7. Calor intercambiado y temperaturas en el horno.	45
Tabla 4.8. Caudales de combustible y agua necesarios para llevar a cabo el proceso.	45
Tabla 4.9. Condiciones del vapor de calefacción.	45
Tabla 4.10. Condiciones del agua de condensación.	46
Tabla 4.11. Dimensiones del pota del alambique.	46
Tabla 4.12. Dimensiones del equipo.	46
Tabla 4.13. Análisis de las posibles velocidades de circulación del condensador E-102.	49
Tabla 4.14. Velocidades finales obtenidas para el condensador E-102.	49
Tabla 4.15. Relación de velocidades y diámetros del intercambiador E-101.	50
Tabla 4.16. Resultado del diseño de los intercambiadores.	50
Tabla 4.17. Pérdidas de carga en distintos puntos del sistema.	51
Tabla 4.18. Potencia teórica de las distintas bombas.	51
Tabla 4.19. Altura neta positiva de succión disponible de las distintas bombas.	52
Tabla 4.20. Altura neta positiva de succión requerida de las distintas bombas.	52
Tabla 4.21. Valores obtenidos del diseño de las bombas.	52
Tabla 4.22. Diseño de los depósitos de la instalación.	53
Tabla 4.23. Dimensiones de la batidora industrial.	53
Tabla 4.24. Balance de energía en el intercambiador E-103.	54
Tabla 4.25. Diseño del intercambiador E-103.	54
Tabla 4.26. Diseño del tanque TK-108.	55

Tabla 4.27. Calor y combustible necesario para obtener el vapor usado en E-103.	55
Tabla 5.3. Capacidad o tamaño de cada equipo [27].	57
Tabla 5.4. Parámetros característicos de cada equipo $K_i$ [27].	57
Tabla 5.5. Parámetros característicos de cada equipo $C_i$ [27].	57
Tabla 5.6. Correlación de coste empleada para cada equipo [27].	58
Tabla 5.7. Parámetros característicos de cada equipo $B_i$ [27].	58
Tabla 5.8. Coste de los equipos.	59
Tabla 5.9. Factores del método de Chilton [27].	60
Tabla 5.10. Valores de interés para calcular los ingresos anuales.	61
Tabla 5.11. Cálculo de los flujos de caja (FNC).	61
Tabla 5.12. Resultado del VAN en las condiciones iniciales.	62
Tabla 5.13. Resultado de la TIR en las condiciones iniciales.	62
Tabla 5.14. Resultado del PB en las condiciones iniciales.	63
Tabla 5.1. Gasto asociado a introducir una carga en el alambique por el proceso inicial.	63
Tabla 5.2. Gasto asociado a introducir una carga en el alambique por el proceso de mejora.	63

# ÍNDICE DE FIGURAS

---

Figura 2.1. Molécula de etanol.	23
Figura 2.2. Aspecto de la planta y la semilla del anís.	25
Figura 2.3. Mercado total de bebidas espirituosas en España en ventas por volumen [11].	29
Figura 2.4. Evolución del comercio interior del anís en España [12].	29
Figura 2.5. Evolución del comercio exterior del anís en España [12].	30
Figura 2.6. Evolución de las bebidas espirituosas en el año 2018 respecto del año anterior [13].	30
Figura 3.1. Diagrama de bloques.	31
Figura 3.2. Alambique de cobre.	32
Figura 3.3. Diagrama de flujo del proceso.	35
Figura 4.1. Diagrama temperatura-composición de la mezcla etanol-agua.	38
Figura 4.2. Método gráfico de para obtener la cantidad final de mezcla en el alambique.	39
Figura 4.3. Evolución de las temperaturas.	47
Figura 4.4. Diagrama entalpía-composición másica para el sistema etanol-agua a la presión de 1 bar.	55



# 1 ALCANCE Y OBJETIVOS

---

El objeto de este proyecto es la realización de la Ingeniería Básica de una planta industrial de producción de 900 litros anuales de aguardiente de anís a partir de Pimpinella Anisum L. Dicha producción se dividirá en dos para elaborar dos anises distintos, el seco y el dulce.

El alcance del Proyecto comprende:

- La elaboración de un diagrama de flujo (PFD) que represente el proceso descrito, quedando fuera del alcance la realización del P&ID, y los conceptos relacionados con la instrumentación y el control de la planta.
- La descripción de los equipos a implantar.
- La resolución de los balances de materia y energía de las corrientes mencionadas en el PFD.
- El análisis económico para valorar la viabilidad de la planta.
- La comparación de la viabilidad técnica y económica de realizar la elaboración del anís a partir de las semillas de matalahúva con una disolución de agua y alcohol, siendo el caso habitual obtener la disolución a partir de alcohol 96%v/v comercial u obtener dicha disolución mediante la destilación flash a una corriente de vino excedente de otra zona de la instalación.

## 2 INTRODUCCIÓN

La elaboración del aguardiente tiene como principal objetivo obtener una bebida de alta graduación mediante la destilación de otra de bajo contenido alcohólico. Para llegar a obtener ron, por ejemplo, no es suficiente con fermentar la caña de azúcar puesto que la graduación alcohólica máxima que se presenta tras un proceso de fermentación no es superior al 8 – 12%v/v. Esto se debe a que el etanol inhibe la división celular de las moléculas de azúcar [1].

Por ello, cualquier fruta o fruto con cierta cantidad de azúcar es capaz de formar etanol en condiciones determinadas de presión y temperatura dejándole un tiempo de residencia, pero de ninguno se puede obtener etanol en más de un 12%v/v por el motivo detallado.

A continuación, se exponen distintas bebidas espirituosas en función de la materia prima de la que procede y del proceso con el que se elaboran, pudiéndose observar el envejecimiento que se lleva a cabo y el contenido volumétrico de alcohol etílico.

Tabla 2.1 Tipos de bebidas espirituosas [2].

Nombre	Origen del etanol	Envejecimiento	Graduación (%v/v)
Brandy	Uvas/Vino	Envejecimiento en roble	36 a 45
Whisky	Cereales	Envejecimiento	40
Ron	Caña de azúcar	Con o sin envejecimiento	40
Ginebra	Melazas de remolacha	Sin envejecimiento	40
Vodka	Patatas	Sin envejecimiento	40
Anís	Melazas de remolacha	Sin envejecimiento	35
Licores	Melazas de remolacha	Sin envejecimiento	12 a 15

En la Tabla 2.1 se puede observar como a partir de distintas materias vegetales tales como la uva, el cereal o la remolacha se pueden obtener cierta graduación alcohólica y, como se ha explicado antes, se aumenta su concentración haciendo uso de la destilación.

Existen muchos tipos de bebidas alcohólicas que se pueden clasificar de diversas formas [2]:

- Según su grado alcohólico.
- Según su procedimiento de elaboración.
- Según sus sabores.
- Según sus ingredientes empleados.
- etc.

Se conoce como bebida espirituosa a aquella bebida alcohólica [3]:

- a) destinada al consumo humano;
- b) poseedora de unas cualidades organolépticas particulares;
- c) con un grado alcohólico mínimo de 15%v/v
- d) producida
  - i. bien directamente, mediante la destilación, en presencia o no de aromas, de productos fermentados de modo natural, y/o la maceración o procedimientos similares de materias primas vegetales en alcohol etílico de origen agrícola y/o destilados de origen agrícola, y/o las bebidas

espirituosas en el sentido del presente Reglamento, y/o la adición de aromas, azúcares u otros productos edulcorantes enumerados en el punto 3 del anexo I y/u otros productos agrícolas y/o alimenticios al alcohol etílico de origen agrícola y/o a destilados de origen agrícola y/o a bebidas espirituosas según la definición del presente Reglamento,

- ii. o bien por mezcla de una bebida espirituosa con uno o más de los siguientes productos:
- otras bebidas espirituosas, y/o
  - alcohol etílico de origen agrícola o destilados de origen agrícola, y/u
  - otras bebidas alcohólicas, y/o
  - bebidas.

Se conoce como alcohol etílico o vínico (base fundamental de los licores) a aquel que procede de la destilación, redestilación o rectificación de líquidos obtenidos de materias vegetales y que hayan sufrido un proceso de fermentación alcohólica. No deben tener olores ni sabores extraños.

Se adjunta la Figura 2.1 en la que se puede observar la forma de la molécula de etanol donde las esferas grises representan los átomos de carbono, los blancos los de hidrógeno y el rojo al átomo de oxígeno, siendo por tanto su forma molecular de  $C_2H_5OH$ .

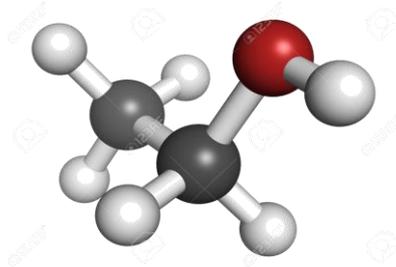


Figura 2.1. Molécula de etanol.

El etanol es un líquido incoloro, volátil, combustible y con un punto de ebullición de 78°C. Es el componente principal de todas las bebidas alcohólicas [4].

Ciertas bebidas son el resultado de la fermentación producida por hongos o microbios, llamados levaduras (generalmente de la especie *Saccharomyces cerevisiae*), al alimentarse de los azúcares, convirtiéndolos en etílico y gas carbónico en una reacción exotérmica. Otras simplemente se obtienen tras poner en contacto el alcohol vínico con la sustancia que le aportará sabor y aroma.

Mediante la destilación, puede separarse el alcohol del resto de componentes.

Según su graduación y tratamiento se distinguen [2]:

- **Aguardientes simples.** Proceden de la destilación de materias vegetales, que le aportan el aroma y sabor. Su graduación alcohólica debe estar comprendida entre 30-80 %v/v. En función de las materias primas y el proceso de obtención destacan los aguardientes de vino, orujo, caña, melazas de caña, frutas, sidra y cereales.
- **Aguardientes compuestos.** Cuando presentan aromas, colores o sabores distintos del aguardiente simple original por la adición de sustancias maceradas o de infusiones de productos vegetales, esencias, azúcares u otras bebidas alcohólicas. Se distingue dentro de este grupo:
  - **Alcoholes destilados.** Aquellos cuya graduación está comprendida entre 80-96%v/v.
  - **Alcoholes rectificadas.** Se obtienen mediante destilación y rectificación de aguardientes y alcoholes destilados. Su riqueza alcohólica ha de ser superior al 96%v/v.

Es por ello que, si para elaborar licor de cerezas se obtiene el etanol de la caña de azúcar, por ejemplo, se considera dentro del grupo de aguardientes compuestos mientras que si el etanol se obtiene de la propia cereza está dentro de los aguardientes simples.

## 2.1 Aguardiente

Existen decretos y especificaciones nacionales e internacionales que dividen a los aguardientes en dos categorías [5]:

- Licores destilados. Poseen un contenido alcohólico de 30 – 50 %v/v y son producidos por la destilación de los carbohidratos contenidos en distintos productos agrícolas. Su sabor está caracterizado tanto por los compuestos aromáticos de la materia prima como por la destilación, el almacenamiento y el envejecimiento.
- Licores. Tienen un contenido mínimo del 15%v/v de etanol y 100g/L de azúcar. Se producen por la aromatización del etanol de origen agrícola, destilados de origen agrícola o bebidas alcohólicas con sustancias vegetales como hierbas, frutas, chocolate, aceites esenciales destilados por vapor, etc.

La diferencia entre el etanol de origen agrícola y los destilados de origen agrícola se refleja en las siguientes definiciones [3]:

1. Alcohol etílico de origen agrícola. Posee las siguientes propiedades:

- Características organolépticas: sin sabor perceptible ajeno a la materia prima.
- Grado alcohólico mínimo de 96 % v/v.
- Valor máximo de elementos residuales:
  - i) acidez total, expresada en gramos de ácido acético por hectolitro de alcohol a 100 % vol: 1,5.
  - ii) ésteres, expresados en gramos de acetato de etilo por hectolitro de alcohol a 100 % vol: 1,3.
  - iii) aldehídos, expresados en gramos de acetaldehído por hectolitro de alcohol a 100 % vol: 0,5.
  - iv) alcoholes superiores, expresados en gramos de metil-2 propanol-1 por hectolitro de alcohol a 100 % vol: 0,5.
  - v) metanol, expresado en g/hl de alcohol a 100 % vol: 30.
  - vi) extracto seco, expresado en g/hl de alcohol a 100 % vol: 1,5.
  - vii) bases nitrogenadas volátiles, expresadas en gramos de nitrógeno por hectolitro de alcohol a 100 % vol: 0,1.
  - viii) furfural: no detectable

2. Destilado de origen agrícola.

- El líquido alcohólico obtenido de la destilación, previa fermentación alcohólica, de uno o varios de los productos agrícolas que figuran en el anexo I del Tratado CE y que no presenta las características del alcohol etílico ni de una bebida espirituosa, pero que ha conservado un aroma y un sabor procedentes de la o las materias primas utilizadas.
- Cuando se haga referencia a la materia prima utilizada, el destilado deberá obtenerse exclusivamente a partir de dicha materia prima.

Se observa que una clara diferencia entre ambos productos es el sabor de la materia prima con la que están hechos: para el caso del alcohol etílico el sabor de la materia prima no es perceptible, todo lo contrario que en el caso del destilado.

Además de este motivo, las diferencias percibidas en la degustación del aguardiente se deben a compuestos presentes en bajas concentraciones. En función del proceso en el que dichos compuestos aporten sus características, se distinguen distintos tipos de aromas [6]:

- Aroma primario. La materia prima contiene dicha sustancia.
- Aroma secundario. Formado durante los procesos fermentativos o en la destilación.

- Aroma terciario. Se forma en las etapas de maduración y envejecimiento donde el licor adopta aromas a madera, por ejemplo, si se ha almacenado en barriles de madera o de cobre si se almacena en tanque fabricados con dicho material.

Es por ello que si se pretende obtener un licor con aromas únicamente procedentes de un fruto o fruta en cuestión, habrá que prestar especial atención en que el etanol se obtenga de dicha materia o que provenga de alcohol etílico de origen agrícola y además a su lugar de almacenaje.

## 2.2 Selección de la materia prima

Existe una gran variedad de frutos con los que obtener aguardiente, siendo el más común el anís o anís verde (*Pimpinella anisum L.*). Sin embargo, también son comunes aquellos elaborados con uvas, pasas, cerezas o batatas [2].

Esta elección depende de la localización del emplazamiento, debido a las condiciones climatológicas en las que sobreviven determinados vegetales, del consumo del producto, de la cantidad de empresas que se dedican a ello en la zona y de un largo etcétera.

En la España central es muy común la existencia de Cerezos, como en el Valle del Jerte, cuyo aguardiente fue nombrado el mejor aguardiente del año 2018. El municipio de Cazalla de la Sierra (Sevilla) es famoso por la elaboración de aguardientes de Anís o por la elaboración de aguardientes de Guindas.

Por ello, se ha decidido realizar la Ingeniería Básica sobre la elaboración de aguardientes anisados. Su implantación será en la provincia de Sevilla.

### 2.3.1. *Pimpinella anisum L.*

Popularmente se le conoce como anís, anís verde, matalahúva o matalahúga. Es una planta anual que ronda los 50 cm de altura. Sus flores son blancas, como se puede observar en la Figura 2.2, y sus semillas pequeñas, oscilando entre el verde y el amarillo en función del grado de maduración.



Figura 2.2. Aspecto de la planta y la semilla del anís.

Entre los principales productores se encuentran Turquía, China, India, México, España y otros países cálidos, siendo el anís de mejor calidad el procedente de España. Es originaria de Oriente Medio, donde crece silvestre. Debe ser plantado al sol y no prospera en lugares sombríos u orientados hacia el este. Debe estar protegido de heladas y del viento [6].

Siguiendo la Tabla 2.2, se puede obtener la composición química de la semilla que presenta valores del 15%v/v de humedad o del 10%v/v en cenizas. Esto quiere decir que tras procesos de secado donde la temperatura ronda los 105°C, la semilla de anís disminuye su volumen en un 15% y que tras su quema, en torno a los 550°C, permanecerá el 10%v/v del mismo.

Tabla 2.2 Composición química del anís [6].

<b>Componentes</b>	<b>Valor (% v/v)</b>
Humedad	15
Cenizas totales (500-550°C)	10
- Solubles en HCl al 10%v/v	2
Sílice	2
Esencia	1,5
Fibra bruta	25

A continuación, se muestra la composición química del anís y las propiedades fisicoquímicas de su aceite esencial.

Como indica la Tabla 2.3 es una semilla con elevados valores proteicos y de fibra, rondando el 15%v/v. A su vez, su contenido en grasa es mínimo mientras que su volumen en carbohidratos es de la mitad del mismo.

Tabla 2.3 . Análisis químico del anís [7].

<b>Componentes</b>	<b>Cantidad (% v/v)</b>
Agua	9,54
Proteína	17,6
Grasa	0,02
Fibra	14,6
Carbohidratos	50

En la tabla 2.4 se muestran propiedades físicas de las semilla que tienen especial interés a la hora de diseñar el proceso, puesto que se dan valores de la densidad relativa o el anetol, que es el aceite esencial de la misma, esenciales para determinar el rendimiento de la semilla o su volumen desplazado.

Tabla 2.4 Propiedades fisicoquímicas de la esencia de anís [7].

<b>Componentes</b>	<b>Cantidades</b>
Densidad relativa (20°C)	0,98 – 0,99
Índice de refracción (20°C)	1,552 – 1,56
Desviación polarimétrica (20°C)	-2°C – +2°C
Solubilidad en alcohol etílico (70%v/v)	2%v/v
Punto de congelación	15 – 18°C
Anetol	80 – 90

Esta semilla posee fantásticas propiedades medicinales, por lo que es muy cultivada para usarla como condimento, expectorante suave o en enfermedades dispépticas, también llamada ingestión. Su aceite esencial es el anetol, que posee una actividad fungicida, sea cual sea su concentración, y una fuerte actividad bacteriana.

Por otro lado, se ha demostrado además que los extractos de etanol, agua y anís verde ejercen acciones relajantes [8].

### 2.3.2. Bebidas anisadas

Son aquellas obtenidas de la aromatización de un alcohol etílico de origen agrícola con extractos naturales de anís estrellado, anís verde, hinojo o de cualquier otra planta que contenga el mismo constituyente aromático principal, por uno de los procedimientos siguientes o una combinación de ellos [3]:

- i) maceración o destilación,
- ii) redestilación del alcohol con presencia de las semillas u otras partes de las plantas mencionadas anteriormente,
- iii) adición de extractos destilados naturales de plantas anisadas.

A su vez, el grado alcohólico mínimo será de 15 % v/v y podrán utilizarse como complemento otros extractos vegetales naturales o semillas aromáticas siempre que el sabor del anís siga siendo el predominante.

También se considera anís el preparado por dilución de aceites esenciales obtenidos del anís verde, o de la badiana (fruto del anís estrellado), con o sin dilución de azúcares y de otras sustancias naturales de origen vegetal.

Como definiciones complementarias se pueden observar [2]:

- Anís. Fruto sano, limpio y desecado (semilla) de color verdoso y proveniente de la planta *Pimpinella anisum*, también denominada matalahúva o matalahúga.
- Badiana o anís estrellado. Fruto capsular sano, limpio y desecado, de forma de estrella y proveniente del árbol *Illicium rerum*.
- Aceite esencial natural. Obtenido mediante la destilación de cualquiera de las semillas anteriores. Posee un peso específico en torno a 0,985 a 25°C y un punto de fusión entre 20 – 23°C.
- Alcoholes. Para la elaboración del anís se usa cualquier tipo de alcohol etílico siempre que sea de buena calidad y cumplan todos los requisitos para su consumo estipulados en el Real Decreto 164/2014 del 14 de Marzo.

Los aceites esenciales son sustancias aromáticas de base lipídica encontradas prácticamente en todas las plantas, estando ampliamente distribuidos en las distintas partes de la misma. Son los principales constituyentes del aroma y sabor de las especias siendo destilados por arrastre de vapor sencillo, en seco, a vacío u obtenidos por presión en frío.

La cantidad de lípidos dependen de la materia prima y del disolvente usado en la extracción. Las semillas tienen una mayor fracción lipídica que otras partes de la planta [9].

Cabría diferenciar los anises en función de su contenido en azúcares:

- Anís extraseco: Es aquel que tiene una graduación alcohólica comprendida entre 45 y 55%v/v y cuyo contenido en azúcares no podrá rebasar la cifra de 50 gr/. Deberá tener un contenido en aceites esenciales de 2,4 gr/l.
- Anís seco. Posee una graduación alcohólica de entre 35 y 45%v/v y un contenido en azúcares inferior a 50gr/l. Su contenido en aceites esenciales ronda los 1,75gr/l.
- Anís semidulce. Su graduación alcohólica se encuentra sobre el 35 y el 45%v/v. Su contenido mínimo en azúcares es de 50gr/l, pero sin sobrepasar los 260 y un contenido de aceites esenciales de 1,13gr/l.
- Anís dulce. Tiene una graduación alcohólica de unos 35 – 45%v/v. Su contenido en azúcares supera los 260gr/l y su contenido en aceites esenciales ronda los 1,25gr/l.
- Anís escarchado: Es la bebida que tiene una graduación alcohólica comprendida entre 34 y 45%v/v y cuyo contenido en azúcares alcanza la sobresaturación.

Las bebidas anisadas se producen mediante la fermentación de uvas prensadas y otras materias primas. El sabor lo adquieren mediante el uso del anís, el hinojo y/u otras plantas.

En la cuenca del Mediterráneo existen diferentes tipos de bebidas anisadas como Pastis (Francia), Anís (España), Sambuca (Italia) o Arak (Siria).

En la tabla 2.5 se disponen distintos tipos de bebidas anisadas en función del origen de la bebida y de la procedencia en la forma de destilar el anís. Así el anís Paloma, originario de España, se obtiene en Grecia siguiendo la destilación denominada Ouzo de Mitilene. Es decir aunque muchos anises procedan de empresas españolas, pueden tener otras denominación por ser destilados en el extranjero, como es el caso de los anises de la tabla.

Tabla 2.5 Bebidas alcohólicas anisadas según su geografía [10].

<b>Bebidas anisadas</b>	<b>Origen</b>	<b>Anís destilado</b>	<b>Origen</b>
Anís español	España	Ouzo	Chipre, Grecia
Anís Paloma	España	Ouzo de Mitilene	Grecia
Hierbas de Mallorca	España	Ouzo de Plomari	Grecia
Hierbas Ibicencas	España	Ouzo de Kalamata	Grecia
Évora anisada	Portugal	Ouzo de Thrace	Grecia
Cazalla	España	Ouzo de Macedonia	Grecia

## 2.3 Análisis de mercado

El consumo de bebidas espirituosas se incrementó en España durante el año 2017 un 2%, manteniéndose este incremento constante desde el año 2014. En la Tabla 2.6 se puede ver la evolución española del consumo de bebidas espirituosas entre los años citados, en millones de litros anuales. Por ello, parece que cobra sentido el hecho de centrar el proyecto en este sector.

Tabla 2.6 Evolución del consumo de bebidas espirituosas en España [11].

<b>Año</b>	<b>Consumo·10<sup>6</sup> (L)</b>
2013	202
2014	200
2015	205
2016	214
2017	218

El anís se encuentra entre las 6 principales bebidas espirituosas consumidas en el país, superado por el whisky, la ginebra o el ron según muestra el siguiente gráfico del consumo de las distintas bebidas espirituosas.

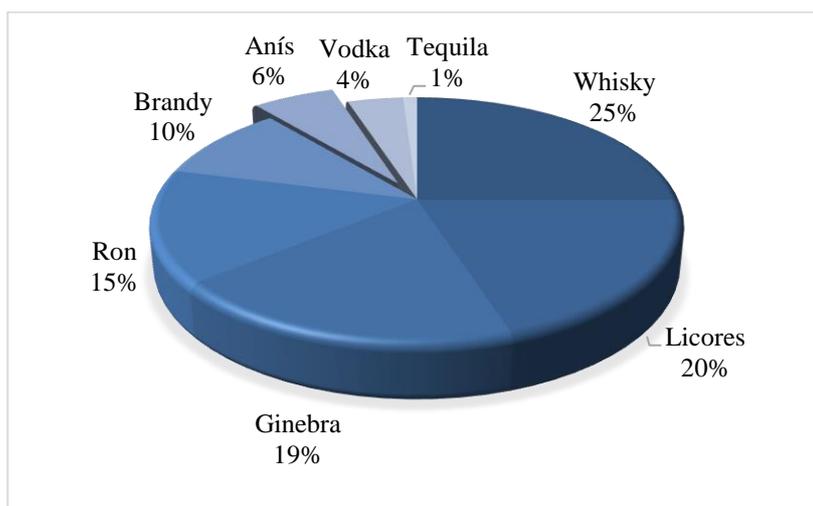


Figura 2.3. Mercado total de bebidas espirituosas en España en ventas por volumen [11].

Según la información aportada por el Gobierno de España, en la tabla 2.7 se puede observar la evolución entre los años 2011 y 2015 del comercio interior y exterior de las ventas de licores procedentes de fruto fresco no cítrico.

Tabla 2.7 Evolución del comercio interior y exterior [12].

Año	Comercio interior (L)	Comercio exterior (L)
2011	444.297	2.136
2012	436.523	1.077
2013	432.431	2.376
2014	435.938	1.266
2015	527.828	1.752

Para que se vea con mayor claridad, se disponen varias gráficas en las que se muestran dichas evoluciones:

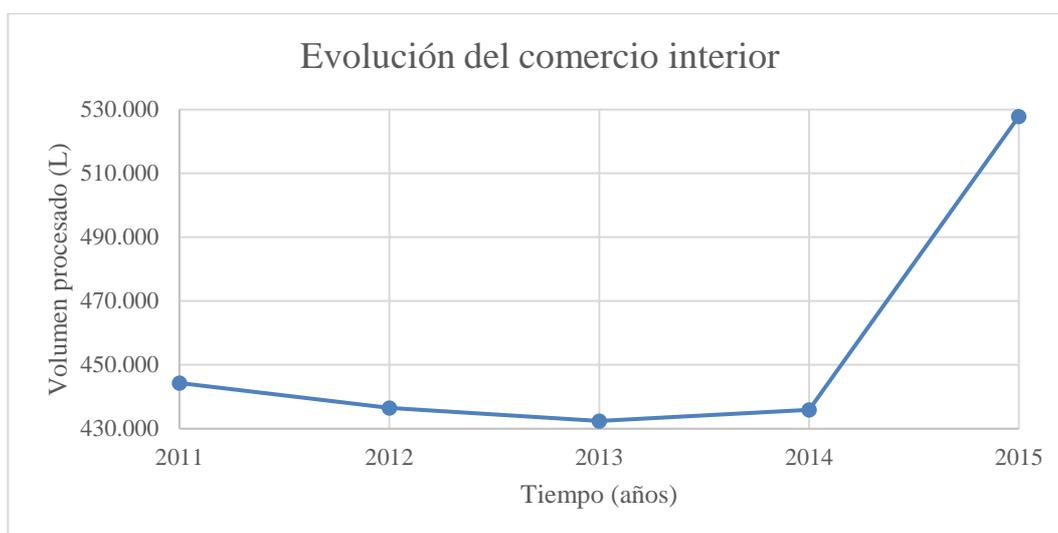


Figura 2.4. Evolución del comercio interior del anís en España [12].

Los resultados obtenidos entre los años 2011 a 2013 muestran una disminución de la producción de aguardientes anisados muy poco pronunciada. Sin embargo, a partir del año 2013 comienza a subir, siendo el ascenso más pronunciado durante el año 2014, experimentando una subida general de casi 100.000 litros debido a la mejora de la situación económica del país.

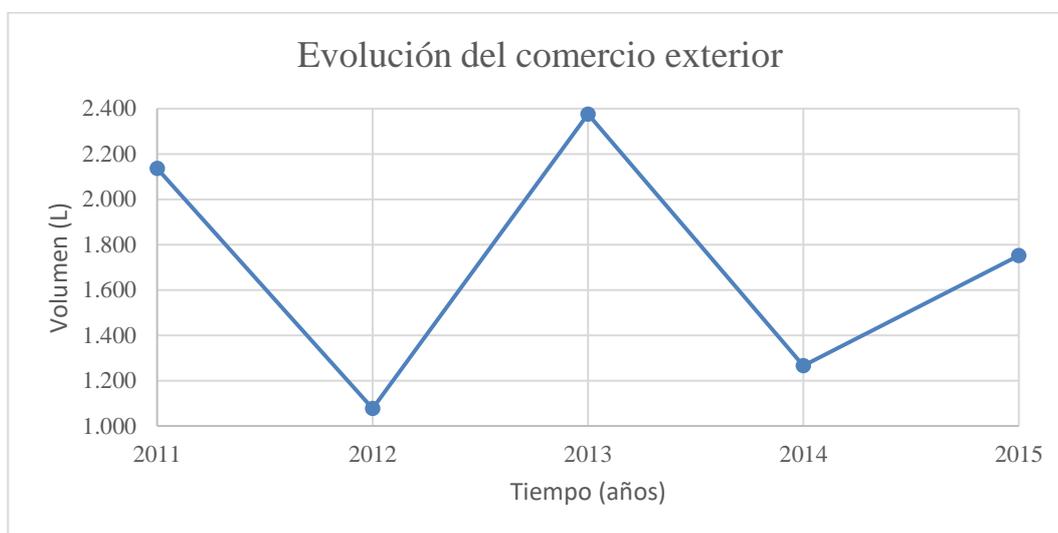


Figura 2.5. Evolución del comercio exterior del anís en España [12].

Por otro lado, el comercio exterior presenta una mayor inestabilidad teniendo cada año una pendiente de distinto signo a la del año anterior. En general, se mantiene estable, siendo la diferencia más acusada de casi 1.000 litros, nada en comparación con el comercio interior.

Por último, cabe destacar que el comercio interior es muy superior al exterior (100 veces superior), por lo que podría despreciarse la oscilación que presenta e incluso su aportación.

A su vez, los datos proporcionados por la Federación Española de Bebidas Espirituosas (FEBE) para el año 2018 aportan una favorable evolución de los anisados, tal y como indica la Figura 2.6.

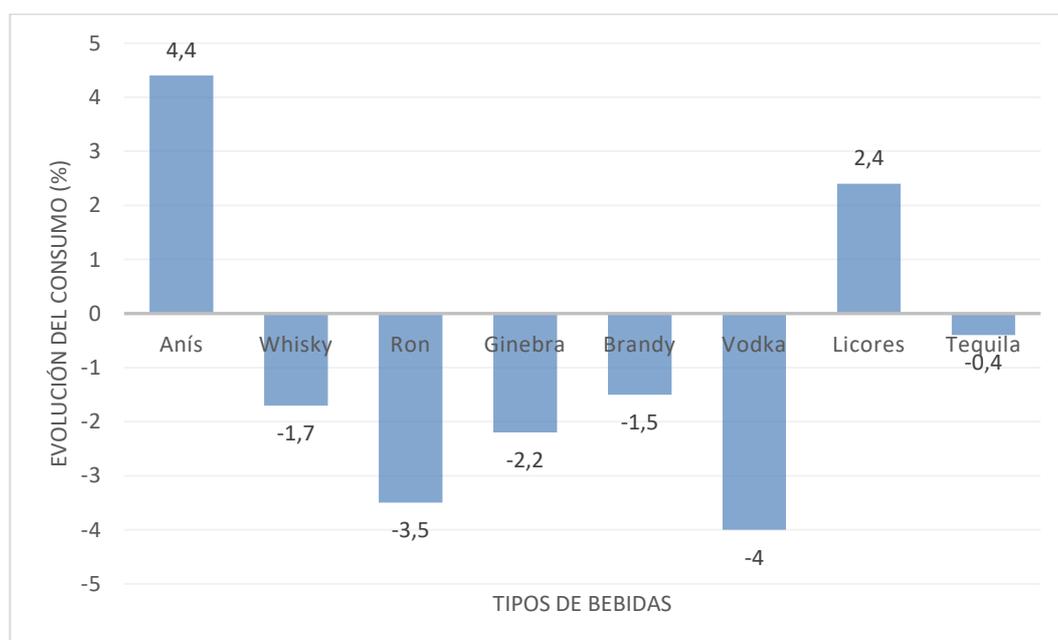


Figura 2.6. Evolución de las bebidas espirituosas en el año 2018 respecto del año anterior [13].

### 3 MEMORIA DESCRIPTIVA Y JUSTIFICATIVA

En este apartado se procederá a detallar el proceso de obtención del aguardiente mediante la destilación de la mezcla etanol-agua en presencia de las semillas de matalahúva a partir de alcohol 96%v/v.

El proceso comienza con la recepción de las materias primas: etanol, agua y semillas de matalahúva. Estas son llevadas hasta el alambique, donde mediante la ebullición de la mezcla alcohólica extrae de la semilla el aceite esencial que es arrastrado por la corriente de vapor y, gracias a la presencia del alcohol, es totalmente miscible en la mezcla.

Tras esta extracción, se debe reducir la temperatura hasta la temperatura ambiente para el almacenaje del destilado. Por último, se deberá adecuar el destilado para cumplir las especificaciones técnicas de concentración alcohólica y de azúcar del producto. En la Figura 3.1 se muestra el diagrama de bloques de la instalación, presentándose de forma muy simplificada en qué consiste el proceso.

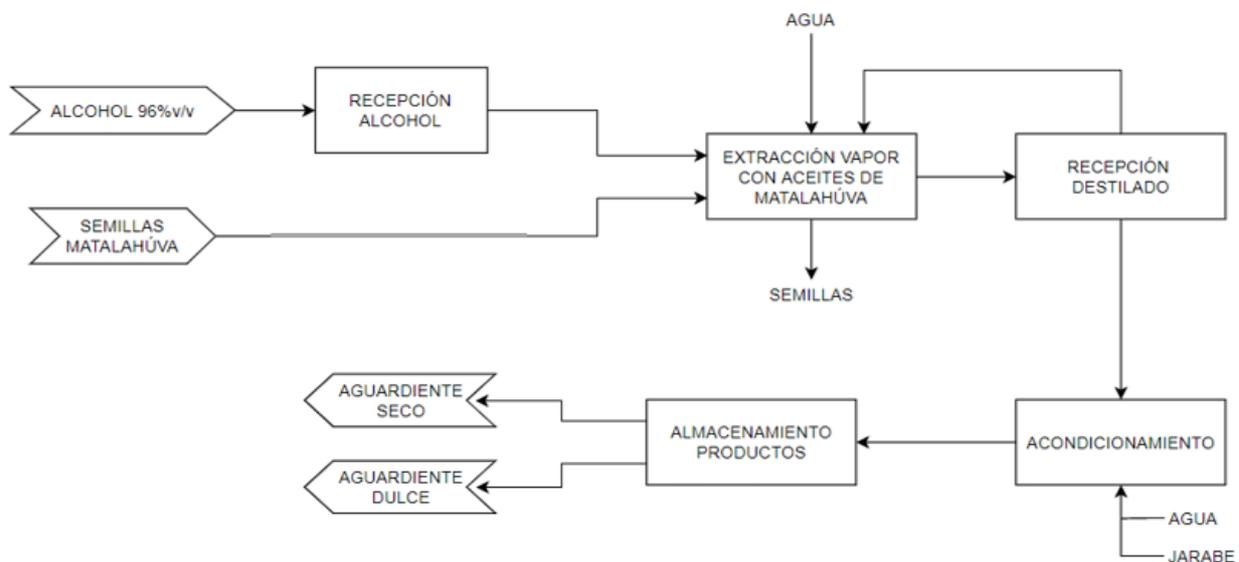


Figura 3.1. Diagrama de bloques.

A continuación, se procede a explicar más detalladamente el proceso.

#### 3.1 Recepción de la materia prima

Como se citó anteriormente, las tres materias primas a usar en el proceso son el etanol, con una pureza del 96%v/v, el agua y las semillas de matalahúva. El alcohol llega en camiones a la planta y se almacena en un depósito (TK-101), que tendrá una capacidad de almacenaje de 15 días, hasta su posterior uso.

El agua debe ser potable, ya que el uso que se le dará al producto es alimenticio por lo que debe estar totalmente tratada, procede de la Red General de Abastecimiento y se almacena la carga diaria en un tanque, TK-102, para evitar posibles incidentes y que la planta quede inoperativa.

Las semillas llegan en camiones apiladas en sacos de 10kg. Será un operario el encargado de transportar los sacos ya que será así como se introducirán posteriormente en el alambique.

## 3.2 Alambique y almacenamiento de las corrientes

En el alambique, T-101, es donde se lleva a cabo el proceso de extracción del aceite esencial de la matalahúva, que es el responsable del aroma y el sabor del producto final.

Se introducen los sacos necesarios para llevar a cabo cada proceso (como se indicará más adelante se llevará a cabo la producción de anís dulce y de anís seco) y se adiciona agua y etanol. Las proporciones a usar son de 1/3 del volumen a introducir para el etanol y 2/3 para el agua, consiguiendo así una concentración volumétrica del 33,3% de etanol [15].

A través del serpentín, E-101, localizado en la pota o calderín, esfera inferior que puede apreciarse en la Figura 3.2, un vapor es capaz de aportar la suficiente energía como para evaporar la mezcla. Al elevar la temperatura de la mezcla alcohólica, la temperatura de las semillas comienza a ascender hasta que se produce la rotura de su estructura, por lo que el aceite, anetol, escapa de la misma. El vapor lleva consigo el anetol y gracias a la presencia del alcohol, es totalmente miscible en la mezcla.

La mezcla entra a temperatura ambiente y sale del equipo a unos 100°C, temperatura de saturación del agua a 1 bar.



Figura 3.2. Alambique de cobre.

Cabe distinguir que existen tres tipos de productos obtenidos de la destilación y se clasifican en función del tiempo que tardan en salir [21]:

- Producto de cabeza. Posee una graduación alcohólica de 79%v/v. En cabeza se pueden obtener terpenos y óxidos de cobre, procedentes de los aceites esenciales, que son peligrosos para el consumo humano, por lo que no se utilizará para la elaboración del producto final.
- Destilado. Tiene una graduación alcohólica de 61°. Es el único producto de la destilación que se usa para la elaboración del aguardiente. El tiempo de destilado se toma de bibliografía, ya que solo de manera experimental puede determinarse en función de la carga y el material del alambique. Se estima que la destilación dura alrededor de 2 horas y cuarto [15].
- Producto de cola. Su graduación alcohólica ronda los 23°. En él se encuentra la mayor cantidad de aceites esenciales de la matalahúva junto a los restos de agua y alcohol que quedan tras el proceso.

Es por ello que habrá que tener controlado en todo momento estos productos, ya que no puede permitirse que el aguardiente final contenga trazas de sustancias no deseadas.

La corriente vapor sale del alambique y atraviesa un condensador, E-102, que enfría la corriente hasta los 25°C, temperatura a la que se almacena, mediante el uso de una corriente de agua. Ésta proviene de la red general de abastecimiento y se encuentra, según el Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE), entre los 15 y los 20°C en función de la época del año, por lo que se usará el valor más desfavorable, es decir, 20°C.

Tanto en cabeza como en cola hay presencia de aceites esenciales y de etanol, por lo que se volverán a introducir en la siguiente carga del alambique. Se reintroducirán unas 20 veces, ya que el contenido de dichas sustancias es muy pequeño, pero no hay que arriesgarse a obtenerlo en el destilado. En definitiva, las corrientes de cabeza y cola se almacenan en el depósito de reciclado, TK-103, para volver a introducirse en el alambique y la corriente

de producto se almacena en el depósito de destilado, TK-104.

Cuando la corriente disminuye su contenido en este aceite se cambia la carga de matalahúga para seguir cumpliendo con las especificaciones requeridas en el producto final.

Es posible que quepa la duda de por qué introducir etanol puro para bajar su concentración en el alambique en lugar de comprarlo con una menor concentración y por qué se aporta energía en el alambique para más tarde retirarla en el condensador. Pues bien, el precio del alcohol es prácticamente el mismo sea cual sea su contenido alcohólico, por lo que se selecciona aquel con mayor concentración. Mientras tanto, el hecho de destilar la mezcla puede ocultar el verdadero motivo por lo que se hace todo el proceso, y es obtener el aceite de la semilla. El aceite es más fácil de extraer a mayor temperatura, por lo que la mezcla se hace evaporar con ese fin.

### 3.2.1 Extracción

La extracción S/L es una operación básica o unitaria mediante la cual se separan uno o varios constituyentes solubles contenidos en un sólido inerte mediante la utilización de un disolvente adecuado. En un proceso de extracción S/L las operaciones implicadas son:

- Cambio de fase del soluto. Esta etapa se considera prácticamente instantánea.
- Difusión del soluto a través del disolvente contenido en los poros del sólido inerte.
- Transferencia del soluto desde las inmediaciones de la interfase S/L hasta el seno de la masa principal de disolvente.

Utiliza la propiedad de solubilidad para la transferencia de un soluto de una fase a otra fase. Para realizar una extracción, el soluto debe tener una solubilidad más alta en la segunda fase que en la fase original.

Según la ley de Rayleigh: “si todo el vapor que asciende desde el líquido se condensa rápidamente y se recoge como destilado se puede admitir que el destilado representa realmente al vapor que está en equilibrio con el líquido en cada momento considerado.”

Características:

- Según lo citado, se admite que las composiciones del vapor generado y del líquido en ebullición se hallan en equilibrio.
- El vapor se extrae con la misma velocidad con que se forma y seguidamente se condensa.
- Esta destilación se realiza en una sola etapa mediante calentamiento lento y no representa reflujo

### 3.3 Acondicionamiento del producto

Una vez obtenido el destilado, el producto debe adecuarse para que cumpla con las especificaciones del tipo de anís que se pretenda elaborar: dulce o seco.

En la Tabla 3.1 aparecen los datos comentados en el apartado 2.3 relacionados con las especificaciones de los distintos tipos de aguardientes anisados.

Tabla 3.1. Especificaciones del anís dulce y anís seco.

	Anetol (g/l)	Azúcar (g/l)
Anís seco	1,75	50
Anís dulce	1,25	260

Siguiendo la tabla, se puede observar como es necesario adicionar jarabe para cumplir con dicho criterio. El jarabe no es más que una mezcla de agua y azúcar. Se usará un jarabe 100%, es decir, que contiene 1 kg de azúcar por cada litro de disolución.

La columna de la tabla del anetol refleja como en el caso del anís seco será necesario usar una mayor cantidad

de semillas que en el caso del dulce. Las cantidades se determinarán en el balance de materia.

A su vez, se debe adicionar agua para cumplir con la graduación alcohólica que, en este caso, se ha impuesto de 35%v/v.

Una vez acondicionado el producto se usa un agitador, MX-101, que lo homogeniza. Tras dicha mezcla, el producto, ya terminado, es envasado y etiquetado para su posterior comercialización.

La corriente sólida compuesta por las semillas escasas de anetol puede usarse como alimento del ganado local (producto secundario).

### 3.4 Caldera

Para formar el vapor que se usa en el serpentín del alambique para evaporar la mezcla alcohólica se dispone de una caldera (H-101).

Se introduce una corriente de agua, tomada de la red general de abastecimiento se almacena en el tanque TK-106 por el mismo motivo que en el caso del agua del condensador. El agua entra en estado líquido a 25°C y en la caldera pasa hasta los 100°C, cambiando a estado vapor.

El vapor se produce mediante la combustión de un combustible en presencia de aire en exceso.

Llegados a este punto cabría plantearse qué tipo de combustible es mejor para la planta. Para ello la siguiente tabla recoge los poderes caloríficos y precios de distintos combustibles.

Tabla 3.2 Comparación de distintos combustibles [19].

Combustible	PCS (kWh/kg)	PCI (kWh/kg)	Precio (€/L)
Gas natural	13,05	14,43	0,05
Propano comercial	12,82	13,92	0,08 – 0,14
Butano comercial	12,69	13,74	0,08

Por ello, se escogerá el gas natural como combustible a usar en la instalación. La composición del mismo se recoge en la Tabla 4.2.

Tabla 3.3 Composición del Gas Natural [20].

Elemento	Composición (%v/v)
Metano	86,0
Etano	7,6
Propano	2,4
Butano	1,0
Nitrógeno	3,0

Además, se estudiará la viabilidad de implantar un economizador a la salida de los gases de combustión para aprovechar la energía que llevan. De esta manera, el agua llegará antes al intercambiador para elevar su temperatura y pasará por la caldera para terminar de alcanzar la temperatura requerida.

A su vez, cabría resaltar que la eficacia de la caldera es del 80%, por lo que no toda la energía producida en la combustión es usada para calentar el agua.

En la Figura 3.3 se puede observar de manera visual el proceso detallado sirviendo de apoyo a la hora de seguir las corrientes del proceso.

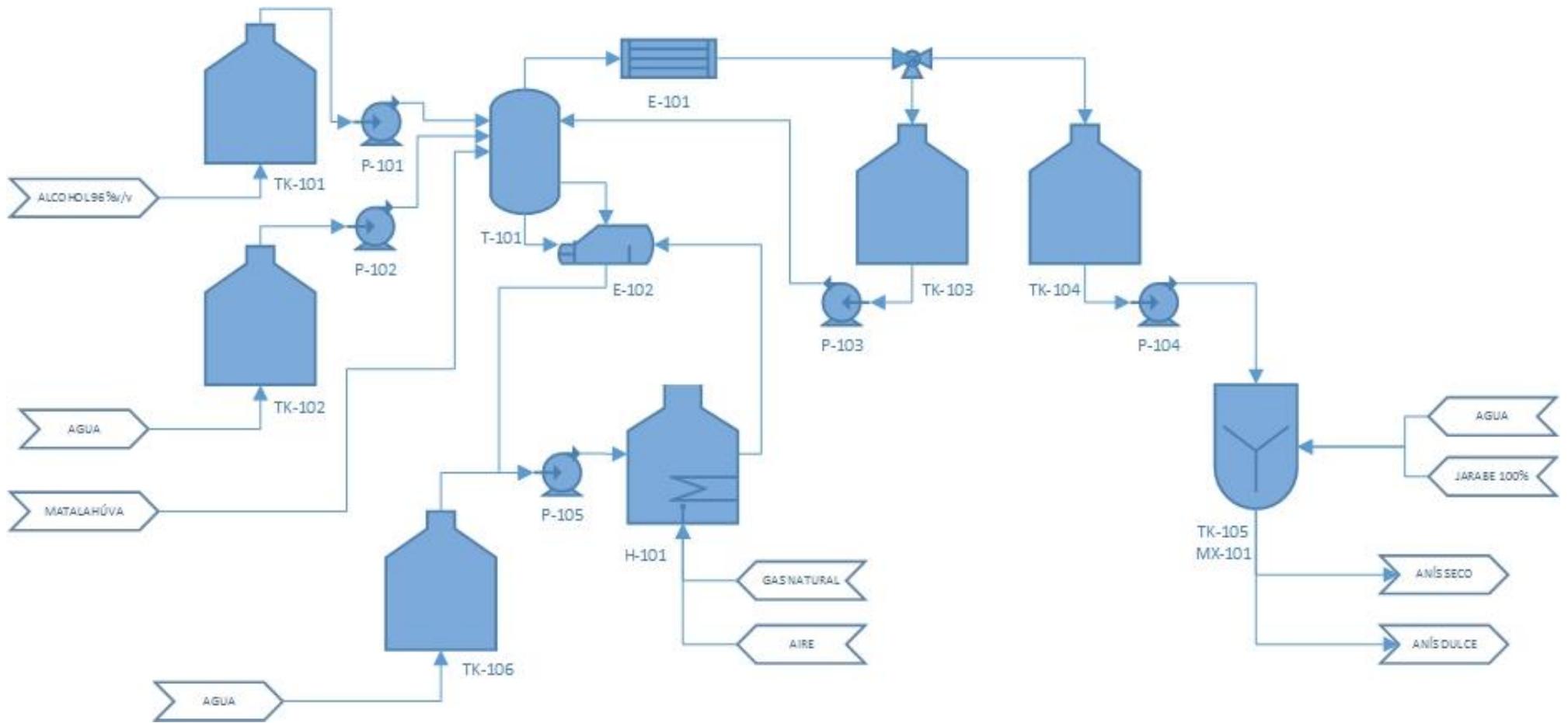


Figura 3.3. Diagrama de flujo del proceso.



# 4 MEMORIA DE CÁLCULO

En este apartado se procederá a calcular los balances de materia y energía de los equipos principales, además de su diseño. Esto se ha llevado a cabo mediante el programa Engineering Equation Solver (EES) que facilita los cálculos sobre todo cuando se trata de iteraciones.

Por otro lado, se planteará la opción de cambiar las corrientes de agua y etanol de entrada al proceso por una corriente de vino, procedente de otra instalación, que precisa de una previa adecuación.

## 4.1 Balance de materia

En este apartado se detalla el balance de materia de las corrientes principales puesto que para las corrientes auxiliares se necesita la resolución simultánea de balance de materia y balance de energía. Es por ello que se distinguen dos apartados: el alambique, donde se lleva a cabo a extracción del anetol, y el acondicionamiento del producto necesario para cumplir con las especificaciones de cada tipo de producto.

### 4.1.1 Alambique

Como se explicó en la descripción del proceso, se tomará cierta cantidad de semillas y se introducirán, amontonadas en sacos, en este equipo. Además, se añadirá agua y etanol.

El volumen que ocupan las semillas se despreciará, puesto que es mucho menor que el volumen de las otras dos materias primas y además porque no influye en el balance de materia de este equipo. Esto es así porque la cantidad de semillas influye en la concentración de anetol en el producto final, por lo que se resolverá en el apartado de acondicionamiento.

También se explicó que la corriente de cabezas y colas no se tiene en cuenta en el producto final, por las trazas de sustancias no deseables para el consumo humano. Sin embargo, estas corrientes hay que tenerlas en cuenta para conocer la cantidad inicial de la mezcla alcohólica necesaria en este equipo.

Según valores experimentales la relación entre los caudales iniciales de etanol y agua a introducir será tal que exista en el alambique un volumen de etanol de 1/3 de volumen total [15]. Además, se da como relación entre volumen introducido y volumen destilado, que por cada 1400L introducidos se obtienen 560L de destilado (con 61%v/v de etanol). Se mantendrá como restricción la concentración de etanol en el destilado por ser la más predominante en el proceso, ya que para obtener los caudales bastaría con modificar la cantidad de anís a obtener.

El balance de materia del equipo se rige en las ecuaciones 4.1 y 4.2.

$$W_o = W + D \quad \text{Ecuación 4.1}$$

$$W_o \cdot x_{wo} = W \cdot x_w + D \cdot x_D \quad \text{Ecuación 4.2}$$

Donde:

- $W_o$  es la cantidad de mezcla en el alambique para  $t=0$ , es decir, al principio del proceso, en kg.
- $W$  es la cantidad de mezcla en el alambique para  $t=t$ , es decir, al final del proceso, en kg.
- $D$  es la cantidad de destilado obtenido (kg).
- $x_{wo}$ ,  $x_w$  y  $x_D$  son las fracciones másica del etanol en la mezcla inicial y final del alambique y el destilado respectivamente.

Debido a que es una destilación diferencial discontinua se aplicará la ecuación de Rayleigh (*Ecuación 4.3*) a la separación para obtener el valor ideal de la cantidad de destilado.

$$\int_{x_{w_0}}^{x_D} \frac{dx}{y-x} = \int_{w_0}^w \frac{dW}{W}$$

Ecuación 4.3

Siendo:

- $x$  es la fracción másica del etanol a 25°C, estando comprendida entre los valores de la composición final de etanol en el alambique ( $x_{w_0}$ ) y de etanol en el destilado ( $x_D$ ).
- $y$  es la fracción másica etanol a 25°C, estando en equilibrio el vapor con su líquido.

Dichas fracciones másicas se obtienen del diagrama temperatura-concentración de la mezcla (*Figura 4.1*) a la presión de operación, 1 atm. A su vez, en la tabla siguiente se adjuntan dichos valores de forma más exacta, además del valor del resultado de la integral de la izquierda, ya que puede determinarse de forma gráfica calculando el área de debajo de la curva comprendida entre los valores de  $x_{w_0}$  y  $x_D$  (*Figura 4.2*).

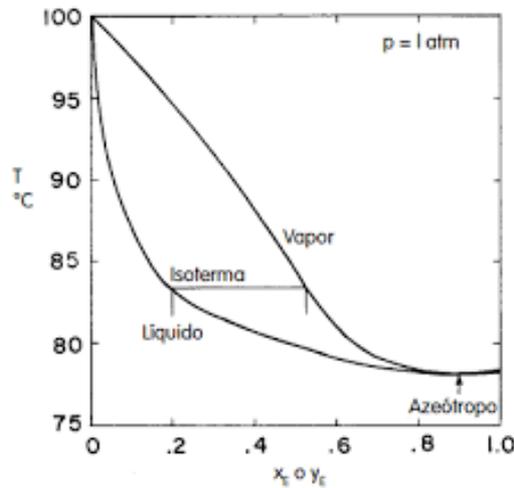


Figura 4.1. Diagrama temperatura-composición de la mezcla etanol-agua.

Tabla 4.1. Datos de equilibrio de la mezcla etanol-agua.

Temperatura (°C)	x	y	1/(y-x)
95,5	0,0190	0,1700	6,62
89,0	0,0720	0,3890	3,15
86,7	0,0970	0,4380	2,93
85,3	0,1240	0,4700	2,89
84,1	0,1660	0,5090	2,92
82,7	0,2340	0,5450	3,22
82,3	0,2610	0,5580	3,37
81,5	0,3270	0,5830	3,91
80,7	0,3970	0,6120	4,65
79,8	0,5080	0,6560	6,76
79,7	0,5200	0,6600	7,14
79,3	0,5730	0,6840	9,01
78,74	0,6760	0,7390	15,87
78,24	0,7470	0,7820	28,57

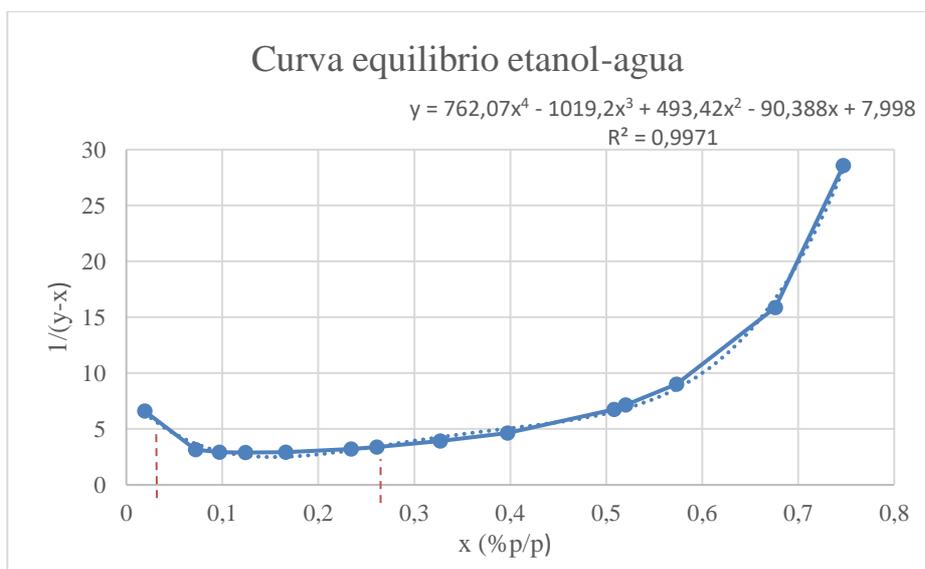


Figura 4.2. Método gráfico de para obtener la cantidad final de mezcla en el alambique.

De dicha representación gráfica se obtiene la ecuación de la línea de tendencia que mejor se ajusta a la recta representada. Se trata de una polinómica de cuarto orden con el siguiente aspecto:

$$y=762,07x^4-1019,2x^3+493,42x^2-90,388x+7,998, \text{ siendo su aproximación fiable al } 99,71\%.$$

Resolviendo la integral de la función anterior con los límites marcados por las cantidades de etanol al comienzo de la destilación y al final de la misma, se obtiene que el valor del área bajo la anterior curva es de 0,469.

Como el programa usado para resolver las ecuaciones no permite poner como límite de la integral una variable, se ha procedido a resolverla calculando por un lado la integral de la izquierda (I) y por otro la integral de la derecha (D). De manera que, dando distintos valores a la integral D la solución será aquella que haga  $D=I$ .

De esta forma se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 4.2. Solución del balance de materia.

$x_{wO}$ (%v/v)	$W_o$ (kg)	$x_w$ (%v/v)	$W$ (kg)	$x_D$ (%v/v)	$D$ (kg)
33,33	602,2	14,7	376,7	61,27	225,5

Como se explicó previamente, las corrientes de cabeza y cola se volverán a introducir en el alambique reiteradas veces, por lo que habrá que tener en cuenta su volumen para la inserción de las siguientes cargas. Resolviendo un simple balance de materia se conoce que dicha corriente de entrada deberá ser igual a la corriente de destilado, tanto en cantidad como en composición, para que siempre se mantengan las mismas proporciones en dicho equipo.

#### 4.1.2 Acondicionamiento del producto

En este apartado se explica el proceso de acondicionamiento del destilado para que cumpla las especificaciones marcadas.

En la línea principal habrá que adicionar cierta cantidad de jarabe en función de si el anisado que se desee obtener sea seco o dulce, las dos especialidades de la planta y a su vez los anisados más comercializados.

Mediante la siguiente ecuación se puede relacionar el volumen de jarabe necesario en función del volumen de anís que se desee obtener.

$$V_{jarabe} = V_{anis} \cdot \frac{conc_{az,anis}}{conc_{az,jarabe}} \quad \text{Ecuación 4.4}$$

Siendo:

- $V_{jarabe}$  el volumen de jarabe necesario de adicionar para obtener la especificación marcada, en  $m^3$ .
- $V_{anis}$  el volumen de producto final requerido en el proceso, en  $m^3$ .
- $Conc_{az,anis}$  la concentración de azúcar en el anís, en g/l. Dicha concentración es una especificación del proceso y es de 50 g/l para el anís seco y de 260 para el dulce.
- $Conc_{az,jarabe}$  la concentración de azúcar en el jarabe que al tratarse de jarabe 100% es de 1000 g/l.

Habrà que disminuir la concentración de etanol en la corriente de producto para cumplir con las especificaciones del mismo. Para obtener la cantidad de agua a añadir se hace de la misma forma, pero con las concentraciones y los volúmenes del agua en lugar del jarabe sabiendo que el producto final debe tener un 35%v/v de etanol.

Del mismo modo que con el jarabe, el contenido de aceites esenciales del producto final varía en función del tipo de anisado a elaborar. En este caso, la ecuación a usar es la que se presenta a continuación.

$$Conc_{ac.esenc} = rend_{extr} \cdot \frac{semilla}{V_D} \quad \text{Ecuación 4.5}$$

Siendo:

- $Conc_{ac.esenc}$  es la concentración de aceites esenciales en la mezcla final que varía desde 1,75g/l para el caso del anís seco hasta 1,25 para el anís dulce.
- $Rend_{extrac}$  es el rendimiento de extracción de aceites esenciales en el alambique cuyo valor depende del tipo de semilla a usar. En este caso es de 1,2% g aceite/g semilla.
- $V_D$  es el volumen de destilado obtenido del alambique en L.

Tabla 4.3. Especificaciones de los productos.

	Azúcares		Agua añadida (L)	Aceites esenciales	
	Contenido (g/l)	v (L)		Contenido (g/l)	m (kg)
<b>Seco</b>	50	22,76	172,4	1,75	37,92
<b>Dulce</b>	260	118,3	76,83	1,25	27,08

Cabe destacar que la cantidad de semillas a introducir en el alambique no será exactamente la obtenida, puesto que los sacos son de 10 kg. Es por ello, que para el anís seco se usarán 4 sacos mientras que para el dulce solo 3 (esto indica que el contenido en aceites en cada tipo de producto será un poco mayor, pero seguirá estando en el rango adecuado).

Por ello, la concentración de cada tipo viene dada en la siguiente tabla.

Tabla 4.4. Concentración de aceites esenciales en los productos.

	Aceites esenciales	
	Contenido (g/l)	m (kg)
<b>Seco</b>	1,85	40
<b>Dulce</b>	1,39	30

## 4.2 Balance de energía

En este apartado se resolverán los balances de energía de todos los equipos y además se especificarán las corrientes auxiliares que no se especificaron en el apartado anterior por requerir de la resolución de los balances de energía. Están ordenados según su importancia en el proceso.

### 4.2.1 Alambique

Con los resultados obtenidos del balance de materia y usando la ecuación 4.6 se podrá calcular el calor de ebullición necesario a aportar en el alambique.

$$Q_{eb} = m_o \cdot c_p \cdot (T_f - T_o) + m_o \cdot h_{vap} \quad \text{Ecuación 4.6}$$

Donde:

- $Q_{eb}$  es el calor de ebullición en kJ.

- $m_0$  es la cantidad de mezcla inicial en el alambique en kg.
- $C_p$  es el calor específico de la mezcla agua-etanol en  $\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$  a la temperatura media de la mezcla, obtenido siguiendo la ecuación 4.7.

$$C_{p_{mezcla}} = x_{et} \cdot C_{p_{et}} + (1 - x_{et}) \cdot C_{p_w} \quad \text{Ecuación 4.7}$$

Con  $x_{et}$  la composición másica del etanol en el alambique y  $C_{p_{et}}$  y  $C_{p_w}$  los calores específicos del etanol y de agua respectivamente, en  $\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$  a la temperatura media de la mezcla.

- $T_0$  y  $T_f$  son respectivamente las temperaturas inicial y final de la mezcla en el alambique en  $^\circ\text{C}$ . Es decir, la temperatura a la que entra la carga ( $20^\circ\text{C}$ ) y la máxima temperatura alcanzada en el fondo ( $99,62^\circ\text{C}$ ), que es la de saturación de la mezcla.

El calor de ebullición citado anteriormente es proporcionado por una corriente de vapor generado en la caldera acuotubular que se describirá en el siguiente apartado.

La tabla 4.5 muestra los resultados obtenidos al aplicar las ecuaciones anteriores que serán necesarios para especificar las corrientes del proceso y diseñar los equipos.

Tabla 4.5. Resultados del diseño del alambique.

$T^a$ inicial ( $^\circ\text{C}$ )	$T^a$ final ( $^\circ\text{C}$ )	$Q_{eb}$ (kJ)
20	99,62	241.831

## 4.2.2 Caldera

En lo referido a la caldera, las ecuaciones correspondientes al balance de energía y al diseño del equipo son bastante parecidas, pero hay que tener en cuenta que la resolución del balance de materia es algo más complejo, ya que en su interior ocurren varias reacciones de combustión.

En la caldera se va a emplear gas natural como combustible. Para facilitar los cálculos referidos al balance de materia se va a suponer que la combustión es completa. De este modo se considera despreciable la cantidad de CO producida.

Las reacciones que tienen lugar en la caldera, siendo completa dicha combustión, son las que se muestran a continuación:



La reacción de combustión del nitrógeno se ha considerado despreciable debido a la elevada temperatura de operación de la caldera.

A partir de las reacciones anteriores, y fijando un exceso de aire del 5% (valor típico cuando se trabaja con combustibles gaseosos), se puede resolver el balance de materia en el horno fácilmente mediante cálculos estequiométricos.

Como se explicó anteriormente, se barajará el uso o no de un economizador para aprovechar la energía de los gases de combustión. Dicho intercambiador es de flujo cruzado y servirá para precalentar la corriente de agua que se pretende evaporar en dicho horno para ser usada en el serpentín del alambique para elevar la temperatura en la parte inferior hasta alcanzar la temperatura de saturación requerida.

Por ello, se deben realizar un balance de energía a la caldera, otro al economizador y otro global (caldera y economizador).

En primer lugar, se va a plantear el balance a la caldera (Ecuación 4.8).

$$Q_{cble} + Q_{aire} = Q_{util} + Q_{gases} + Q_{vapor} + P \quad \text{Ecuación 4.8}$$

Donde:

- $Q_{cble}$  es la potencia aportada por el combustible, que se define mediante la masa de combustible alimentada y su poder calorífico inferior, que tiene un valor de 45.000 kJ/kg.

$$Q_{cble} = m_{cble} \cdot PCI \quad \text{Ecuación 4.9}$$

- $Q_{aire}$  es la potencia aportada por el aire y se determina mediante la ecuación 4.10:

$$Q_{aire} = m_{aire} \cdot C_{paire} \cdot (T_{ae} - 25) \quad \text{Ecuación 4.10}$$

Siendo  $m_{aire}$  el caudal de aire alimentado, y  $T_{ae}$  la temperatura a la que el aire entra en la caldera.

El valor de dicho calor es nulo por entrar a la temperatura de 25°C.

- $Q_{util}$  es la potencia transferida al fluido que se calienta en caldera (Ecuación 4.11). Para obtener su valor es necesario conocer el caudal de fluido que se quiere calentar, y las entalpías de entrada y salida de la caldera. Se llamará a la corriente de entrada del agua en la caldera corriente intermedia para que no se confunda con la de entrada al economizador que se indicará más adelante.

$$Q_{util} = m_{agua} \cdot (H_{int, agua} - H_{e, agua}) \quad \text{Ecuación 4.11}$$

- $Q_{gases}$  es la potencia de los gases secos en la chimenea de la caldera, antes de entrar en el economizador. Se calcula con la ecuación 4.12:

$$Q_{gases} = m_{gases} \cdot C_{pgases} \cdot (T_{sg1} - 25) \quad \text{Ecuación 4.12}$$

Donde  $T_{sg1}$  hace referencia a la temperatura de los gases antes de entrar en el economizador.

- $Q_{vapor}$  es la potencia del vapor de agua formado en la combustión en la chimenea, y se obtiene de forma similar a la de los gases (Ecuación 4.13).

$$Q_{vapor} = m_{vapor} \cdot C_{pvapor} \cdot (T_{sg1} - 25) \quad \text{Ecuación 4.13}$$

- $P$  son las pérdidas por transmisión de calor en la caldera. En este caso se van a considerar como el 2% de la potencia aportada por el combustible. Este valor se ha impuesto en base a los valores típicos de una caldera, donde las pérdidas suponen el 1,5-2,5% del calor aportado por el combustible [22].

Posteriormente, es necesario realizar el balance de energía en el precalentador de agua, aunque ya se ha descrito de manera general en el apartado anterior. Para ello, se utilizan las ecuaciones:

$$Q = (m_{gases} \cdot C_{pgases} + m_{vapor} \cdot C_{pvapor}) \cdot (T_{sg1} - T_{sg2}) \quad \text{Ecuación 4.14}$$

$$Q = m_{agua} \cdot C_{pagua} \cdot (T_{int, agua} - T_{e, agua}) \quad \text{Ecuación 4.15}$$

Donde:

- $T_{sg2}$  es la temperatura a la que salen los gases de combustión del precalentador de agua.
- $T_{e, agua}$  es la temperatura a la que el agua ambiente se alimenta al economizador.

Para determinar el valor de  $T_{int, agua}$  es necesario tener en cuenta los siguientes factores:

- Cuanto mayor sea  $T_{int, agua}$ , menos habrá que elevar la temperatura de la misma para conseguir la temperatura de operación del alambique por lo que menor potencia tendrá que aportar el combustible, menor cantidad del mismo. Por tanto, los costes de operación disminuirán.

- Cuanto menor sea  $T_{int,agua}$ , mayor deberá ser la cantidad de calor intercambiada en el precalentador, por lo que esté intercambiador será grande (y también más caro). Por lo tanto, los costes de inversión aumentarán.

Minimizando la cantidad de combustible a introducir se puede determinar la temperatura intermedia del agua y la temperatura de salida de los gases óptimas por las razones ya comentadas.

El ahorro de combustible se obtiene mediante la ecuación 4.16.

$$Ahorro\ cble = mcble(sin\ econ) - mcble(con\ econ) \quad \text{Ecuación 4.16}$$

Por último, se va a plantear el balance de energía global, que incluye al horno y al precalentador. Para ello, se unifican las ecuaciones anteriores resolviendo el sistema como si fuese una caja negra, solo se miran las entradas y las salidas, las corrientes intermedias no afectan.

Mediante las siguientes ecuaciones se pone en pie el caso descrito.

$$Q_{cble} + Q_{aire} = Q_{util} + Q_{gases} + Q_{vapor} + P \quad \text{Ecuación 4.17}$$

Los términos  $Q_{gases}$  y  $Q_{vapor}$  se calculan con las ecuaciones 4.18 y 4.19. Mientras que el resto de términos de la ecuación 4.17 se obtienen del mismo modo que en el balance de energía del horno.

$$Q_{gases} = m_{gases} \cdot C_{pgases} \cdot (T_{sg2} - 25) \quad \text{Ecuación 4.18}$$

$$Q_{vapor} = m_{vapor} \cdot C_{pvapor} \cdot (T_{sg2} - 25) \quad \text{Ecuación 4.19}$$

El calor útil será aquel necesario para hacer elevar la temperatura del agua hasta su temperatura de saturación.

Para terminar de cerrar el balance, es necesario fijar el rendimiento de la caldera, obteniendo así la cantidad de combustible a introducir. Normalmente, las calderas operan con un rendimiento del 80-90% [23], en base a estos datos, se ha impuesto un rendimiento del 80%, por ser el más desfavorable. Este parámetro viene definido por la siguiente ecuación:

$$\eta = \frac{Q_{util}}{Q_{cble} + Q_{aire}} \quad \text{Ecuación 4.20}$$

Los resultados más destacables al resolver los balances anteriores vienen reflejados en la tabla 4.6, donde además se comparan las cantidades de combustible a introducir en cada caso.

Tabla 4.6. Resultados del balance en el conjunto caldera-economizador.

Combustible sin economizador		Aire sin econ (kg)	Combustible con economizador		Aire con econ (kg)	$m_{agua}$ (kg)
Masa (kg)	Calor (kJ)		Masa (kg)	Calor (kJ)		
6,78	243.903	117,4	5,79	211.620	100,28	107,1

Comparando las cantidades a introducir de combustible en la caldera en presencia o no del economizador se puede observar a simple vista que carece de sentido implantar uno en este proceso, puesto que la variación es mínima y el coste de un equipo mucho mayor que el ahorro de combustible.

En la tabla 4.7 se obtienen los valores más representativos de los balances de energía anteriores. Cabe destacar que se ha impuesto que el calor intercambiado en la caldera debe ser superior al necesario en el alambique debido a que las tuberías del vapor no disponen de aislante, por lo que habrá pérdidas de calor durante el transporte. Éstas se han supuesto del 1%, ya que la velocidad de circulación es elevada y las tuberías no recorren grandes distancias.

Tabla 4.7. Calor intercambiado y temperaturas en el horno.

Temperatura (°C)	AH (kg/kJ)	Q <sub>útil</sub> (kJ)
99,63	2.258	243.903

Cumpliendo con los tiempos de destilación y precalentamiento, impuestos según la bibliografía, de 2 horas y cuarto en el caso de la destilación y de 16 minutos en el caso del precalentamiento, se supondrá de aquí en adelante que el tiempo total de este proceso es de 2h y 15 min por simplificaciones a la hora de desarrollar los cálculos, ya que este tiempo es mucho mayor que el de precalentamiento.

Es por ello que obtener los caudales de combustible y de agua es muy sencillo, resolviendo un simple balance de materia ya que se dispone del combustible y agua total necesarios. Los resultados quedan reflejados en la tabla 4.8.

Tabla 4.8. Caudales de combustible y agua necesarios para llevar a cabo el proceso.

Combustible (kg/h)	Agua (kg/h)
3,01	47,6

### 4.2.3 Intercambiadores de calor

Ambos intercambiadores de la planta son de carcasa y tubo, por lo que pueden resolverse mediante las mismas ecuaciones de diseño.

El balance de materia en estos equipos es muy sencillo, ya que las corrientes de salidas tienen el mismo caudal y composición que las de entrada. Por otro lado, para realizar el balance de energía se van a usar las ecuaciones 4.21 y 4.22.

$$Q = mc \cdot C_{pc} \cdot (T_{ec} - T_{sc}) \quad \text{Ecuación 4.21}$$

$$Q = mf \cdot C_{pf} \cdot (T_{sf} - T_{ef}) \quad \text{Ecuación 4.22}$$

Donde:

- Q es el calor intercambiado entre el fluido frío y el fluido caliente (kW).
- m es el caudal másico alimentado al intercambiador (kg/s).
- Cp es el calor específico del fluido (kJ/kg·°C).
- Tec y Tsc son las temperaturas de entrada y salida del fluido caliente, respectivamente (°C).
- Tse y Tsf son las temperaturas de entrada y salida del fluido frío, respectivamente (°C).

#### Serpentín

Para poder aportar el calor necesario para evaporar la mezcla del alambique se dispone de vapor a la temperatura de saturación que fluye por unos serpentines. Las condiciones de dicho vapor se dan en la siguiente tabla.

Tabla 4.9. Condiciones del vapor de calefacción.

vapor (kg)	Entrada		Salida		Q <sub>eb</sub> (kJ)
	T <sup>a</sup> (°C)	Fracción de vapor	T <sup>a</sup> (°C)	Fracción de vapor	
107,1	99,62	1	99,62	0	241.813

Carece de sentido calcular el calor en kW, puesto que al principio será necesario una mayor cantidad de calor hasta que el etanol de la mezcla comience a evaporarse. Desde ese punto el calor necesario cada vez será menor. Por ello, como no existe un flujo de calor constante se decide hablar de kJ en lugar de hablar en kW.

### Condensador

De igual forma que en el caso anterior ocurre en el condensador. El caudal de destilado del principio es mucho menor que al final y nunca se mantiene constante, por lo que se hablará de calor necesario de aportar y no de flujo de calor.

Se impone que la temperatura del agua a la entrada es de 20°C y que la de salida será de 60°C. Los resultados quedan reflejados en la siguiente tabla.

Tabla 4.10. Condiciones del agua de condensación.

<b>agua<sub>cond</sub> (kg)</b>	<b>T<sup>a</sup> entrada (°C)</b>	<b>T<sup>a</sup> salida (°C)</b>	<b>Q<sub>cond</sub> (kJ)</b>
338,3	20	60	241.813

## 4.3 Diseño de los equipos

Partiendo de los resultados obtenidos en el balance de materia y de energía se procederá a realizar el diseño de los equipos antes presentados.

### 4.3.1 Alambique

Para diseñar este equipo se partirá con la premisa de que el volumen de la mezcla debe ser 1/3 del volumen total de la pota del mismo. Suponiendo que tiene una geometría esférica, se obtienen los siguientes resultados.

Tabla 4.11. Dimensiones del pota del alambique.

<b>Volumen destilado (L)</b>	<b>Volumen pota (m<sup>3</sup>)</b>	<b>Diámetro (m)</b>
650	1,95	1,55

Suponiendo que la pota supone la mitad de la altura del alambique total se obtienen los siguientes resultados.

Tabla 4.12. Dimensiones del equipo.

<b>Altura (m)</b>	<b>Diámetro (m)</b>
3,10	1,55

### 4.3.2 Equipos de intercambio de calor

De manera general, en la siguiente figura se puede observar como varían las temperaturas del fluido frío y caliente en función de la longitud de intercambiador recorrida. En ella se facilita visualmente la diferencia de temperaturas en los extremos de cada fluido.

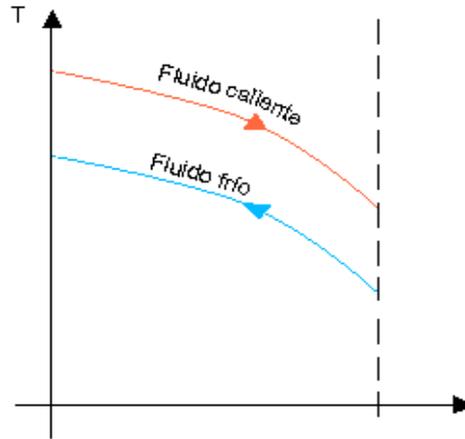


Figura 4.3. Evolución de las temperaturas.

El área de transferencia se puede obtener por medio de la siguiente ecuación:

$$Q = A \cdot U \cdot F \cdot DTLM \quad \text{Ecuación 4.23}$$

Donde:

- $U$  es el coeficiente global de transferencia ( $\text{kW}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$ ), que depende de los coeficientes de película de ambos fluidos, y se calcula mediante correlaciones.
- $F$  es un factor corrector que se calcula por correlaciones con el EES.
- $DTLM$  es la diferencia de temperatura logarítmica media de ambos fluidos en un intercambiador contracorriente equivalente ( $^{\circ}\text{C}$ ), su valor se determina con la ecuación 4.24.

$$DTLM = \frac{(T_{ec} - T_{sf}) - (T_{sc} - T_{ef})}{\ln\left(\frac{T_{ec} - T_{sf}}{T_{sc} - T_{ef}}\right)} \quad \text{Ecuación 4.24}$$

A continuación, se va explicar detalladamente el cálculo del coeficiente global de transferencia,  $U$ . Este parámetro depende de los factores de ensuciamiento y los coeficientes de película de ambos fluidos (Ecuación 4.25). Cabe destacar, que para determinar este parámetro no se ha tenido en cuenta la resistencia de conducción a través del espesor de los tubos del intercambiador. Esto es debido a que esta resistencia se puede considerar despreciable con respecto a las de transferencia por convección.

$$U = \frac{1}{\frac{de}{hi \cdot di} + F_{si} \cdot \frac{de}{di} + F_{se} + \frac{1}{he}} \quad \text{Ecuación 4.25}$$

Siendo:

- $F_{si}$  y  $F_{se}$  los factores de ensuciamiento interno y externo ( $\text{m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$ ). Su valor será de  $0,2 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$  cuando se trate de fluidos orgánicos, y  $0,1 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$  para el resto de fluidos [23].
- $di$  y  $de$  el diámetro interno y el diámetro externo del tubo, respectivamente (m). Se han empleado medidas normalizadas de acuerdo al Anexo I.

Por otro lado,  $h_i$  y  $h_e$  hacen referencia a los coeficientes de película de los fluidos que circulan por el intercambiador ( $W/m^2 \cdot K$ ). Estos coeficientes se obtienen mediante la ecuación 4.26:

$$h = \frac{Nu \cdot k}{d} \quad \text{Ecuación 4.26}$$

Donde:

- $k$  es la conductividad térmica de los fluidos ( $W/m \cdot K$ ).
- $Nu$  es el número adimensional de Nusselt.

El número de Nusselt se calcula por medio de correlaciones [24], y toma un valor u otro según el régimen en el que se encuentre el fluido (laminar, turbulento, turbulento completamente desarrollado, etc.). En cualquier caso, este parámetro es función de los números adimensionales de Prandtl y Reynolds, que vienen definidos mediante las ecuaciones 4.27 y 4.28:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot deq}{\mu} \quad \text{Ecuación 4.27}$$

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k} \quad \text{Ecuación 4.28}$$

Siendo  $v$  la velocidad del fluido (m/s), obtenida mediante la ecuación 4.29:

$$v = \frac{m}{\rho \cdot Apaso} \quad \text{Ecuación 4.29}$$

Se tienen en cuenta las velocidades típicas de circulación de fluidos pocos viscosos en líneas de conducción [26] por lo que deben estar en el rango de 1,2 – 2,4 m/s. Esto es solo una aproximación, luego las velocidades pueden ser distintas a las marcadas en un primer momento en función de los diámetros de las tuberías comerciales.

Teniendo en cuenta que el área de paso del fluido que circula por el interior de los tubos viene definida por la ecuación 4.30:

$$A_{paso, int} = \frac{n_{tubos} \cdot \pi \cdot di^2}{n_{pasos} \cdot 4} \quad \text{Ecuación 4.30}$$

Mientras que el área de paso del fluido que circula por la carcasa se calcula con la ecuación 4.31:

$$A_{paso, ext} = \frac{(pitch - de) \cdot Ds \cdot Lb}{pitch} \quad \text{Ecuación 4.31}$$

Donde:

- $Ds$  es el diámetro de la carcasa del intercambiador ( $m^2$ ).
- $Lb$  es la distancia entre los baffles del intercambiador ( $m^2$ ).
- $pitch$  hace referencia a la distancia entre los tubos del intercambiador (m). Es recomendable que el  $pitch$  sea 1,25 veces el diámetro externo del tubo [23].

Para calcular el diámetro de la carcasa y la distancia entre los baffles se van a emplear las ecuaciones 4.32 y 4.33 [23].

$$Ds = de \cdot \left( \frac{n_{tubos}}{k_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} \quad \text{Ecuación 4.32}$$

$$Lb = \frac{Ds}{5} \quad \text{Ecuación 4.33}$$

Siendo  $n_1$  y  $k_1$  constantes que toman un valor u otro en función del número de pasos por tubo. En este caso, se suponen que los tubos de los intercambiadores darán dos pasos, por tanto:  $n_1=2,207$  y  $k_1=0,249$  [23].

Para calcular la longitud es necesario fijar el número de tubos del intercambiador. Conociendo el número de tubos se puede calcular el área de un tubo (Ecuación 4.34) y con ésta la longitud (Ecuación 4.35).

$$A_{tubos} = \frac{A}{n_{tubos}} \quad \text{Ecuación 4.34}$$

$$A_{tubos} = \pi \cdot L \cdot de \quad \text{Ecuación 4.35}$$

La longitud del intercambiador debe ser entre 5 y 10 veces el diámetro de la carcasa, intentando no superar los 6 metros [25].

### Condensador

Analizando todas las opciones posibles del rango de velocidades expuesto líneas arriba, se han elegido aquellas que mantienen una mejor relación con el Anexo I.

Para ello se han calculado los 4 casos extremos representados en la siguiente tabla y mediante los valores de diámetro interno y la relación entre diámetro externo e interno se ha acudido a dicho Anexo.

Tabla 4.13. Análisis de las posibles velocidades de circulación del condensador E-102.

$v_e$ (m/s)	$v_i$ (m/s)	$d_e$ (mm)	$d_i$ (mm)	$d_e/d_i$
1,2	1,2	15,77	8,32	1,897
1,2	2,4	15,77	5,88	2,682
2,4	1,2	11,15	8,32	1,341
2,4	2,4	11,15	5,88	1,897

Los valores más normales se obtienen para la tercera fila, donde existe un valor en el Anexo I muy parecido al obtenido. Con dichas aproximaciones se usan los diámetros estándares y se obtiene la siguiente solución.

Tabla 4.14. Velocidades finales obtenidas para el condensador E-102.

$v_e$ (m/s)	$v_i$ (m/s)	$d_e$ (mm)	$d_i$ (mm)	$d_e/d_i$
1,184	0,611	15,88	11,66	1,362

Debido que la pérdida de carga no es muy elevada, por los volúmenes a tratar, el intercambiador de la instalación será carcasa y tubo tipo E, con un paso por carcasa y dos pasos por tubos. Además, los tubos tendrán forma de U, para facilitar la limpieza de los bancos de tubos [23]. Por motivos de seguridad, será el fluido caliente el que circule por el interior de los tubos, mientras que el fluido frío lo hará por la carcasa.

### Serpentín

De igual forma que con el condensador, se realiza el diseño de los otros dos intercambiadores. La solución se obtiene en la siguiente tabla, donde se representan nuevamente las velocidades de los fluidos y los diámetros del tubo.

Tabla 4.15. Relación de velocidades y diámetros del intercambiador E-101.

	$v_e$ (m/s)	$v_i$ (m/s)	$d_e$ (mm)	$d_i$ (mm)	$d_e/d_i$
<b>E-101</b>	0,1655	0,3975	12,7	9,4	1,351

Con las ecuaciones mencionadas anteriormente se estiman los valores de los parámetros de diseño de los intercambiadores. Pero para normalizar estos valores se ha seguido la norma TEMA (Anexo I). En la Tabla 4.16 se muestran los resultados obtenidos acerca de los parámetros de diseño de los intercambiadores.

Tabla 4.16. Resultado del diseño de los intercambiadores.

	Diámetro externo		N° tubos	Diámetro carcasa (in)	Longitud (m)	Área (m <sup>2</sup> )
	Pulgadas	BWG				
<b>E-101</b>	1/2	16	1	0,9385	6,563	0,2618
<b>E-102</b>	5/8	14	1	1,174	3,185	0,1589

Determinar el área de transferencia del horno es algo bastante complejo, ya que en este equipo el calor se transmite por radiación y por convección (en los intercambiadores solo por convección). Habitualmente, el 50-70% del calor se transfiere por radiación [23]. En este caso, para simplificar los cálculos, se ha supuesto que todo el calor se transmite por convección. De este modo, se puede calcular el área de transferencia con la ecuación 5.23, como si fuera un intercambiador de calor.

### 4.3.3 Bombas

Las bombas son equipos que vienen definidos por cinco parámetros fundamentales, que además están relacionados entre sí: el caudal a impulsar, la altura que son capaces de dar, la potencia consumida, el rendimiento y el NPSH. A continuación, se va a explicar cómo se obtiene cada uno de estos parámetros.

En primer lugar, es necesario conocer el caudal volumétrico que deberá impulsar la bomba, esto se hace con la ecuación 4.36:

$$Q = \frac{m}{\rho} \quad \text{Ecuación 4.36}$$

Siendo:

- $m$  el caudal másico en kg/h.
- $\rho$  la densidad del fluido en kg/m<sup>3</sup>.

Para calcular la altura desarrollada por la bomba se va a emplear la ecuación de Bernouilli (Ecuación 4.37).

$$Hb = h_{out} - h_{in} + \frac{P_{out} - P_{in}}{\rho} + \frac{v_{out}^2 - v_{in}^2}{2} \quad \text{Ecuación 4.37}$$

Donde:

- $Hb$  es la altura que da la bomba (m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>). Es necesario dividirla entre  $g$  (9,8 m/s<sup>2</sup>) para obtener su valor en metros.
- $H_{out}$  y  $H_{in}$  son las alturas del fluido en las zonas de aspiración e impulsión, respectivamente en m.
- $P_{in}$  y  $P_{out}$  son las presiones del fluido en las zonas de aspiración e impulsión, respectivamente en Pa.

- $v_{in}$  es la velocidad del fluido en la zona de aspiración (m/s). Si la bomba aspira el fluido de un tanque  $v_{in}$  se puede considerar despreciable, en caso contrario, se supondrá una velocidad típica del fluido de 1 m/s [22].
- $v_{out}$  es la velocidad del fluido en la zona de impulsión (m/s). En este caso, se supondrá una velocidad típica del fluido de 2 m/s [22].

Para calcular las presiones de los fluidos, existen distintas ecuaciones que se exponen a continuación. En este caso, se acudirá a la ecuación de Darcy (Ecuación 4.38).

$$\Delta P = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \rho \cdot \frac{v^2}{2} \quad \text{Ecuación 4.38}$$

Siendo  $f$  el factor de fricción, que se calcula mediante la ecuación 4.39.

$$\frac{1}{f^{0,5}} = -0,86 \cdot \ln\left(\frac{2,51}{Re \cdot f^{0,5}}\right) \quad \text{Ecuación 4.39}$$

Mediante esta forma se obtiene la pérdida de carga para el agua de la caldera. Para el resto de bombas se calcula mediante la presión de operación de los equipos. Teniendo en cuenta que todos trabajan a presión atmosférica, solo se tiene en cuenta el término relativo a las velocidades.

Añadiendo un 30% de seguridad a la pérdida aportada por la longitud de las tuberías, se obtiene la siguiente tabla. A su vez, las tuberías son de acero al carbono debido a la baja temperatura y, por lo tanto, la baja inflamabilidad y peligrosidad de las sustancias. Además, se supone que el fluido recorre una longitud de 15 m.

Tabla 4.17. Pérdidas de carga en distintos puntos del sistema.

	<b>P-101</b>	<b>P-102</b>	<b>P-103</b>	<b>P-104</b>	<b>P-105</b>
<b>Hb (m)</b>	1,615	0,9441	4,534	6,211	7,424

Una vez calculados el caudal y la altura, ya es posible determinar la potencia suministrada por la bomba al fluido,  $W$  (Ecuación 4.40).

$$W = \rho \cdot g \cdot Q \cdot Hb \quad \text{Ecuación 4.40}$$

Dichos resultados se representan en la tabla 4.18.

Tabla 4.18. Potencia teórica de las distintas bombas.

	<b>P-101</b>	<b>P-102</b>	<b>P-103</b>	<b>P-104</b>	<b>P-105</b>
<b>W (W)</b>	2,073	3,078	1,214	0,9956	0,5652

Sin embargo, como el rendimiento de las bombas no es del 100%, para calcular la potencia real de la bomba es necesario utilizar la ecuación 4.41:

$$W_{real} = \frac{W}{\eta} \quad \text{Ecuación 4.41}$$

Donde el valor de  $\eta$  (rendimiento de la bomba) es un parámetro que viene dado por el fabricante. En algunos casos, el fabricante proporciona directamente la potencia real.

El último parámetro interesante en el diseño de las bombas es el NPSH, ya que ayuda a conocer lo cerca que se encuentra una bomba de la cavitación.

El NPSH disponible (Ecuación 4.42) es la altura mínima que requiere la succión de una bomba para que no haya cavitación. Si la presión en algún punto del circuito es menor que la presión de vapor del líquido tendrá lugar la

cavitación (la bomba aspira vapor en vez de líquido), lo que puede causar grandes daños en el equipo.

$$NPSH_d = \frac{P_{in} - P_v}{\rho} \quad \text{Ecuación 4.42}$$

Siendo:

- $P_v$  la presión de vapor del fluido en Pa.

Tabla 4.19. Altura neta positiva de succión disponible de las distintas bombas.

	<b>P-101</b>	<b>P-102</b>	<b>P-103</b>	<b>P-104</b>	<b>P-105</b>
<b>NPSH<sub>d</sub> (m)</b>	15,84	9,262	44,48	60,93	72,83

El NPSH disponible se calcula antes de llevar a cabo el diseño de la bomba. Posteriormente, se busca en catálogos una bomba cuyas características concuerden con las requeridas por las condiciones del proceso. En este catálogo, el fabricante proporciona como dato el NPSH requerido de la bomba. Como criterio, se elige una bomba cuyo NPSH requerido cumpla la condición mostrada en la ecuación 4.43:

$$NPSH_r \geq \frac{NPSH_d}{1,2} \quad \text{Ecuación 4.43}$$

Tabla 4.20. Altura neta positiva de succión requerida de las distintas bombas.

	<b>P-101</b>	<b>P-102</b>	<b>P-103</b>	<b>P-104</b>	<b>P-105</b>
<b>NPSH<sub>r</sub> (m)</b>	13,2	7,718	37,06	50,77	60,69

En la Tabla 4.21 se muestra el modelo elegido para cada una de las bombas y sus características correspondientes, escogidas del catálogo localizado en el Anexo II.

Tabla 4.21. Valores obtenidos del diseño de las bombas.

<b>Bomba</b>	<b>Caudal (l/h)</b>	<b>Altura (m)</b>	<b>Potencia consumida (kW)</b>	<b>Modelo</b>
<b>P-101</b>	750	27	0,37	BP-M50
<b>P-102</b>	1500	17	0,37	BP-M50
<b>P-103</b>	250	36	0,37	BP-M50
<b>P-104</b>	250	36	0,37	BP-M50
<b>P-105</b>	250	36	0,37	BP-M50

Debido al bajo caudal y a la pequeña altura, las bombas escogidas han sido las más pequeñas y las que consumen la menor potencia posible. Todas son el mismo modelo ya que cumplen el máximo caudal y máxima altura calculada, consumiendo la menor potencia de todas las del catálogo.

#### 4.3.4 Depósitos

Una vez conocido el volumen a almacenar, se ha seleccionado del catálogo de la empresa Inoxidubra (Anexo IV) donde trabajan con acero inoxidable, condición imprescindible para que se puedan almacenar sustancias con fines alimenticios.

Dichos volúmenes se han obtenido siguiendo distintos criterios. En el tanque de recepción de etanol, TK-101, se deberá almacenar la cantidad necesaria para abastecer a la planta durante un período de 15 días. El de recepción de agua, TK-102, para almacenar la cantidad de agua diaria.

Los depósitos del destilado, TK-104, almacenan el contenido de 1 carga por hacer las etapas finales más rápidas. En el depósito de producto final, TK-105, la carga deberá permanecer en el depósito el tiempo necesario para homogeneizar la mezcla de la corriente procedente del alambique con el jarabe y el agua descalcificada.

Además, los tanques TK-106 y TK-107 han de permanecer siempre llenos entre ciertos valores determinados y el de reciclado, TK-103, almacena una única carga.

A su vez se diseñan con un coeficiente de seguridad del 25%.

Tabla 4.22. Diseño de los depósitos de la instalación.

Tanque	Fluido que almacena	Volumen (m <sup>3</sup> )
TK-101	Etanol	12,19
TK-102	Agua	1,63
TK-103	Agua y etanol	0,49
TK-104	Agua y etanol	0,33
TK-105	Agua y etanol	0,57
TK-106	Agua	0,87

#### 4.3.5 Batidora

Siguiendo la información proporcionada por la empresa Inoxmim, se encuentran distintos tipos de agitadores en el mercado, pudiendo ser agitadores verticales o laterales. Se seleccionará un tipo de agitador lateral usado en la elaboración del vino cuyo campo de aplicación comprende la disolución de azúcares, repartición de jarabes y mezcla de licores entre otras. Su tabla se adjunta en el Anexo V.

Tabla 4.23. Dimensiones de la batidora industrial.

Volumen (m <sup>3</sup> )	Longitud introducida (mm)	Diámetro hélice (mm)	Potencia (kW)	Modelo
10-50	550	160	1,1	LV 1.1-1500/160

La batidora ha sido seleccionada en función del tipo de proceso y del volumen a procesar. Teniendo en cuenta dichos criterios, la mejor es la del modelo LV 1.1-1500/160, aunque el volumen teórico que es capaz de procesar es mucho mayor que el que procesa realmente.

## 4.4 Mejora de la instalación

Resulta muy llamativo el hecho de que se deba comprar alcohol casi puro para rebajar su concentración en el alambique. Para ello se evalúa una alternativa que es utilizar el vino excedente de otra zona de la planta, en lugar de emplear alcohol comercial. De esta forma se podría comparar la viabilidad económica de ambos procesos y ver que resulta de mayor interés.

La composición del vino en la entrada es del 5%v/v. Para poder acudir al diagrama entalpía-composición de la mezcla agua etanol (Figura 4.4) y conocer la temperatura hasta la que se ha de elevar la mezcla, se necesita obtener dicha concentración de forma másica.

Mediante las densidades del agua y del etanol se obtiene que dicha concentración en masa es del 3,98%p/p. Usando el diagrama, para obtener vapor con una composición del 33,3%v/v (28,25%p/p), composición del etanol en el alambique, es necesario elevar la temperatura hasta 95°C.

Es por ello que se deberá recurrir a una separación flash, compuesta por un tanque, TK-108, y un intercambiador, E-103, para elevar la concentración hasta la deseada.

Primero se instala el intercambiador que haga elevar la temperatura de la mezcla hasta los 95°C calculados. El tanque dispondrá de dos salidas, una por la que circulará el vapor a la concentración requerida y otra líquida de purga.

La siguiente tabla resume los resultados obtenidos al resolver los balances de energía en el intercambiador.

Tabla 4.24. Balance de energía en el intercambiador E-103.

T <sup>a</sup> entrada (°C)	T <sup>a</sup> salida (°C)	m <sub>calef</sub> (kg)	AH (kg/kJ)	Q (kJ)
25	95	70,51	2258	159.180

De igual forma que en el diseño de los intercambiadores E-101 y E-102, se realizará el diseño de este posible nuevo intercambiador, E-103. Los resultados quedan recogidos en la tabla 4.25.

Tabla 4.25. Diseño del intercambiador E-103.

Intercambiador	Diámetro externo		N° tubos	Diámetro carcasa (in)	Longitud (m)	Área (m <sup>2</sup> )
	Pulgadas	BWG				
E-103	3/4	12	425	21,86	0,1221	3,105

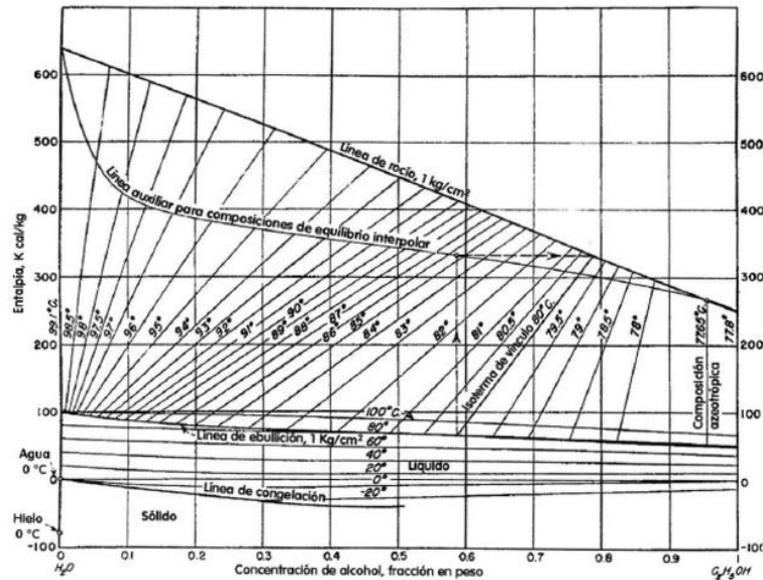


Figura 4.4. Diagrama entalpía-composición másica para el sistema etanol-agua a la presión de 1 bar.

Por otro lado, el tanque se seleccionará del mismo catálogo que los tanques anteriores. Se diseñará siguiendo el mismo criterio que el del tanque de etanol del apartado 5.3.4, para permitir el almacenamiento de la carga de 15 días.

Tabla 4.26. Diseño del tanque TK-107.

Tanque	Sustancia que almacena	Volumen (m <sup>3</sup> )
TK-107	Agua y etanol	33,88

Además del diseño de estos equipos, habrá que calcular la energía necesaria para obtener el vapor a usar en el intercambiador E-103, teniendo en cuenta que se parte de agua procedente de la red general de abastecimiento, es decir, se encuentra a 25°C. Resolviendo el balance de energía, la tabla 4.27 representa los valores obtenidos. Cabe destacar que la temperatura de salida se obtiene de calcular la temperatura de saturación del agua a la presión de 1 bar.

Tabla 4.27. Calor y combustible necesario para obtener el vapor usado en E-103.

T <sup>a</sup> entrada (°C)	T <sup>a</sup> salida (°C)	Q (kJ)	m <sub>cble</sub> (kg)
25	99,62	181.196	4,03

En resumen, para obtener la concentración de etanol necesaria en el alambique no solo basta con la compra de unos nuevos equipos, sino que también es necesario aumentar la corriente de combustible del horno para poder generar el vapor a usar en el intercambiador.

# 5 MEDICIONES Y PRESUPUESTOS

## 5.1 Coste de los equipos

### 5.1.1 Correlaciones de costes

El coste de los equipos se ha estimado por medio de correlaciones. Para calcular el coste de un equipo a través de su capacidad, se utiliza la correlación mostrada en la ecuación 5.1 [27].

$$\log_{10}(C_{\text{equipo}}) = K1 + K2 \cdot \log_{10}(A) + K3 \cdot (\log_{10}(A))^2 \quad \text{Ecuación 5.1}$$

Donde:

- $C_{\text{equipo}}$  es el coste de un equipo a presión atmosférica, temperatura ambiente y construido con acero al carbono.
- $A$  es la capacidad o tamaño del equipo. Este parámetro depende cada equipo, por ejemplo, en un intercambiador de calor es el área, mientras que en una bomba será la potencia consumida. En la Tabla 5.3 se muestra cual es la capacidad o tamaño de cada equipo.
- $K_i$  son parámetros característicos de cada equipo, y se muestran en la Tabla 5.4.

En el caso de que la presión de operación del equipo sea distinta a la atmosférica, el valor del coste del equipo se debe corregir aplicando en un factor de corrección por presión [27].

$$\log_{10}(FP) = C1 + C2 \cdot \log_{10}(P) + C3 \cdot (\log_{10}(P))^2 \quad \text{Ecuación 5.2}$$

Donde:

- $FP$  es el factor de corrección (bar), que depende de la presión de operación del equipo.
- $P$  es la presión de operación del equipo en bares.
- $C_i$  son parámetros característicos del equipo, cuyos valores se muestran en la Tabla 5.5.

En el caso de que el material de construcción del equipo sea distinto al acero al carbono, el valor del coste del equipo se debe corregir aplicando un factor de corrección por material ( $FM$ ). No será necesario llevar a cabo dicha corrección en este proceso, ya que los fluidos empleados no son corrosivos ni peligrosos. De modo que todos los equipos estarán contruidos con acero al carbono ( $FM = 1$ ).

Una vez conocidos Los factores  $FM$  y  $FP$ , la correlación de coste dependerá del tipo de equipo (Tabla 5.6).

### 5.1.2 Método de Williams

Las correlaciones empleadas para obtener el coste de los equipos requieren que la capacidad o tamaño de los estos se encuentre dentro de un rango determinado. En el caso de los intercambiadores de calor, ocurre que su capacidad (área) calculada es mucho mayor a la comprendida en el rango de las correlaciones anteriores.

En consecuencia, el coste de los intercambiadores de calor se va a estimar por medio del método de Williams, que se rigen por la ecuación 5.3 [27].

$$\frac{C_{\text{equipo}}}{C_{\text{ref}}} = \left( \frac{A}{A_{\text{ref}}} \right)^\alpha \quad \text{Ecuación 5.3}$$

Donde:

- $Aref$  es el tamaño de referencia, para el caso de los intercambiadores de calor tiene un valor de 100 m<sup>2</sup>.
- $Cref$  es el coste de un equipo cuyo tamaño es igual al de referencia, para el caso de los intercambiadores de calor tiene un valor de 21.000 \$.
- $\alpha$  es un parámetro que también viene definido por las correlaciones, tiene un valor de 0,71 en los intercambiadores de calor.

### 5.1.3 Parámetros característicos y resultados

Tabla 5.1. Capacidad o tamaño de cada equipo [27].

<b>Equipo</b>	<b>Capacidad o tamaño</b>
Intercambiador de calor	Área de transferencia (m <sup>2</sup> )
Horno o caldera	Calor transferido (kW)
Bomba	Potencia (kW)
Depósito	Volumen (m <sup>3</sup> )
Vasija vertical (alambique)	Volumen (m <sup>3</sup> )
Mezcladora	Volumen (m <sup>3</sup> ) y potencia (kW)

Tabla 5.2. Parámetros característicos de cada equipo  $K_i$  [27].

<b>Equipo</b>	<b>K1</b>	<b>K2</b>	<b>K3</b>
Depósito	4,8509	-0,3973	0,1445
Horno	6,3488	-1,1666	0,208
Bomba	3,3892	0,0536	0,1538
Mezcladores	2,2891	1,3603	-0,1027
Vasija vertical	3,4974	0,4485	0,1074

Tabla 5.3. Parámetros característicos de cada equipo  $C_i$  [27].

<b>Equipo</b>	<b>C1</b>	<b>C2</b>	<b>C3</b>
Horno	0,1347	-0,2368	0,1021
Bomba	-0,3935	0,3957	-0,00226

Tabla 5.4. Correlación de coste empleada para cada equipo [27].

<b>Equipo</b>	<b>Capacidad o tamaño</b>
Depósitos, bombas y vasijas	$CT = C_{equipo} \cdot (B1 + B2 \cdot FM \cdot FP)$
Horno	$CT = C_{equipo} \cdot FM \cdot FP$
Mezcladora	$CT = C_{equipo} \cdot FM$

Siendo  $B_i$  parámetros característicos de cada equipo, sus valores se muestran en la Tabla 6.5

Tabla 5.5. Parámetros característicos de cada equipo  $B_i$  [27].

<b>Equipo</b>	<b>B1</b>	<b>B2</b>
Depósito	1,10	0,00
Bomba	1,89	1,35
Vasija vertical	2,25	1,82

Tabla 5.6. Coste de los equipos.

<b>Equipo</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Tamaño</b>	<b>Coste (\$)</b>
Intercambiador E-101	1	0,2618	308,30
Intercambiador E-102	1	0,1589	216,28
Caldera H-101	1	30,11	119.824,55
Depósito TK-101	1	12,19	14.208,01
Depósito TK-102	1	1,63	4.353,06
Depósito TK-103	1	0,49	2.571,31
Depósito TK-104	1	0,33	2.227,13
Depósito TK-105	1	0,57	2.727,11
Depósito TK-106	1	0,87	3.251,32
Bomba P-101	1	0,37	8.040,38
Bomba P-102	1	0,37	8.040,38
Bomba P-103	1	0,37	8.040,38
Bomba P-104	1	0,37	8.040,38
Bomba P-105	1	0,37	8.040,38
Alambique T-101	1	1,95	17.624,20
Agitador MIX-101	1	1,1	221,43
<b>Coste equipos (€)</b>			<b>209.866,26</b>

## 5.2 Coste total de la planta

Una vez conocido el coste de adquisición de todos los equipos, se procede a calcular el coste total de inversión de la planta. Para ello, se va a utilizar el método de Chilton, donde el coste de los equipos se pondera por unos factores medios para obtener el resto de costes.

En la Tabla 5.9 aparecen los costes de cada concepto, además del coste total de inversión para construir la planta. Cada concepto se ha multiplicado por el valor medio de cada factor.

Tabla 5.7. Factores del método de Chilton [27].

Concepto	Factor	Concepto	Coste (€)
1. Coste equipos principales	1	1	209.866,26
2. Coste equipos instalados	1,40 – 2,20	1	377.759,28
3. Tuberías (Planta de fluidos)	0,30 – 0,60	2	94.439,82
4. Instrumentación	0,10 – 0,15	2	26.233,28
5. Edificios y preparación del terreno	0,60 – 1,00	2	167.893,01
6. Auxiliares	0,25 – 1,00	2	131.166,42
7. Líneas exteriores	0,00 – 0,05	2	5.246,66
8. Coste directo total	Suma 2 al 7		790.302,16
9. Ingeniería y construcción	0,35 – 0,50	8	341.163,85
10. Contingencia y beneficio contratista	0,10 – 0,20	8	120.410,77
11. Factor del tamaño	0,00 – 0,15	8	60.205,38
12. Coste indirecto total	Suma 9 al 11		513.696,40
<b>13. Coste total</b>	Suma 8 y 12		<b>1.303.998,56</b>

## 5.3 Cálculo de los índices de rentabilidad

Para ello se deben calcular los dos coeficientes más representativos: el VAN, la TIR y el PB.

Es necesario obtener los flujos de caja para obtener dichos valores. Para obtener los flujos de caja (FNC) habrá que imponer un precio del producto de venta y tener en cuenta los costes de operación, que se desglosan en materias primas y no consumibles como indica la siguiente ecuación.

$$CO = MP + NC \quad \text{Ecuación 5.4}$$

Donde:

- CO son los costes de operación en €/año.
- MP son los costes debidos al consumo de materias primas en €/año.
- NC son los costes debidos a los consumibles, que suponen el 4% de la inversión inicial, debida a su vez al coste de los equipos, en €/año.

Para obtener las ventas anuales es necesario determinar el precio de venta, las cargas diarias y los días laborales. Dichos valores quedan reflejados en la tabla 5.10.

Tabla 5.8. Valores de interés para calcular los ingresos anuales.

Precio (€/L)	Cargas (carga/día)	Días laborales (días/año)
1,5	3	360

Lo único que faltaría sería obtener la depreciación que se supone de 10 años. La depreciación o amortización es la disminución de un bien ya sea material o inmaterial. En este caso la depreciación se refiere a los equipos, que son bienes materiales. Se supone una depreciación lineal que sigue la siguiente expresión.

$$\text{Depreciación} = \frac{\text{Inversión}}{n} \quad \text{Ecuación 5.5}$$

El resto de columnas de los flujos de caja que aparecen en la siguiente tabla son una combinación lineal de las ya explicadas.

$$\text{BAI} = \text{Ventas} - \text{Costes} - \text{Depreciación} \quad \text{Ecuación 5.6}$$

$$\text{Imp} = \text{BAI} \cdot t \quad \text{Ecuación 5.7}$$

$$\text{BN} = \text{BAI} - \text{Imp} \quad \text{Ecuación 5.8}$$

$$\text{FNC} = \text{BN} + \text{Depreciación} \quad \text{Ecuación 5.9}$$

Donde t representa los impuestos (en España son del 25%).

Tabla 5.9. Cálculo de los flujos de caja (FNC).

	Inversión	Costes	Ventas	Depreciación	BAI	Imp	BN	FNC
<b>0</b>	(209.866,26)	-	-	-	-	-	-	(209.866,26)
<b>1</b>	-	657.707,10	729.324,00	20.986,63	50.630,27	12.657,57	37.972,70	58.959,33
<b>2</b>	-	657.707,10	729.324,00	20.986,63	50.630,27	12.657,57	37.972,70	58.959,33
<b>3</b>	-	657.707,10	729.324,00	20.986,63	50.630,27	12.657,57	37.972,70	58.959,33
<b>4</b>	-	657.707,10	729.324,00	20.986,63	50.630,27	12.657,57	37.972,70	58.959,33
<b>5</b>	-	657.707,10	729.324,00	20.986,63	50.630,27	12.657,57	37.972,70	58.959,33
<b>6</b>	-	657.707,10	729.324,00	20.986,63	50.630,27	12.657,57	37.972,70	58.959,33
<b>7</b>	-	657.707,10	729.324,00	20.986,63	50.630,27	12.657,57	37.972,70	58.959,33
<b>8</b>	-	657.707,10	729.324,00	20.986,63	50.630,27	12.657,57	37.972,70	58.959,33
<b>9</b>	-	657.707,10	729.324,00	20.986,63	50.630,27	12.657,57	37.972,70	58.959,33
<b>10</b>	-	657.707,10	729.324,00	20.986,63	50.630,27	12.657,57	37.972,70	58.959,33

### 5.3.1 Cálculo del VAN

El VAN es el Valor Actual Neto y permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros originados por una inversión. Es un índice de rentabilidad que se basa en calcular la suma de los valores actualizados de los flujos netos de caja.

Si el resultado es positivo el proceso es viable, ya que se obtienen beneficios, mientras que si el resultado es negativo el proceso no es viable puesto que existen pérdidas. El VAN se calcula con la siguiente ecuación:

$$VAN = -A + \sum_{i=0}^n \frac{FNC}{(1+k)^i} \quad \text{Ecuación 5.10}$$

Donde:

- A supone la inversión inicial.
- FNC representa los flujos de caja de cada año i.
- k es la tasa capital y se estima del 5,25%
- n son los años en que se estima la vida de la planta (10).

De dicha manera se obtiene que el VAN es el siguiente.

Tabla 5.10. Resultado del VAN en las condiciones iniciales.

<b>VAN (€)</b>	239.925,06
----------------	------------

Teniendo en cuenta que es positivo se podría decir que la inversión resulta viable económicamente.

### 5.3.2 Cálculo de la TIR

La TIR (tasa interna de rentabilidad) es la media geométrica de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión. Dicho con otras palabras, es el valor que debe tener la tasa capital para hacer nulo al VAN (ecuación 5.11).

Este valor indica como de rentable es un proyecto: si la tasa interna es menor que la TIR el proyecto se considera viable, mientras que si es mayor no. Si fuese números muy próximos habría que calcular otros parámetros puesto que la rentabilidad sería muy pequeña.

$$0 = -A + \sum_{i=1}^n \frac{FNC}{(1+TIR)^i} \quad \text{Ecuación 5.11}$$

El valor obtenido de la TIR es el siguiente.

Tabla 5.11. Resultado de la TIR en las condiciones iniciales.

<b>TIR (%)</b>	25,10
----------------	-------

Como la tasa capital es mucho menor que la TIR se puede concluir que resulta económicamente rentable.

### 5.3.3 Cálculo del PB

El PB (Pay Back o período de retorno) es el tiempo que debe transcurrir para recuperar la inversión inicial del proyecto.

Si éste es no lineal se calcula restando año a año los FNC a la inversión hasta que dé un número menor que el próximo FNC, cuando eso ocurra se dividirá dicho valor restante entre el del FNC próximo. De dicha manera se obtiene el año y el mes de recuperación.

Si es lineal, se divide directamente la inversión inicial entre el FNC.

Como en el caso a estudiar los FNC son constantes, se aplica el método lineal por lo que el PB es el siguiente.

Tabla 5.12. Resultado del PB en las condiciones iniciales.

<b>PB (años)</b>	3,56
------------------	------

Dicho resultado quiere decir que tras 3 años y medio con la planta en funcionamiento en las condiciones establecidas la inversión se ha recuperado.

## 5.4 Comparación de ambos procesos

Una vez llegados a este punto cabe preguntarse cuál de las dos alternativas es más rentable, ya que con el coste de la instalación no es suficiente (también están los costes de operación). Para ello se va a estimar cuánto es el gasto asociado a introducir los 650 L de la mezcla etílica en el alambique.

Siguiendo el proceso principal, los únicos costes son aquellos relacionados con la obtención de las materias primas, es decir, la compra del etanol y del agua.

Revisando distintos recursos actuales se obtiene que el precio del agua en la provincia de Sevilla está en torno a los 1,91€/m<sup>3</sup>, y que el precio del etanol es de 0,25€/L. En definitiva, el coste del proceso principal se representa en la tabla 5.1.

Tabla 5.13. Gasto asociado a introducir una carga en el alambique por el proceso inicial.

<b>Etanol (€/carga)</b>	<b>Agua (€/carga)</b>	<b>Coste total (€)</b>
54,17	0,83	54,99

Por otro lado, para obtener el coste asociado al proceso de mejora habrá que ver qué consumibles forman parte del proceso. En este caso está el vino, el cual no tiene coste alguno para la planta, el vapor, que hay que obtener mediante la combustión del gas natural en el horno y por tanto, el combustible necesario.

Realizando la misma tabla que en el caso anterior se obtiene la tabla 5.2 que relaciona los costes del supuesto proceso de mejora. El precio del combustible puede recogerse de la tabla 3.2.

Tabla 5.14. Gasto asociado a introducir una carga en el alambique por el proceso de mejora.

<b>Vino (€/carga)</b>	<b>Agua (€/carga)</b>	<b>Combustible (€/carga)</b>	<b>Coste total (€)</b>
-	0,13	273,41	273,54

Se puede observar claramente como es mucho más barato tener de materia prima el etanol 96%v/v que acondicionar un vino que, en un primer momento, parecía gratuito ya que su acondicionamiento es muy costoso.

# 6 HOJAS DE ESPECIFICACIONES



## ALAMBIQUE

Planta: Elaboración de licor de anís

Nomenclatura: T-101

Material: Cobre

Descripción: Equipo donde se lleva a cabo la extracción de los aceites esenciales de la semilla de matalahúva y donde se produce la destilación de la mezcla etílica.

## DATOS DE OPERACIÓN

Temperatura entrada (°C)	20
Temperatura salida (°C)	100
Presión (bar)	1
Volumen almacenado (L)	650

## DIMENSIONES

Diámetro (m)	1,55
Altura (m)	3,10
Volumen pota (m <sup>3</sup> )	1,95

## PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	0,867
Viscosidad (bar·s)	0,113

## CALOR INTERCAMBIADO

Calor transferido al fluido (kJ)	241.813
Masa de vapor (kg)	107,1
Coefficiente global, U (W/m <sup>2</sup> ·°C)	2.694
Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	0,2618
Salto de temperaturas, DTLM (°C)	42,34



## HORNO

Planta: Elaboración de licor de anís

Nomenclatura: H-101

Material: Acero al carbono

Descripción: Horno que eleva la temperatura del agua hasta convertirla en vapor que hace ebullir la mezcla etílica alojada en el alambique

### PROPIEDADES DEL FLUIDO

Temperatura entrada (°C)	25
Temperatura salida (°C)	100
Presión entrada (bar)	1
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	0,996
Viscosidad (bar·s)	0,1002
Cantidad (kg)	107,1

### CALOR INTERCAMBIADO

Calor transferido útil transferido al fluido (kJ)	243.903
Calor aportado por el combustible (kJ)	304.879
Calor aportado por el aire (kJ)	-
Masa de combustible (kJ)	6,78
Exceso de aire (%)	5
Rendimiento (%)	80
Pérdida por transmisión de calor (kJ)	6.098

# 7 ANEXOS

## Anexo I. Intercambiadores carcasa y tubo.

Imagen 7.1. Intercambiadores carcasa y tubo: características de los tubos [28].

O.D. of Tubing	E.W.G. Gauge	Thick-ness Inches	Internal Area Sq. Inch	Sq. Ft. External Surface Per Foot Length	Sq. Ft. Internal Surface Per Foot Length	Weight Per Ft. Length Lbs. <sup>2</sup>	I. D. Tubing Inches	Moment of Inertia Inches <sup>4</sup>	Section Modulus Inches <sup>3</sup>	Radius of Gyration Inches	Constant C**	O. D. I. D.	Metal Area (Transverse Metal Area) Sq. Inch
1/4	22	.028	.0295	.0655	.0508	.066	.194	.00012	.00098	.0792	45	1.289	.0195
1/4	24	.022	.0323	.0453	.0539	.054	.206	.00011	.00083	.0810	52	1.214	.0159
1/4	26	.018	.0360	.0655	.0560	.045	.214	.00009	.00071	.0824	58	1.168	.0131
3/8	18	.049	.0603	.0982	.0725	.171	.277	.00068	.0036	.1164	94	1.254	.0502
3/8	20	.035	.0731	.0982	.0798	.127	.305	.00055	.0029	.1213	114	1.233	.0374
3/8	22	.028	.0759	.0982	.0835	.104	.319	.00046	.0025	.1227	125	1.176	.0305
3/8	24	.022	.0860	.0982	.0867	.083	.331	.00038	.0020	.1248	134	1.123	.0244
1/2	16	.065	.1075	.1309	.0969	.302	.370	.0022	.0086	.1556	168	1.251	.0888
1/2	18	.049	.1269	.1309	.1052	.236	.402	.0018	.0072	.1606	198	1.244	.0694
1/2	20	.040	.1452	.1309	.1126	.174	.430	.0014	.0056	.1649	227	1.163	.0511
1/2	22	.038	.1548	.1309	.1162	.141	.444	.0012	.0046	.1671	241	1.126	.0415
5/8	12	.109	.1301	.1636	.1066	.602	.407	.0061	.0197	.1864	203	1.536	.177
5/8	13	.095	.1486	.1636	.1139	.537	.435	.0057	.0182	.1903	232	1.437	.158
5/8	14	.083	.1655	.1636	.1202	.479	.459	.0053	.0170	.1938	258	1.362	.141
5/8	15	.072	.1817	.1636	.1259	.425	.481	.0049	.0156	.1971	283	1.295	.125
5/8	16	.065	.1924	.1636	.1295	.388	.495	.0045	.0145	.1993	300	1.263	.114
5/8	17	.058	.2025	.1636	.1333	.350	.509	.0042	.0134	.2016	317	1.228	.103
5/8	18	.049	.2171	.1636	.1380	.303	.527	.0037	.0118	.2043	340	1.186	.089
5/8	19	.042	.2294	.1636	.1416	.262	.541	.0033	.0105	.2068	358	1.155	.077
5/8	20	.035	.2410	.1636	.1453	.221	.555	.0028	.0091	.2089	377	1.126	.065
3/4	10	.124	.1923	.1963	.1262	.884	.462	.0129	.0344	.2229	285	1.556	.260
3/4	11	.120	.2043	.1963	.1325	.809	.510	.0122	.0326	.2267	319	1.471	.238
3/4	12	.109	.2223	.1963	.1393	.748	.532	.0116	.0309	.2299	347	1.410	.220
3/4	13	.095	.2463	.1963	.1466	.666	.560	.0107	.0285	.2340	384	1.339	.196
3/4	14	.083	.2670	.1963	.1529	.592	.584	.0098	.0262	.2376	418	1.284	.174
3/4	15	.072	.2884	.1963	.1587	.520	.606	.0089	.0238	.2410	450	1.238	.153
3/4	16	.065	.3019	.1963	.1623	.476	.620	.0083	.0221	.2433	471	1.210	.140
3/4	17	.058	.3157	.1963	.1660	.428	.634	.0076	.0203	.2455	492	1.183	.126
3/4	18	.049	.3329	.1963	.1707	.367	.652	.0067	.0178	.2464	521	1.150	.108
3/4	20	.035	.3632	.1963	.1780	.269	.680	.0050	.0134	.2532	567	1.103	.078
7/8	10	.124	.2892	.2291	.1589	1.061	.607	.0221	.0505	.2662	451	1.441	.312
7/8	11	.120	.3156	.2291	.1662	.969	.635	.0208	.0475	.2703	494	1.378	.285
7/8	12	.109	.3390	.2291	.1720	.891	.657	.0196	.0449	.2736	529	1.322	.262
7/8	13	.095	.3585	.2291	.1783	.802	.685	.0180	.0411	.2778	575	1.277	.233
7/8	14	.083	.3948	.2291	.1856	.704	.709	.0164	.0374	.2815	616	1.234	.207
7/8	16	.065	.4359	.2291	.1950	.561	.745	.0137	.0312	.2873	680	1.174	.165
7/8	18	.049	.4742	.2291	.2034	.432	.777	.0109	.0249	.2925	744	1.126	.127
7/8	20	.035	.5090	.2291	.2107	.313	.805	.0082	.0187	.2972	794	1.087	.092
1	8	.165	.3526	.2618	.1754	1.462	.670	.0292	.0784	.3009	550	1.493	.430
1	10	.134	.4208	.2618	.1916	1.237	.732	.0250	.0700	.3098	656	1.366	.364
1	11	.120	.4525	.2618	.1990	1.129	.760	.0227	.0654	.3140	708	1.316	.332
1	12	.109	.4821	.2618	.2047	1.037	.782	.0207	.0615	.3174	749	1.279	.305
1	14	.083	.5463	.2618	.2121	.813	.810	.0180	.0559	.3217	804	1.235	.270
1	15	.072	.5755	.2618	.2241	.714	.856	.0157	.0507	.3255	852	1.199	.239
1	16	.065	.5945	.2618	.2278	.645	.870	.0150	.0489	.3291	898	1.167	.210
1	18	.049	.6350	.2618	.2361	.496	.902	.0166	.0432	.3314	927	1.149	.191
1	20	.035	.6793	.2618	.2435	.360	.930	.0124	.0247	.3414	1050	1.075	.106
1-1/4	7	.180	.5221	.3272	.2330	2.057	.890	.0390	.1425	.3836	970	1.404	.605
1-1/4	8	.165	.6540	.3272	.2409	1.921	.920	.0347	.1255	.3880	1037	1.359	.565
1-1/4	10	.134	.7574	.3272	.2571	1.598	.982	.0241	.1186	.3974	1182	1.273	.470
1-1/4	11	.120	.8012	.3272	.2644	1.448	1.010	.0210	.1100	.4018	1250	1.238	.426
1-1/4	12	.109	.8365	.3272	.2702	1.329	1.032	.0187	.1027	.4052	1305	1.211	.391
1-1/4	14	.083	.8825	.3272	.2775	1.173	1.060	.0159	.0926	.4097	1377	1.179	.345
1-1/4	16	.065	.9229	.3272	.2838	1.033	1.084	.0134	.0823	.4136	1440	1.153	.304
1-1/4	18	.049	.9632	.3272	.2932	.822	1.120	.0106	.0682	.4196	1537	1.116	.242
1-1/4	20	.035	1.042	.3272	.3016	.629	1.152	.0084	.0534	.4250	1626	1.085	.185
1-1/4	22	.025	1.094	.3272	.3089	.456	1.180	.0067	.0395	.4287	1707	1.059	.134
1-1/2	10	.124	1.192	.3927	.3225	1.955	1.232	.0254	.1806	.4852	1860	1.218	.575
1-1/2	12	.109	1.251	.3927	.3356	1.818	1.262	.0219	.1546	.4923	2014	1.170	.476
1-1/2	14	.083	1.398	.3927	.3492	1.258	1.334	.0131	.1241	.5018	2181	1.124	.370
1-1/2	16	.065	1.474	.3927	.3567	.996	1.370	.0096	.1008	.5079	2299	1.095	.293
2	11	.120	2.429	.5236	.4608	2.410	1.760	.0344	.3144	.6660	3795	1.126	.709
2	13	.095	2.573	.5236	.4739	1.934	1.810	.0286	.2586	.6744	4014	1.105	.569
2-1/2	9	.140	3.615	.6540	.5770	3.719	2.304	.0592	.6074	.8332	5951	1.134	1.094

Imagen 7.2. Intercambiadores carcasa y tubo: diámetro de la carcasa y número de tubos en intercambiadores de placas tubulares fijas y de tubos en U [28].

37	35	33	31	29	27	25	23¼	21¼	19¼	17¼	15¼	13¼	12	10	8	I.D. of Shell (In.)		
1209	1143	1019	881	763	663	553	481	391	307	247	193	135	105	60	33	¾" on 1½" Δ	Fired Tubes	One-Pass
1127	1007	889	765	667	577	493	423	343	277	217	157	117	91	57	33	¾" on 1" Δ		
965	865	765	665	587	495	419	355	287	235	183	139	101	85	53	33	¾" on 1" □		
099	633	551	481	427	361	307	247	205	163	133	103	73	57	33	15	1" on 1¼" Δ		
595	545	477	413	359	303	255	215	179	139	111	83	65	45	33	17	1" on 1¼" □		
1242	1088	964	846	734	626	528	452	370	300	228	166	124	94	58	32	¾" on 1½" Δ	Fired Tubes	Two-Pass
1088	972	858	746	646	556	468	398	326	264	208	154	110	90	56	28	¾" on 1" Δ		
940	840	746	644	560	480	408	348	280	222	172	126	94	78	48	26	¾" on 1" □		
683	608	530	462	410	346	292	244	204	162	126	92	62	52	32	16	1" on 1¼" Δ		
584	522	460	402	348	298	248	218	172	136	106	76	56	40	26	12	1" on 1¼" □		
1126	1008	882	768	648	558	460	398	304	234	180	134	94	64	34	8	¾" on 1½" Δ	U Tubes²	Four-Pass
1000	882	772	674	566	484	406	336	270	212	158	108	72	60	26	8	¾" on 1" Δ		
884	778	688	586	506	436	362	304	242	188	142	100	72	52	30	12	¾" on 1" □		
610	532	466	396	340	284	234	192	154	120	84	58	42	26	8	XX	1" on 1¼" Δ		
526	464	406	350	304	256	214	180	134	100	76	58	38	22	12	XX	1" on 1¼" □		
1172	1024	904	788	680	576	484	412	332	260	190	154	108	84	48	XX	¾" on 1½" Δ	Fired Tubes	Four-Pass
1024	912	802	692	596	508	424	300	292	232	180	134	96	72	44	XX	¾" on 1" Δ		
880	778	688	590	510	440	360	308	242	192	142	126	88	72	48	XX	¾" on 1" □		
638	560	488	422	368	308	258	212	176	138	104	78	60	44	24	XX	1" on 1¼" Δ		
534	476	414	360	310	260	214	188	142	110	84	74	48	40	24	XX	1" on 1¼" □		
1092	976	852	740	622	534	438	378	286	218	166	122	84	56	28	XX	¾" on 1½" Δ	U Tubes²	Four-Pass
908	852	744	648	542	462	386	318	254	198	146	98	64	52	20	XX	¾" on 1" Δ		
852	748	660	560	482	414	342	286	226	174	130	90	64	44	24	XX	¾" on 1" □		
584	508	444	376	322	266	218	178	142	110	74	50	30	20	XX	XX	1" on 1¼" Δ		
500	440	384	336	286	238	198	160	122	90	60	50	32	16	XX	XX	1" on 1¼" □		
1106	964	844	732	632	532	440	372	294	230	174	116	80	XX	XX	XX	¾" on 1½" Δ	Fired Tubes	Six-Pass
964	852	744	640	548	464	388	322	258	202	156	104	66	XX	XX	XX	¾" on 1" Δ		
818	724	634	536	460	394	324	266	212	158	116	78	54	XX	XX	XX	¾" on 1" □		
586	514	442	382	338	274	226	182	150	112	82	56	34	XX	XX	XX	1" on 1¼" Δ		
484	430	368	318	268	226	184	154	116	88	66	44	XX	XX	XX	XX	1" on 1¼" □		
1058	944	826	716	596	510	416	358	272	206	156	110	74	XX	XX	XX	¾" on 1½" Δ	U Tubes²	Six-Pass
940	826	720	626	518	440	366	300	238	184	134	88	56	XX	XX	XX	¾" on 1" Δ		
820	718	632	534	458	392	322	268	210	160	118	80	56	XX	XX	XX	¾" on 1" □		
562	488	426	356	304	252	206	168	130	100	68	42	30	XX	XX	XX	1" on 1¼" Δ		
478	420	362	316	268	224	182	152	110	80	60	42	XX	XX	XX	XX	1" on 1¼" □		
1040	902	790	682	576	484	398	332	258	198	140	94	XX	XX	XX	XX	¾" on 1½" Δ	Fired Tubes	Eight-Pass
902	798	694	588	496	422	344	286	224	170	124	82	XX	XX	XX	XX	¾" on 1" Δ		
760	662	576	490	414	352	286	228	174	132	94	XX	XX	XX	XX	XX	¾" on 1" □		
542	466	400	342	298	240	190	154	120	90	66	XX	XX	XX	XX	XX	1" on 1¼" Δ		
438	388	334	280	230	192	150	128	94	74	XX	XX	XX	XX	XX	XX	1" on 1¼" □		
1032	916	796	688	578	490	398	342	254	190	142	102	68	XX	XX	XX	¾" on 1½" Δ	U Tubes²	Eight-Pass
908	796	692	600	498	422	350	286	226	170	122	82	52	XX	XX	XX	¾" on 1" Δ		
792	692	608	512	438	374	306	254	194	146	106	70	48	XX	XX	XX	¾" on 1" □		
540	464	404	340	290	238	190	154	118	90	58	38	24	XX	XX	XX	1" on 1¼" Δ		
456	396	344	300	254	206	170	142	98	70	50	34	XX	XX	XX	XX	1" on 1¼" □		
37	35	33	31	29	27	25	23¼	21¼	19¼	17¼	15¼	13¼	12	10	8	I.D. of Shell (in.)		

## Anexo II. Catálogo de bombas.

Imagen 7.3. Serie BP Bombas periféricas con temperatura máxima de 90°C.

TIPO DE BOMBA	P2 Potencia del motor		Corriente		Ø Orificios Asp.-Imp. "G"	Peso en Kg	Caudal en litros/hora							
	kW	HP	Clase	Tensión Voltios			250	500	750	1000	1500	2000	2500	3000
BP-50M	0,37	0,50	Mon	230	1" - 1"	5,7	36	32	27	24	17	10	3	
BP-50T2	0,37	0,50	Trif	230/400	1" - 1"	5,6	36	32	27	24	17	10	3	
BP-100M	0,75	1,00	Mon	230	1" - 1"	9,5	62	58	55	51	44	37	29	22
BP-100T2	0,75	1,00	Trif	230/400	1" - 1"	9,5	62	58	55	51	44	37	29	22

Imagen 7.4. Serie JET Autoaspirantes con temperatura máxima 50°C.

TIPO DE BOMBA	P2 Potencia del motor		Corriente		Ø Orificios Asp.-Imp. "G"	Peso en Kg	Caudal en litros/hora								
	kW	HP	Clase	Tensión Voltios			250	500	750	1000	1500	2000	2500	3000	3500
JET-81M	0,60	0,8	Mon	230	1" - 1"	14,4	46	43	40	38	33	28	23		
JET-81T2	0,60	0,8	Trif	230/400	1" - 1"	14,4	46	43	40	38	33	28	23		
JET-101M	0,75	1,0	Mon	230	1" - 1"	17,0	50	47	45	43	39	35	31	28	
JET-101T2	0,75	1,0	Trif	230/400	1" - 1"	17,0	50	47	45	43	39	35	31	28	

Imagen 7.5. Serie JAP Aspiración profunda con temperatura máxima 50°C.

TIPO DE BOMBA	P2 Potencia del motor		Corriente		Ø Orificios Asp.-Imp. "G"	Peso en Kg	Prof. asp. m	Caudal en litros/hora								
	kW	HP	Clase	Tensión Voltios				200	400	900	1200	1500	1800	2100	3000	3600
JAP-100/30M	0,75	1	Mon	230	1 1/4" - 1"	18	15	40	37	30	27	24	21	18		
							20	37	34	25	21	17				
							25	30	25	14	11					
							30	14	8							
							35	12	4							
JAP-150/30M	1,10	1,50	Mon	230	1 1/4" - 1"	27,2	20					50	37	30	21	
							25					45	34	27		
							35			49	41	20				
							40		50	40						
							50		49	20						
JAP-220/30M	1,65	2,20	Mon	230	1 1/4" - 1"	27,7	20					50	48	43	32	
							25					44	40	28	28	
							35					28	20		27	
							40			46	30					
							50		50	40						

## Anexo IV. Catálogo de depósitos.

Imagen 7.6. Depósito de almacenamiento de fondo cónico con patas.

CAPACIDAD L.		DIMENSIONES						PATAS	PESO KG.
ÚTIL	TOTAL	ØD	HC	HT	HS	Ø S	Ø B		
100	106	440	625	1.219	250	1/2"	200	3	25
200	212	615	625	1.273	250	1/2"	300	3	34
250	269	640	750	1.405	250	1/2"	300	3	38
300	333	685	750	1.452	250	25	300	3	44
400	416	790	750	1.467	250	25	400	3	57
500	550	800	1.000	1.764	250	25	400	3	65
750	785	860	1.250	1.986	250	25	400	3	80
1.000	1.074	1.000	1.250	2.031	250	25	400	3	92
1.500	1.555	1.195	1.250	2.076	250	32	400	3	131
2.000	2.119	1.280	1.500	2.352	250	32	400	3	141
2.500	2.552	1.400	1.500	2.372	250	32	400	3	168
3.000	3.050	1.525	1.500	2.410	250	40	400	4	196
4.000	4.082	1.545	2.000	2.933	250	40	400	4	286
5.000	5.117	1.720	2.000	2.982	250	40	400	4	330
6.000	6.124	1.875	2.000	3.023	250	40	400	4	361
7.000	7.117	1.915	2.250	3.284	250	40	400	4	374
7.500	7.626	1.980	2.250	3.302	250	40	400	4	409
8.000	8.132	1.950	2.500	3.544	250	40	400	4	437
9.000	9.156	2.065	2.500	3.574	250	40	400	4	464
10.000	10.134	2.000	3.000	4.057	250	40	400	4	500
12.000	12.162	2.185	3.000	4.107	250	40	400	4	569
12.500	12.685	2.230	3.000	4.119	250	40	400	4	582
15.000	15.210	2.435	3.000	4.182	250	50	400	4	658
20.000	20.171	2.325	4.500	5.652	250	50	400	5	856
25.000	25.247	2.595	4.500	5.725	250	50	400	5	1.128
30.000	30.277	2.835	4.500	5.789	250	50	400	5	1.243
35.000	35.309	3.055	4.500	5.848	250	50	400	5	1.352
40.000	40.371	3.260	4.500	5.903	250	50	400	6	1.483
45.000	45.344	3.025	6.000	7.340	250	50	400	6	1.653
50.000	50.392	3.185	6.000	7.383	250	50	400	6	1.750
55.000	55.373	3.335	6.000	7.423	250	50	400	6	1.841
60.000	60.422	3.480	6.000	7.462	250	50	400	6	1.932

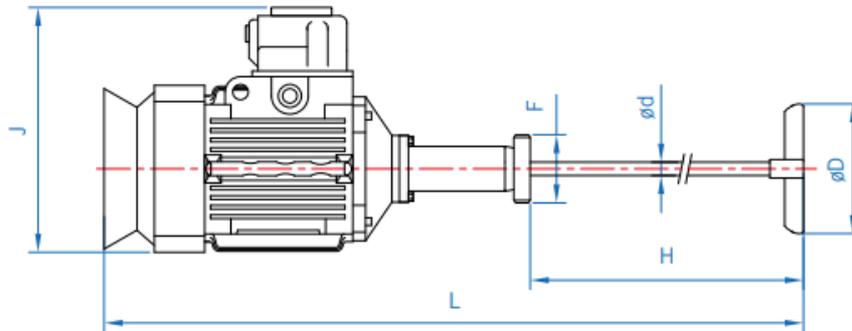
## Anexo V. Catálogo de agitadores.

Imagen 7.7. Tipos de agitadores enológicos.

MODELOS	CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS				DIMENSIONES						PESO Kg
	kW	Rpm.	m <sup>3</sup> depósito	Máx. presión	DN	D	d	H	L	J	
<b>LV 1.1-1500/160</b>	1.1	1500	10 - 50	6 bar	50	160	18	550	1100	280	18
<b>LV 3-1500/200</b>	3	1500	50 - 80	6 bar	65	200	25	550	1200	360	50

Siendo dichas dimensiones las siguientes.

Imagen 7.8. Dimensiones del tipo de agitadores seleccionados.



## Anexo VI. Catálogo de filtros prensa.

MODELO	Nº de placas	Nº de cámaras	Longitud mm (A)	Anchura mm (B)	Altura mm (C)	Peso en vacío (Kg)	Peso en carga (Kg)	Superficie filtrante total (m <sup>2</sup> )	Volumen torta total FP (l)	Tamaño placas y telas
<b>FPSA 47/</b>	5	4	1.300	1.120	1.270	630	680	1,4	19	470
	10	9	1.560	1.120	1.270	660	750	3,2	43	470
	15	14	1.820	1.120	1.270	690	820	5,0	67	470
	20	19	2.110	1.120	1.270	720	890	6,8	91	470
	25	24	2.340	1.120	1.270	750	960	8,6	115	470
	30	29	2.630	1.120	1.270	780	1.030	10,4	139	470
	35	34	2.890	1.120	1.270	810	1.100	12,2	164	470
	40	39	3.150	1.120	1.270	840	1.170	14,0	188	470
	45	44	3.410	1.120	1.270	870	1.240	16,8	212	470
	50	49	3.670	1.120	1.270	900	1.310	17,6	236	470
	55	54	3.930	1.120	1.270	930	1.380	19,4	260	470
60	59	4.190	1.120	1.270	960	1.450	21,2	284	470	
Caudal bomba (l/m): 2,75 Volumen depósito (l): 8 Potencia: 1,1 Kw Calculado para un espesor de torta de: 30 mm										
<b>FPSA 63/</b>	5	4	1.360	1.464	1.430	1.140	1.205	2,6	38	630
	10	9	1.635	1.464	1.430	1.260	1.315	5,9	85	630
	15	14	1.930	1.464	1.430	1.380	1.500	9,1	132	630
	20	19	2.310	1.464	1.430	1.500	1.685	12,4	179	630
	25	24	2.495	1.464	1.430	1.620	1.870	15,6	226	630
	30	29	2.780	1.464	1.430	1.740	2.055	18,9	273	630
	35	34	3.060	1.464	1.430	1.860	2.240	22,1	321	630
	40	39	3.350	1.464	1.430	1.980	2.425	25,4	368	630
	45	44	3.635	1.464	1.430	2.100	2.610	28,6	415	630
	50	49	3.920	1.464	1.430	2.220	2.795	31,9	462	630
	55	54	4.210	1.464	1.430	2.340	2.980	35,1	509	630
60	59	4.490	1.464	1.430	2.460	3.165	38,4	556	630	
Caudal bomba (l/m): 2,75 Volumen depósito (l): 8 Potencia: 1,1 Kw Calculado para un espesor de torta de: 32 mm										
<b>FPSA 80/</b>	10	9	1.930	1.509	1.600	1.650	1.750	9,8	144	800
	15	14	2.240	1.509	1.600	1.770	1.920	15,3	224	800
	20	19	2.550	1.509	1.600	1.890	2.090	20,7	305	800
	25	24	2.860	1.509	1.600	2.100	2.350	26,2	385	800
	30	29	3.170	1.509	1.600	2.250	2.550	31,6	465	800
	35	34	3.486	1.509	1.600	2.370	2.720	37,1	545	800
	40	39	3.795	1.509	1.600	2.490	2.840	42,5	625	800
	45	44	4.105	1.509	1.600	2.610	3.010	48,0	705	800
	50	49	4.415	1.509	1.600	2.750	3.200	53,4	785	800
	55	54	4.725	1.509	1.600	2.870	3.370	58,4	866	800
	60	59	5.035	1.509	1.600	3.100	3.600	64,3	946	800
Caudal bomba (l/m): 7,8 Volumen depósito (l): 14 Potencia: 3 Kw Calculado para un espesor de torta de: 32 mm										

## Anexo VII. Código EES de los distintos equipos

### CORRIENTES PRINCIPALES

$$v_{mezcla\_o}=650$$

$$v_{w\_o}=2/3*v_{mezcla\_o} \{L\}$$

$$v_{et\_o}=1/3*v_{mezcla\_o} \{L\}$$

$$\rho_w=\text{density}(\text{Water};T=25;P=1)/1000$$

$$\rho_{et}=\text{density}(\text{Ethanol};T=25;P=1)/1000$$

$$et_{ov}=v_{et\_o}/(v_{w\_o}+v_{et\_o}) \{\%v/v\}$$

$$et_{om}=v_{et\_o}*\rho_{et}/(v_{w\_o}*\rho_w+v_{et\_o}*\rho_{et}) \{\%p/p\}$$

$$m_{mezcla\_o}=v_{w\_o}*\rho_w+v_{et\_o}*\rho_{et}$$

{PRODUCTO DESTILACIÓN (Tras 6h)}

$$v_{mezcla\_prod}=560/1400*v_{mezcla\_o} \{L\}$$

$$\{et_{prodv}=0,726\}$$

$$et_{prodm}=v_{mezcla\_prod}*et_{prodv}*\rho_{et}/(v_{mezcla\_prod}*et_{prodv}*\rho_{et}+v_{mezcla\_prod}*(1-et_{prodv})*\rho_w) \{\%p/p\}$$

$$m_{mezcla\_prod}=v_{mezcla\_prod}*et_{prodv}*\rho_{et}+v_{mezcla\_prod}*(1-et_{prodv})*\rho_w$$

{RECIRCULACIÓN}

$$y=761,93*x^4-1019,1*x^3+493,51*x^2-90,447*x+8,0036$$

$$I=\text{integral}(y;x;et_{recm};et_{om})$$

$$\ln(m_{mezcla\_o}/m_{mezcla\_rec})=0,4691 \{A: \text{Resultado de la integral}\}$$

{Debido a que el programa no me deja poner como límite de la integral una variable hago una tabla parametrica de 0,001 a 0,999 como valores de A y calculo el valor de I resultante. El resultado correcto será aquel en el que A=I}

$$m_{mezcla\_o}*et_{om}=m_{mezcla\_prod}*et_{prodm}+m_{mezcla\_rec}*et_{recm}$$

$$m_{mezcla\_o}=m_{mezcla\_prod}+m_{mezcla\_rec}$$

{SECO}

$$V_{anis\_s}=v_{mezcla\_prod}+v_{j\_s}+v_{w\_s}$$

$$V_{j\_s}=V_{anis\_s}*50/1000$$

$$v_{mezcla\_prod}=V_{anis\_s}*0,35/et_{prodv}$$

$$semi\_s=1,75*v_{mezcla\_prod}/0,012/1000 \{kg\}$$

$$40=\text{ACEITE\_S}*v_{mezcla\_prod}/0,012/1000$$

{DULCE}

$$V_{anis\_d}=v_{mezcla\_prod}+v_{j\_d}+v_{w\_d}$$

$$V_{j\_d}=V_{anis\_d}*260/1000$$

$$v_{mezcla\_prod}=V_{anis\_d}*0,35/et_{prodv}$$

$$semi\_d=1,25*v_{mezcla\_prod}/0,012/1000 \{kg\}$$

$$30=\text{ACEITE\_D}*v_{mezcla\_prod}/0,012/1000$$

### ALAMBIQUE T-101

"la cantidad de agua ha de ser tal que evapore la nueva carga del alambique y el reciclo de la carga anterior, cabeza y cola"

$$T_{e\_mezcla}=20$$

$$T_{s\_agua}=T_{sat}(\text{Water};P=1)$$

$$T_{s\_mezcla}=T_{s\_agua}$$

$$Q_{eb}=m_{mezcla}*Cp_{mezcla}*(T_{s\_mezcla}-T_{e\_mezcla})$$

$$m_{mezcla}=m_{prod}+m_{rec} \text{ \{Hay que añadirle lo que se va a recircular de cabeza y cola\}}$$

$$m_{rec}=m_o-m_{prod}$$

$$m_o=m_{et\_o}+m_{w\_o}$$

$$m_{prod}=m_{et\_prod}+m_{w\_prod}$$

"DATOS SACADOS DE LA DESTILACION"

$$m_{et\_o}=602,2*0,2825$$

$$m_{w\_o}=602,2*(1-0,2825)$$

$$m_{et\_prod}=225,5*0,5547$$

$$m_{w\_prod}=225,5*(1-0,5547)$$

$$Cp_{mezcla}=(m_{et\_o}+m_{et\_prod})/m_{mezcla}*Cp_{et}+(m_{w\_o}+m_{w\_prod})/m_{mezcla}*Cp_w$$

$$Cp_{et}=Cp(\text{Ethanol};P=1;T=(T_{s\_mezcla}+T_{e\_mezcla})/2)$$

$$Cp_w=Cp(\text{Water};P=1;T=(T_{s\_mezcla}+T_{e\_mezcla})/2)$$

$$\Delta H_{w}=Enthalpy\_vaporization(\text{Water};P=1)$$

$$Q_{eb}=m_{agua}*\Delta H_{w}$$

### CALDERA H-101

"Pesos moleculares"

$$PM_{ch4}=12+4$$

$$PM_{c2h6}=12*2+6$$

$$PM_{c3h8}=12*3+8$$

$$PM_{c4h10}=12*4+10$$

$$PM_{aire}=0,79*14*2+0,21*16*2$$

$$PM_{gases}=12+16*2$$

$$PM_{agua}=2+16$$

$$PM_{n2}=14*2$$

"Datos de partida"

$$\{m_{cble}=100\} \text{ \{kg\} \text{ "Supuesto inicial"}}$$

$$m_{ch4}=0,86*m_{cble}/PM_{ch4} \text{ \{kmol\}}$$

$$m_{c2h6}=0,076*m_{cble}/PM_{c2h6}$$

$$m_{c3h8}=0,024*m_{cble}/PM_{c3h8}$$

$$m_{c4h10}=0,01*m_{cble}/PM_{c4h10}$$

$$m_{n2}=0,03*m_{cble} \text{ {kg}}$$

$$PCI=45000 \text{ {kJ/kg}}$$

$$T_{e\_agua}=95$$

$$T_{e\_aire}=25 \text{ {Temperatura media en Sevilla}}$$

$$m_{aire}=(m_{o2}/0,21)*PM_{aire} \text{ {kg}}$$

$$m_{o2}=1,05*(2*m_{ch4}+7/2*m_{c2h6}+5*m_{c3h8}+13/2*m_{c4h10})$$

$$Q_{cble}+Q_{aire}=Q_{util}+Q_{gases}+Q_{vapor}+P$$

$$Q_{cble}=m_{cble}*PCI$$

$$Q_{aire}=m_{aire}*Cp_{aire}*(T_{e\_aire}-25)$$

$$Cp_{aire}=Cp(\text{Air\_ha};P=1;T=T_{e\_aire})$$

$$Q_{util}=m_{agua}*(\text{Enthalpy\_vaporization}(\text{Water};T=T_{s\_agua})+Cp_{agua}*(T_{s\_agua}-T_{e\_agua}))$$

$$Cp_{agua}=cp(\text{Water};T=97;P=1)$$

$$Q_{gases}=m_{gases}*cp_{gases}*(T_{s\_gas}-25)$$

$$m_{gases}=(m_{ch4}+2*m_{c2h6}+3*m_{c3h8}+4*m_{c4h10})*PM_{gases}$$

$$Cp_{gases}=Cp(\text{CarbonDioxide};P=1;T=(T_{s\_gas}+25)/2)$$

$$Q_{vapor}=m_{vapor}*cp_{vapor}*(T_{s\_gas}-25)+m_{nitrogeno}*cp_{n2}*(T_{s\_gas}-25)$$

$$m_{vapor}=(2*m_{ch4}+3*m_{c2h6}+4*m_{c3h8}+5*m_{c4h10})*PM_{agua}$$

$$Cp_{vapor}=Cp(\text{Steam};P=1;T=(T_{s\_gas}+25)/2)$$

$$m_{nitrogeno}=m_{n2}+m_{o2}*0,79/0,21*PM_{n2}$$

$$Cp_{n2}=Cp(\text{Nitrogen};P=1;T=(T_{s\_gas}+25)/2)$$

$$P=0,02*Q_{cble}$$

$$\eta=Q_{util}/(Q_{cble}+Q_{aire})$$

$$\eta=0,8$$

### SERPENTÍN E-101

$$Q_{int}=241813/(60*2+15)/60 \text{ {kJ}}$$

$$mc=107,1/(60*2+15)/60$$

$$t_{ec}=99,2$$

$$t_{sc}=99,2$$

$$mf=0,05*602,2/(60*2+15)/60$$

$$t_{ef}=20$$

$$t_{sf}=80$$

$$Q_{int}=U*A*DTLM$$

$$DTLM=((T_{ec}-T_{sf})-(T_{sc}-T_{ef}))/\ln((T_{ec}-T_{sf})/(T_{sc}-T_{ef}))$$

$$A_{int}=3,1416*de*L$$

```

A=n_tubos*A_int
U=1/(de/(hi*di)+Fsi*de/di+Fse+1/he)
Fsi=0,0002*1000 {m2·K/kW}
Fse=0,0001*1000

"Supongo:" n_tubos=1
    n_pasos=2
hi=Nu_i*k_i/di
Nu_i=0,023*Re_i^(4/5)*Pr_i^(0,4)
Pr_i=Prandtl(Water;T=(T_ec+T_sc)/2;P=1)
Re_i=rho_m*v_i*di/mu_m
    {v_i=0,5 {m/s}}
v_i=mc/(rho_m*Ap_i)
rho_m=Density(Water;T=(T_ec+T_sc)/2;P=1)
mu_m=Viscosity(Water;T=(T_ec+T_sc)/2;P=1)
Ap_i=n_tubos/n_pasos*3,1416*di^2/4
k_i=Conductivity(Water;T=(T_ec+T_sc)/2;P=1)

    {v_e=0,2 {m/s}}
    {de=1,354*di}}
he=Nu_e*k_e/de
Nu_e=0,023*Re_e^(4/5)*Pr_e^(0,4)
Pr_e=Prandtl(Water;T=(T_ef+T_sf)/2;P=1)
Re_e=rho_w*v_e*de/mu_w
rho_w=density(water;T=(T_ef+T_sf)/2;P=1)
mu_w=Viscosity(Water;T=(T_ef+T_sf)/2;P=1)
v_e=mf/(rho_w*Ap_e)
Ap_e=(pitch-de)*Ds*Lb/pitch
    pitch=1,25*de
    Ds=de*(n_tubos/0,249)^(1/2,207)
    Lb=Ds/5
    Diámetro_carcasa=Ds*1000*0,03937 {inch}
k_e=Conductivity(water;T=(T_ef+T_sf)/2;P=1)
di=0,37*0,0254
de/di=1,351
    {de/di=zzz}
di_in=di/0,0254}

```

## CONDENSADOR E-102

$$m_c = 225,5 / ((2 \cdot 60 + 15) \cdot 60) \text{ \{kg/s\}}$$

$$et\_prodm = 0,5547$$

$$T_{ec} = 100$$

$$T_{sc} = 25$$

$$Cp\_c = (1 - et\_prodm) \cdot cp(\text{Water}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1) + et\_prodm \cdot cp(\text{Ethanol}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1)$$

$$Q_{int} = m_c \cdot Cp\_c \cdot (T_{ec} - T_{sc})$$

$$T_{ef} = 20$$

$$mf = m_c \cdot 1,5 \text{ "Lo supongo"}$$

$$Cp\_f = cp(\text{water}; T = T_{ef}; P = 1)$$

$$Q_{int} = mf \cdot Cp\_f \cdot (T_{sf} - T_{ef})$$

$$Q_{int} = U \cdot A \cdot DTLM$$

$$DTLM = ((T_{ec} - T_{sf}) - (T_{sc} - T_{ef})) / \ln((T_{ec} - T_{sf}) / (T_{sc} - T_{ef}))$$

$$A_{int} = 3,1416 \cdot de \cdot L$$

$$A = n\_tubos \cdot A_{int}$$

$$U = 1 / (de / (hi \cdot di) + Fsi \cdot de / di + Fse + 1 / he)$$

$$\{U = 40 / 1000\}$$

$$Fsi = 0,0002 \cdot 1000 \text{ \{m}^2 \cdot \text{K/kW}\}}$$

$$Fse = 0,0001 \cdot 1000$$

$$\text{"Supongo:" } n\_tubos = 1$$

$$n\_pasos = 2$$

$$hi = Nu\_i \cdot k\_i / di$$

$$Nu\_i = 0,023 \cdot Re\_i^{(4/5)} \cdot Pr\_i^{(0,4)}$$

$$Pr\_i = (1 - et\_prodm) \cdot Pr_1 + et\_prodm \cdot Pr_2$$

$$Pr_1 = Prandtl(\text{Water}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1)$$

$$Pr_2 = Prandtl(\text{Ethanol}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1)$$

$$Re\_i = \rho\_m \cdot v\_i \cdot di / \mu\_m$$

$$\{v\_i = 1,2 \text{ \{m/s\}}\}$$

$$di = 0,459 \cdot 0,0254 \text{ \{m\}}$$

$$v\_i = m_c / (\rho\_m \cdot Ap\_i)$$

$$\rho\_m = (1 - et\_prodm) \cdot \text{Density}(\text{Water}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1) + et\_prodm \cdot \text{Density}(\text{Ethanol}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1)$$

$$\mu\_m = (1 - et\_prodm) \cdot \text{Viscosity}(\text{Water}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1) + et\_prodm \cdot \text{Viscosity}(\text{Ethanol}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1)$$

$$Ap\_i = n\_tubos / n\_pasos \cdot 3,1416 \cdot di^2 / 4$$

$$k\_i = (1 -$$

$et\_prodm) * \text{Conductivity}(\text{Water}; T=(T\_ec+T\_sc)/2; P=1) + et\_prodm * \text{Conductivity}(\text{Ethanol}; T=(T\_ec+T\_sc)/2; P=1)$   
 $\{v\_e=2,4 \text{ \{m/s\}}\}$   
 $\{de=1,354 * di\}$   
 $he=Nu\_e * k\_e / de$   
 $Nu\_e=0,023 * Re\_e^{(4/5)} * Pr\_e^{(0,4)}$   
 $Pr\_e=\text{Prandtl}(\text{Water}; T=(T\_ef+T\_sf)/2; P=1)$   
 $Re\_e=rho\_w * v\_e * de / mu\_w$   
 $rho\_w=\text{density}(\text{water}; T=(T\_ef+T\_sf)/2; P=1)$   
 $mu\_w=\text{Viscosity}(\text{Water}; T=(T\_ef+T\_sf)/2; P=1)$   
 $v\_e=mf / (rho\_w * Ap\_e)$   
 $Ap\_e=(pitch-de) * Ds * Lb / pitch$   
 $pitch=1,25 * de$   
 $Ds=de * (n\_tubos / 0,249)^{(1/2,207)}$   
 $Lb=Ds / 5$   
 $Diámetro\_carcasa=Ds * 1000 * 0,03937 \text{ \{inch\}}$   
 $k\_e=\text{Conductivity}(\text{water}; T=(T\_ef+T\_sf)/2; P=1)$   
 $de/di=1,362$

## **BOMBAS**

### **P-101**

$Q\_w=20 / (1000 * 60) \text{ \{m3/s\}}$   
 $qq\_w=q\_w * 3600 * 1000$   
 $m\_w=Q\_w * rho\_w$   
 $v=1 \text{ \{m/s\}} \text{ \{las velocidades de los fluidos suelen estar entre 1 y 3 m/s\}}$   
 $rho\_w=\text{density}(\text{water}; P=1; T=25)$   
 $mu\_w=\text{viscosity}(\text{water}; P=1; T=25)$   
  
 $Q\_w=v * A\_w$   
 $A\_w=3,1416 * d\_w^2 / 4$   
  
 $Re\_w=rho\_w * v * d\_w / mu\_w$   
 $1/f\_w^{0,5} = -0,86 * \ln(2,51 / (Re\_w * f\_w^{0,5}))$   
 $DELTA p\_w = f\_w * L / d\_w * rho\_w * v^2 / 2$   
 $L=15$   
 $H\_w = DELTA p\_w / (rho\_w * 9,81)$   
 $W\_w = rho\_w * 9,81 * Q\_w * H\_w$   
 $NPSH\_w = DELTA p\_w / rho\_w / 1,2$

**P-102**

$$Q_{et}=10/(1000*60) \text{ {m3/s}}$$

$$qq_{et}=q_{et}*3600*1000$$

$$m_{et}=Q_{et}*\rho_{et}$$

$$\rho_{et}=\text{density}(\text{ethanol};P=1;T=25)$$

$$\mu_{et}=\text{viscosity}(\text{ethanol};P=1;T=25)$$

$$Q_{et}=v*A_{et}$$

$$A_{et}=3,1416*d_{et}^2/4$$

$$Re_{et}=\rho_{et}*v*d_{et}/\mu_{et}$$

$$1/f_{et}^{0,5}=-0,86*\ln(2,51/(Re_{et}*f_{et}^{0,5}))$$

$$\Delta P_{et}=f_{et}*L/d_{et}*\rho_{et}*v^2/2$$

$$H_{et}=\Delta P_{et}/(\rho_{et}*9,81)$$

$$W_{et}=\rho_{et}*9,81*Q_{et}*H_{et}$$

$$NPSH_{et}=\Delta P_{et}/\rho_{et}/1,2$$

**P-103**

$$m_{rec}=376,7/((3*60+50)*60) \text{ {m3/s}}$$

$$qq_{rec}=q_{rec}*3600*1000$$

$$v_{rec}=260$$

$$et_{recm}=0,1195$$

$$et_{recm}=v_{rec}*et_{recv}*\rho_{et}/(v_{rec}*et_{recv}*\rho_{et}+v_{rec}*(1-et_{recv})*\rho_w)$$

$$m_{rec}=Q_{rec}*\rho_{rec}$$

$$\rho_{rec}=et_{recv}*\text{density}(\text{ethanol};P=1;T=25)+(1-et_{recv})*\text{density}(\text{water};P=1;T=25)$$

$$\mu_{rec}=et_{recv}*\text{viscosity}(\text{ethanol};P=1;T=25)+(1-et_{recv})*\text{viscosity}(\text{water};P=1;T=25)$$

$$Q_{rec}=v*A_{rec}$$

$$A_{rec}=3,1416*d_{rec}^2/4$$

$$Re_{rec}=\rho_{rec}*v*d_{rec}/\mu_{rec}$$

$$1/f_{rec}^{0,5}=-0,86*\ln(2,51/(Re_{rec}*f_{rec}^{0,5}))$$

$$\Delta P_{rec}=f_{rec}*L/d_{rec}*\rho_{rec}*v^2/2$$

$$H_{rec}=\Delta P_{rec}/(\rho_{rec}*9,81)$$

$$W_{rec}=\rho_{rec}*9,81*Q_{rec}*H_{rec}$$

$$NPSH_{rec}=\Delta P_{rec}/\rho_{rec}/1,2$$

**P-104**

$$m_{\text{prod}}=225,5/((3*60+50)*60) \text{ \{kg/s\}}$$

$$qq_{\text{prod}}=q_{\text{prod}}*3600*1000$$

$$v_{\text{prod}}=260$$

$$et_{\text{prodv}}=0,6127$$

$$m_{\text{prod}}=Q_{\text{prod}}*\rho_{\text{prod}}$$

$$\rho_{\text{prod}}=et_{\text{prodv}}*\text{density}(\text{ethanol};P=1;T=25)+(1-et_{\text{prodv}})*\text{density}(\text{water};P=1;T=25)$$

$$\mu_{\text{prod}}=et_{\text{prodv}}*\text{viscosity}(\text{ethanol};P=1;T=25)+(1-et_{\text{prodv}})*\text{viscosity}(\text{water};P=1;T=25)$$

$$Q_{\text{prod}}=v*A_{\text{prod}}$$

$$A_{\text{prod}}=3,1416*d_{\text{prod}}^2/4$$

$$Re_{\text{prod}}=\rho_{\text{prod}}*v*d_{\text{prod}}/\mu_{\text{prod}}$$

$$1/f_{\text{prod}}^{0,5}=-0,86*\ln(2,51/(Re_{\text{prod}}*f_{\text{prod}}^{0,5}))$$

$$\Delta P_{\text{prod}}=f_{\text{prod}}*L/d_{\text{prod}}*\rho_{\text{prod}}*v^2/2$$

$$H_{\text{prod}}=\Delta P_{\text{prod}}/(\rho_{\text{prod}}*9,81)$$

$$W_{\text{prod}}=\rho_{\text{prod}}*9,81*Q_{\text{prod}}*H_{\text{prod}}$$

$$NPSH_{\text{prod}}=\Delta P_{\text{prod}}/\rho_{\text{prod}}/1,2$$

**P-105**

$$m_{\text{cald}}=107,1/((3*60+50)*60) \text{ \{kg/s\}}$$

$$qq_{\text{cald}}=q_{\text{cald}}*3600*1000$$

$$m_{\text{cald}}=Q_{\text{cald}}*\rho_{\text{cald}}$$

$$\rho_{\text{cald}}=\text{density}(\text{water};P=1;T=95)$$

$$\mu_{\text{cald}}=\text{viscosity}(\text{water};P=1;T=95)$$

$$Q_{\text{cald}}=v*A_{\text{cald}}$$

$$A_{\text{cald}}=3,1416*d_{\text{cald}}^2/4$$

$$Re_{\text{cald}}=\rho_{\text{cald}}*v*d_{\text{cald}}/\mu_{\text{cald}}$$

$$1/f_{\text{cald}}^{0,5}=-0,86*\ln(2,51/(Re_{\text{cald}}*f_{\text{cald}}^{0,5}))$$

$$\Delta P_{\text{cald}}=f_{\text{cald}}*L/d_{\text{cald}}*\rho_{\text{cald}}*v^2/2$$

$$H_{\text{cald}}=\Delta P_{\text{cald}}/(\rho_{\text{cald}}*9,81)$$

$$W_{\text{cald}}=\rho_{\text{cald}}*9,81*Q_{\text{cald}}*H_{\text{cald}}$$

$$NPSH_{\text{cald}}=\Delta P_{\text{cald}}/\rho_{\text{cald}}/1,2$$

$$P_{\text{cald}}=\Delta P_{\text{cald}}/101325$$

### INTERCAMBIADOR E-103

$$V=5000$$

$$v_{et}=V*et_v$$

$$et_v=0,3333$$

$$et_v=v_{et}/(v_{et}+v_w)$$

$$\rho_{et}=\text{density}(\text{Ethanol};P=1;T=25)$$

$$\rho_w=\text{density}(\text{Water};P=1;T=25)$$

$$\rho_{et}=m_{et}/v_{et}$$

$$\rho_w=m_w/v_w$$

$$et_m=m_{et}/(m_{et}+m_w)$$

$$mf=602,2/15/60 \text{ \{kg/s\}}$$

$$T_{ef}=25$$

$$T_{sf}=95$$

$$Cp_f=(1-et_m)*cp(\text{Water};T=(T_{ef}+T_{sf})/2;P=1)+et_m*cp(\text{Ethanol};T=(T_{ef}+T_{sf})/2;P=1)$$

$$Q_{int}=mf*Cp_f*(T_{sf}-T_{ef})$$

$$T_{ec}=T_{sat}(\text{Water};P=1)$$

$$T_{sc}=T_{ec}$$

$$AH_c=\text{Enthalpy\_vaporization}(\text{water};P=1)$$

$$Q_{int}=mc*AH_c$$

$$cp=cp(\text{Water};T=(25+99,62)/2;P=1)$$

$$AH=\text{Enthalpy\_vaporization}(\text{Water};P=1)$$

$$Q=mc*(cp*(99,62-25)+AH)$$

$$Q=m_{cble}*45000$$

$$Q_{int}=U*A*DTLM$$

$$DTLM=((T_{ec}-T_{sf})-(T_{sc}-T_{ef}))/\ln((T_{ec}-T_{sf})/(T_{sc}-T_{ef}))$$

$$A_{int}=3,1416*de*L$$

$$A=n_{tubos}*A_{int}$$

$$U=1/(de/(hi*di)+Fsi*de/di+Fse+1/he)$$

$$\{U=40/1000\}$$

$$Fsi=0,0002*1000 \text{ \{m}^2\cdot\text{K/kW\}}$$

$$Fse=0,0001*1000$$

$$\text{"Supongo:" } n_{tubos}=425$$

$$n_{pasos}=2$$

$$hi=Nu_i*k_i/di$$

$$Nu_i=0,023*Re_i^{(4/5)}*Pr_i^{(0,4)}$$

$Pr_i = (1 - et_m) * Pr_1 + et_m * Pr_2$   
 $Pr_1 = Prandtl(\text{Water}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1)$   
 $Pr_2 = Prandtl(\text{Ethanol}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1)$   
 $Re_i = \rho_m * v_i * di / \mu_m$   
 $\{v_i = 1, 2 \text{ \{m/s\}}\}$   
 $di = 0,532 * 0,0254 \text{ \{m\}}$   
 $v_i = mc / (\rho_m * Ap_i)$   
 $\rho_m = (1 - et_m) * Density(\text{Water}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1) + et_m * Density(\text{Ethanol}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1)$   
 $\mu_m = (1 - et_m) * Viscosity(\text{Water}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1) + et_m * Viscosity(\text{Ethanol}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1)$   
 $Ap_i = n_{tubos} / n_{pasos} * 3,1416 * di^2 / 4$   
 $k_i = (1 - et_m) * Conductivity(\text{Water}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1) + et_m * Conductivity(\text{Ethanol}; T = (T_{ec} + T_{sc})/2; P = 1)$   
  
 $\{v_e = 2, 4 \text{ \{m/s\}}\}$   
 $he = Nu_e * k_e / de$   
 $Nu_e = 0,023 * Re_e^{(4/5)} * Pr_e^{(0,4)}$   
 $Pr_e = Prandtl(\text{Water}; T = (T_{ef} + T_{sf})/2; P = 1)$   
 $Re_e = \rho_w * v_e * de / \mu_w$   
 $\{\rho_w = density(\text{water}; T = (T_{ef} + T_{sf})/2; P = 1)\}$   
 $\mu_w = Viscosity(\text{Water}; T = (T_{ef} + T_{sf})/2; P = 1)$   
 $v_e = mf / (\rho_w * Ap_e)$   
 $Ap_e = (pitch - de) * Ds * Lb / pitch$   
 $pitch = 1,25 * de$   
 $Ds = de * (n_{tubos} / 0,249)^{(1/2,207)}$   
 $Lb = Ds / 5$   
 $Diámetro\_carcasa = Ds * 1000 * 0,03937 \text{ \{inch\}}$   
 $k_e = Conductivity(\text{water}; T = (T_{ef} + T_{sf})/2; P = 1)$   
 $de / di = 1,41$

## 8 REFERENCIAS

---

- [1] José María de Soroa y Pineda, Industrias transformadoras de frutas y hortalizas, 1965.
- [2] Antonio Madrid Vicente, Ingeniería y producción de alimentos, AMV Ediciones, 1ª edición, 2016.
- [3] Diario Oficial de la Unión Europea, «REGLAMENTO (CE) No 110/2008 DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO,» relativo a la definición, designación, presentación, etiquetado y protección de la indicación geográfica, 15 de enero de 2008.
- [4] «La guía de Química,» [En línea]. Available: <https://quimica.laguia2000.com/compuestos-quimicos/etanol-y-bebidas-alcoholicas>.
- [5] R. Ertan Anli & Mustafa Bayram, «Traditional Aniseed-Flavored Spirit Drinks, Food Reviews International,» DOI: 10.1080/87559129.2010.484115, 2010.
- [6] Ángel Fálder Rivero, «Enciclopedia de los Alimentos,» Revista de distribución y consumo, Marzo-Abril 2006.
- [7] Capítulo XVI del Código Alimentario Argentino, «Correctivos y coadyuvantes,» Resolución GMC 084/93.
- [8] Boskabady, M.H. & Ramazani-Assari, M., «Relaxant effect of Pimpinella anisum on isolated guinea pig tracheal chains and its possible mechanism(s),» Journal of Ethnopharmacology, 2001.
- [9] Vásquez, O., Alva, A. y Marreros J., «Extracción y caracterización del aceite de Jengibre,» Revista amazónica de investigación alimentaria.
- [10] EEC, «Official Journal of the European Union Regulation (EC) No 110/2008 of the European Parliament,» n° On the definition, description, presentation, labelling and the protection of geographical indications of spirit drinks and repealing Council Regulation (EEC), 15 January 2008.
- [11] Federación española de bebidas espirituosas, «Informe socioeconómico,» Ed. 2017.
- [12] Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, «Anuario de Estadística,» Ed. 2017.
- [13] Federación Española de Bebidas Espirituosas (FEBE), Informe socioeconómico, 2018.
- [14] María Mercedes Ferreyra, «Estudio biotecnológico para la elaboración de una bebida alcohólica a partir de jugo de Naranja,» Valencia, 2006.
- [15] Roberto Rodríguez Madrera & Belén Suárez Valles, «Manual de elaboración de aguardiente de sidra,» ISBN: 978-84-606-9367-3.
- [16] F. M. S. & A. T. Thomas, «Distilled spirit,» Encyclopedia Britannia inc, 2016.
- [17] Miguel Yucra Rojas & Erika Torrez, «Ventajas y limitaciones de los métodos de extracción del aceite esencial de anís estrellado».

- [18] Gobierno de Navarra, Departamento de desarrollo rural, medio ambiente y administración local, «Norma técnica artesana de los licores de hierbas y frutas».
- [19] José M. Domínguez Cerdeira, «Combustibles,» de *Calderas industriales eficientes*, Madrid, [www.fenercom.com](http://www.fenercom.com), pp. 27-45.
- [20] Energía y sociedad, «Las claves del sector energético,» 2013. [En línea]. Available: <http://www.energiaysociedad.es>.
- [21] Carlos Ortíz Domínguez, «Estudio y posibles mejoras de la fábrica de anís "El Clavel",» Sevilla, Junio 2009.
- [22] Esmeralda Portillo, «Diagramas de procesos,» Tema 4 de Ingeniería de Procesos.
- [23] Coulson & Richardson's, *Chemical Engineering Design*, Volume 6, Fourth edition, 2005, p. R. K. Sinnott.
- [24] David Velázquez & Rocio González, *Tablas y gráficas de tecnología energética*.
- [25] David Velázquez, Tema 1 Tecnología energética: Cambiadores de calor.
- [26] McCabe, W.L., Smith J.C. & Harriott, P., *Operaciones unitarias en ingeniería química*, 7ª Ed. McGraw-Hill Interamericana, 2007.
- [27] Esmeralda Portillo, Tema 11 Ingeniería de Procesos: Análisis económico de procesos químicos, 2018.
- [28] Çengel Y.A. & Boles M-A, *Termodinámica*, McGraw-Hill, 2009.
- [29] Boletín Oficial del Estado, «Decreto 2484/1967,» de 21 de septiembre, por el que se aprueba el texto del Código Alimentario Español.
- [30] I. Orriols, *La elaboración de aguardientes de Orujo*, Madrid: 2005.
- [31] *Simulación de los procesos de obtención de etanol a partir de caña de azúcar y maíz*, 2005.

